

ZAILER ASTOLFI FILHO

**PROPRIEDADES REOLÓGICAS E TERMOFÍSICAS DE
CALDOS DE CANA UTILIZADOS NO PROCESSO DE
OBTENÇÃO DE BIOETANOL**

São José do Rio Preto
2011

ZAILER ASTOLFI FILHO

**PROPRIEDADES REOLÓGICAS E TERMOFÍSICAS DE
CALDOS DE CANA UTILIZADOS NO PROCESSO DE
OBTENÇÃO DE BIOETANOL**

Tese apresentada ao Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto, para a obtenção do título de Doutor em Engenharia e Ciência de Alimentos.

Orientador: Prof. Dr. Javier Telis Romero

Co-orientadora: Prof^ª. Dra. Vânia Regina Nicoletti Telis

São José do Rio Preto
2011

Astolfi Filho, Zailer.

Propriedades reológicas e termofísicas de caldos de cana utilizados no processo de obtenção de bioetanol / Zailer Astolfi Filho. - São José do Rio Preto : [s.n.], 2011.

143 f. : il. ; 30 cm.

Orientador: Javier Telis Romero

Coorientador: Vânia Regina Nicoletti Telis

Tese (doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas

1. Reologia. 2. Cana-de-açúcar – Propriedades reológicas. 3. Cana-de-açúcar – Propriedades termofísicas. 4. Biocombustíveis. 5. Bioetanol. I. Telis-Romero, Javier. II. Telis, Vânia Regina Nicoletti. III. Universidade Estadual Paulista, Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas. IV. Título.

CDU – 633.61:531.828

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca do IBILCE
Campus de São José do Rio Preto - UNESP

ZAILER ASTOLFI FILHO

PROPRIEDADES REOLÓGICAS E TERMOFÍSICAS DE CALDOS DE CANA UTILIZADOS NO PROCESSO DE OBTENÇÃO DE BIOETANOL

Tese apresentada para obtenção do título de Doutor em Engenharia e Ciência de Alimentos, área de Engenharia de Alimentos junto ao Programa de Pós Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Julio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Javier Telis Romero _____
Professor Assistente Doutor
UNESP – São José do Rio Preto
Orientador

Prof. Dr. Vivaldo Silveira Junior _____
Professor Assistente Doutor
Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP/FEA

Prof^a. Dr^a. Jane Sélia dos Reis Coimbra _____
Professora Assistente Doutora
Universidade Federal de Viçosa - UFV/DTA

Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi _____
Professor Assistente Doutor
UNESP – São José do Rio Preto

Prof. Dr. Renato Alexandre Ferreira Cabral _____
Professor Doutor
UNESP – São José do Rio Preto

São José do Rio Preto, 5 de Agosto 2011.

DADOS CURRICULARES

ZAILER ASTOLFI FILHO

NASCIMENTO	05.03.1960 – Itápolis SP
FILIAÇÃO	Zailer Astolfi (in memoriam) Lavínia Tagliatella Astolfi
1981/1986	Curso de Graduação Engenharia Química FAENQUIL / USP – Lorena/SP
2001/2003	Curso de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, nível de Mestrado UNESP – São José do Rio Preto/SP
2008/2009	Curso de Pós-Graduação em Gestão Empresarial nível de Especialização FGV/COC – São José do Rio Preto/SP
2007/2011	Curso de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, nível de Doutorado UNESP – São José do Rio Preto/SP

DEDICO

Esse trabalho aos meus pais Zailer Astolfi (*in memoriam*) e Lavínia Tagliatella Astolfi, pela presença marcante em todos os momentos de minha vida. Motivadores de um grande sonho de um jovem quando formado idealizava alcançar.

Às minhas filhas Marina Biaso Bacha Astolfi e Beatriz Biaso Bacha Astolfi, pelo carinho, compreensão, pelos momentos de ausências e interesse pelos caminhos da pesquisa.

À minha esposa Sandra Biaso Bacha Astolfi, pelo amor, carinho e motivação nessa conquista.

Essas pessoas, que jamais deixaram de incentivar-me, conduzindo-me ao término de mais uma etapa decisiva para meu crescimento profissional e pessoal.

MEUS SINCEROS AGRADECIMENTOS

A realização deste trabalho foi possível graças à colaboração direta ou indireta de várias pessoas. Manifesto minha gratidão a todas elas e de forma particular:

a Deus por me conferir saúde e motivação na busca de novos desafios no desenvolvimento profissional e pessoal;

aos meus pais que não mediram esforços em toda minha formação acadêmica;

em especial ao Prof. Dr. Javier Telis Romero, meu orientador, pela dedicação, paciência e sabedoria na condução desse projeto e sua grande contribuição no meu crescimento científico. Agradeço pela parceria ao compartilhar seu conhecimento;

à Prof^ª. Dra. Vânia Regina Nicoletti Telis, pelos seus ensinamentos e motivação na busca dos objetivos desse projeto. Uma pessoa competente e correta, sempre disposta a colaborar.

ao Departamento de Engenharia e Tecnologia Alimentos (DETA/IBILCE) da Universidade Estadual Paulista – UNESP, Campus de São José do Rio Preto, por me permitir cursar e obter este título tão importante.

aos professores integrantes da banca examinadora, Prof. Dr. Vivaldo Silveira Junior, Prof^ª. Dra. Jane Selia dos Reis Coimbra, Prof. Dr. Renato Alexandre Ferreira Cabral, Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi pelas sugestões, correções e oportunidades de melhorias;

à coordenação de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos pela colaboração;

a todos os professores e funcionários do DETA, que me acompanham desde o mestrado e que, direta ou indiretamente, colaboraram para a realização deste trabalho;

aos Profs. Drs. Vanildo Luiz Del Bianchi e Izabel Cristina Freitas Moraes por sua participação na banca da qualificação, proporcionando discussões e sugestões na melhoria deste trabalho;

aos técnicos e secretaria do DETA/IBILCE, pela convivência durante esses anos;

aos colaboradores do departamento de pós-graduação pelo auxílio no suporte das apresentações de qualificação e defesa da tese;

ao Engenheiro Químico e Diretor Industrial da Raízen Antonio Alberto Stuchi, pelo incentivo e apoio ao iniciar este curso.

ÍNDICE

RESUMO	x
SUMMARY	xii
NOMENCLATURA	xiv
CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO GERAL	
1.1. INTRODUÇÃO GERAL	18
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	
2.1. CANA DE AÇÚCAR	22
2.2. PROCESSAMENTO BÁSICO DE BIOETANOL	23
2.2.1. LIMPEZA DA CANA	23
2.2.2. PREPARAÇÃO E EXTRAÇÃO DA CANA	23
2.2.3. TRATAMENTO DO CALDO	24
2.2.4. EVAPORAÇÃO	27
2.2.5. FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA	27
2.2.6. DESTILAÇÃO	30
2.3. REOLOGIA	30
2.3.1. CLASSIFICAÇÃO DE FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS	32
2.3.2. MODELOS REOLÓGICOS	34
2.3.3. INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO COMPORTAMENTO REOLÓGICO DOS FLUIDOS	38
2.3.4. INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS NO COMPORTAMENTO REOLÓGICO DOS FLUIDOS	39
2.3.5. INFLUÊNCIA COMBINADA DA TEMPERATURA E DO TEOR DE SÓLIDOS NO COMPORTAMENTO REOLÓGICO DOS FLUIDOS	40
2.3.6. EQUIPAMENTO PARA MEDIÇÃO DOS PARÂMETROS REOLÓGICOS	41
2.3.7. REÔMETRO DE CILINDROS CONCÊNTRICOS	44
2.3.8. REÔMETRO DE CONE E PLACA	45
2.4. PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS DE ALIMENTOS	47
2.5. HIDRODINÂMICA DE FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM DUTOS CILÍNDRICOS	50
2.5.1. BALANÇO DE ENERGIA MECÂNICA	50
2.5.2. FATORES DE ATRITO EM TUBOS	51
2.5.2.1. ESCOAMENTO LAMINAR	51
2.5.2.1.1. FLUIDOS QUE OBEDECEM AO MODELO DE OSTWALD-DE -WAELE	51
2.5.2.2. ESCOAMENTO TURBULENTO	53
2.5.2.2.1. FLUIDOS NEWTONIANOS	53
2.5.2.2.2. FLUIDOS QUE OBEDECEM AO MODELO DE OSTWALD-DE -WAELE	53

2.6. TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM DUTOS CILÍNDRICOS 53

2.6.1. COEFICIENTE CONVECTIVO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR 53
2.6.1.1. ESCOAMENTO LAMINAR 54
2.6.1.2. ESCOAMENTO TURBULENTO 56

CAPÍTULO 3 – THERMOPHYSICAL PROPERTIES OF INDUSTRIAL SUGAR CANE JUICES FOR THE PRODUCTION OF BIOETHANOL

ABSTRACT 60
1. INTRODUCTION 60
2. EXPERIMENTAL SECTION 63
2.1. MATERIALS 63
2.2. APPARATUS AND METHODS 63
2.2.1. THERMAL CONDUCTIVITY 63
2.2.2. HEAT CAPACITY 65
2.2.3. DENSITY 65
3. RESULTS AND DISCUSSION 65
4. CONCLUSIONS 70
ACKNOWLEDGEMENT 71
LITERATURE CITED 71

CAPÍTULO 4 - RHEOLOGY AND FLUID DYNAMICS PROPERTIES OF SUGARCANE JUICE

ABSTRACT 74
NOMENCLATURE 75
SYMBOLS 76
1. INTRODUCTION 76
2. MATERIAL AND METHODS 77
2.1. SUGAR JUICE COMPOSITION 77
2.2. RHEOLOGICAL PROPERTIES 79
2.3. PRESSURE LOSS MEASUREMENTS 79
2.4. THEORETICAL MODELS 81
3. RESULTS AND DISCUSSION 83
3.1. RHEOLOGICAL PROPERTIES 83
3.2. FRICTION FACTORS DETERMINATION 87
4. SUMMARY AND CONCLUSIONS 91
ACKNOWLEDGEMENTS 92
REFERENCES 92

CAPÍTULO 5 – FRICTION FACTORS, CONVECTIVE HEAT TRANSFER COEFFICIENTS AND THE COLBURN ANALOGY FOR INDUSTRIAL SUGARCANE JUICES

ABSTRACT	97
NOMENCLATURE	99
GREEKS LETTERS	100
1. INTRODUCTION	101
2. MATERIAL AND METHODS	104
2.1. SUGARCANE JUICE CHARACTERIZATION.....	104
2.2. FRICTION FACTORS DETERMINATION.....	104
2.2.1. PRESSURE DROP MEASUREMENTS.....	104
2.2.2. FRICTION FACTORS CALCULATIONS-THEORETICAL APPROACH.....	106
2.3. NUSSELT NUMBER DETERMINATION.....	107
2.3.1. BULK TEMPERATURE MEASUREMENTS.....	107
2.3.2. NUSSELT NUMBER CALCULATIONS-THEORETICAL APPROACH.....	108
2.4. THE COLBURN ANALOGY.....	110
2.5. MODELS FITTING.....	112
3. RESULTS AND DISCUSSION	112
3.1. SUGARCANE JUICE CHARACTERIZATION.....	112
3.2. FRICTION FACTORS DETERMINATION.....	115
3.3. NUSSELT NUMBER CORRELATIONS.....	120
3.4. THE COLBURN ANALOGY.....	125
4. SUMMARY AND CONCLUSIONS	125
ACKNOWLEDGEMENTS	126
REFERENCES	127
FIGURES CAPTIONS	130
TABLES CAPTIONS	130

CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES

6. CONCLUSÕES	133
----------------------------	------------

CAPÍTULO 7 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	136
--	------------

RESUMO

O objetivo deste trabalho foi avaliar as propriedades termo-físicas e reologia do caldo de cana em diferentes etapas de processamento, avaliando o efeito destas propriedades em algumas aplicações para produção de biocombustível e otimização de processos de engenharia. Propriedades termo-físicas e reológicas foram avaliadas para caldos de cana bruto (USCJ), caldo de cana clarificado (CSCJ) e caldo misto (MSCJ), determinada em uma faixa de temperatura de 277,4 K a 373,4 K. Propriedades termo-físicas foram determinadas experimentalmente nesta faixa de temperatura e um modelo polinomial foi empregado, resultando em bons ajustes aos dados experimentais. A densidade e condutividade térmica variaram de (1.044,5 a 1.189,5) kg/m³ e (0,475 a 0,493) W/m.K, respectivamente. O calor específico variou de (3.601,8 a 3.802,9) J/kg.K. As medidas reológicas dos caldos de cana foram realizadas no mesmo intervalo de temperatura e a reometria efetuada em um reômetro rotacional com geometria cone e placa e tensão controlada. Estes fluidos apresentaram um comportamento Newtoniano e, na faixa de temperatura estudada, os valores das viscosidades dos caldos de cana variaram na faixa de (5,0 a 0,04) mPa.s. A dependência da viscosidade com a temperatura foi evidenciada por meio de uma equação do tipo de Arrhenius. Para determinar o fator de atrito, os valores experimentais de perda de carga do caldo de cana fluindo nos tubos foram utilizados a viscosidade dinâmica. Os fatores de atrito experimentais foram correlacionados com o número de Reynolds generalizado e resultaram em bons ajustes. Houve boa concordância entre os valores preditos e medidos confirmando a confiabilidade das equações propostas para descrever o comportamento do fluxo dos caldos de cana.

Neste trabalho, os fatores de atrito (f) e o número de Nusselt (Nu) foram determinados para os caldos de cana em diferentes etapas de seu processamento (caldo de cana bruto, caldo de cana clarificado e caldo de cana misto). Tanto para o fluxo laminar como para o turbulento, os modelos empíricos para f ajustaram bem ($r^2 \geq 0,9$) com os valores experimentais

obtidos por medições de perda de carga. Além disso, os valores de Nu pela aplicação da correlação empírica de Hausen (para o escoamento laminar) e a equação de Sieder-Tate (para o escoamento turbulento) apresentaram bons ajustes ($r^2 \geq 0.9$) para os valores determinados experimentalmente. Assim, os valores f e Nu obtidos para escoamento turbulento foram realizados para verificar a analogia de Colburn, o que resultou em pequenos desvios ($\leq 8.9\%$) do valor ideal esperado. Este resultado indica a adequação de tal analogia, neste caso, permitindo boas estimativas dos coeficientes de transferência de calor a partir de fatores de atritos, ou *vice versa*, para caldos de cana em condições de escoamento turbulento.

SUMMARY

The objective of this work was to evaluate the thermophysical properties and rheology of sugarcane juice at different processing steps, evaluating the effect of these properties in some applications for biofuel production and optimization of engineering processes. Thermophysical and rheological properties were evaluated for untreated sugarcane juice (USCJ), clarified sugarcane juice (CSCJ), and mixed sugarcane juice (MSCJ), determined in a temperature range of 277,4 K to 373,4 K. Thermophysical properties were experimentally determined at this temperature range and a polynomial model was used, resulting in good fits to experimental data. The density and thermal conductivity varied from (1044,5 to 1189,5) kg/m³ and (0,475 to 0,493) W/m.K, respectively. The specific heat ranged from (3601,8 to 3802,9) J/kg.K. The rheological measurements for sugarcane juices were carried out in the same range of temperature and rheometry was performed in a rotational rheometer with cone and plate geometry and controlled stress. These fluids presented a Newtonian behavior and in the temperature range studied, the values of viscosity of sugarcane juices were in the range of (5,0 to 0,04) mPa.s. The dependence of viscosity with temperature was evidenced through an Arrhenius type equation. To determine the friction factor, experimental values of pressure drop from sugarcane juice flowing in tubes and the dynamic viscosity were used. The experimental friction factors were correlated with the generalized Reynolds number and resulted in good adjustments. There was good agreement between predicted and measured values confirming the reliability of the proposed equations to describe the flow behavior of sugarcane juices.

In this work, friction factors (f) and Nusselt number (Nu) were determined for sugarcane juice in different steps of its processing (untreated sugarcane juice, clarified sugarcane juice and mixed sugarcane juice). For both laminar and turbulent flows, the empirical models for f fitted well ($r^2 \geq 0.9$) with the experimental values obtained by pressure drop measurements. Also, Nu values calculated by applying the empirical correlation of Hausen (for laminar flow)

and that of Sieder-Tate (for turbulent flow) presented good adjustment ($r^2 \geq 0.9$) to the experimentally determined values. Thus, the f and Nu values obtained for turbulent flow were taken to verify the Colburn analogy, which furnished results with small deviations ($\leq 8.9\%$) from the expected ideal value. This finding indicates the suitability of such analogy in this case, allowing good estimations of heat transfer coefficients from frictions factors, or *vice-versa*, for sugarcane juices in turbulent flow conditions.

NOMENCLATURA

a = constante da equação 2.7

A e B = constantes da equação 2.9 e 2.10

b = constante da equação 2.8

$^{\circ}\text{Brix}$ = Concentração (w/w %)

C = concentração de sólidos (%m/m)

C_p = calor específico do produto (J/kg.K)

D = diâmetro (m)

E_a = energia de ativação (J/mol)

f_f = fator de atrito de Fanning (-)

Gz = número de Graetz (-)

h_{mL} = coeficiente convectivo médio logaritmo (W/m² K)

h_m = coeficiente convectivo médio (W/m² K)

j_H = Fator de Colburn de Transferência de Calor definido por $St Pr^{2/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14}$

K = Condutividade térmica (W/m.K)

K = índice de consistência – Modelo de Otswald-de-Waelle (Pa.sⁿ)

K_H = índice de consistência – Modelo de Herschel Bulkley (Pa.sⁿ)

k_f = coeficiente de perda de carga (-)

K_b = Índice de consistência na temperatura média em Pa.sⁿ

K_w = Índice de consistência na temperatura da parede em Pa.sⁿ

L = comprimento (m)

M = massa (kg)

\dot{m} = fluxo de massa (kg/h)

Nu = número de Nusselt (-)

n = índice de comportamento do fluido

P = pressão (Pa)

Pr = número de Prandtl (-)

Pr_g = número de Prandtl generalizado (-)

R = constante universal dos gases (8,314 J/mol.K)

Re = número de Reynolds (-)

Re_g = número de Reynolds generalizado (-)

r = raio da tubulação (m)

T = temperatura absoluta do fluido (K)

T_w = temperatura na parede (K)

T_i = temperatura na entrada (K)

T_o = temperatura inicial (K)

V = velocidade (m/s)

\bar{V} = velocidade média do escoamento (m/s)

V_p = velocidade uniforme (m/s)

W = trabalho produzido por unidade de massa (J/kg)

Z = altura (m)

Símbolos

α_{cal} = difusividade térmica (m²/s)

α = fator de correção da energia cinética (eq. 2.12)

ε = rugosidade (m)

ρ = densidade do produto (kg/m³)

η = viscosidade do fluido (Pa.s)

η_a = viscosidade aparente do fluido (Pa.s)

η_a = viscosidade aparente do fluido – Equação de Arrhenius (Pa.s)

η_∞ = constante empírica das eqs. 2.6 a 2.8 (Pa.s)

η_b = viscosidade plástica - Modelo de Bingham (Pa.s)

η_w = viscosidade do fluido na temperatura na parede (Pa.s)

σ = tensão de cisalhamento (Pa)

σ_0 = tensão de cisalhamento inicial (Pa)

σ_w = tensão de cisalhamento na parede do tubo (Pa)

σ_{0H} = tensão de cisalhamento inicial – Modelo de Herschel Bulkley (Pa)

$\dot{\gamma}$ = taxa de deformação (s^{-1})

λ = condutividade térmica (W/m°C)

ΔP = perda de carga (Pa)

ΔT_{mL} = Temperatura média logarítmica (K)

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO GERAL

1.1 INTRODUÇÃO GERAL

Um amplo estudo sobre propriedades termofísicas de matérias-primas, materiais intermediários, produtos e subprodutos em processos de obtenção de biocombustíveis, bem como a determinação de suas propriedades reológicas e perda de carga em tubulações, trocadores de calor tubulares e acessórios, fornece dados relevantes para o projeto de equipamentos na indústria de biocombustíveis, além de outras etapas essenciais da indústria tais como: inovações tecnológicas no processo, desenvolvimento de novos produtos, controle de qualidade, etc. O conhecimento dessas propriedades em função da temperatura e concentração conduz a uma diminuição dos custos causados pelo super ou sub-dimensionamento no projeto de equipamentos, fornecendo resultados mais precisos e, conseqüentemente, gerando uma melhor produtividade no processo e melhora na qualidade do produto final.

A cana de açúcar é um dos recursos agrícolas mais abundantes e de baixo custo, produzida em grande parte em regiões tropicais e subtropicais do planeta. Nos últimos anos a cana de açúcar, seja sob a forma de caldo de cana ou melaço de cana, tem sido amplamente utilizada como matéria-prima para a produção de bioetanol nos países tropicais e subtropicais (CHEN et al., 1997). O etanol tem a vantagem de gerar energia a partir de um recurso limpo e renovável e contribui para reduzir tanto a poluição do ar como o efeito estufa devido à emissão de gases, quando comparado aos combustíveis fósseis (CARDONA; SANCHEZ, 2000).

Dentro desta abordagem, os objetivos deste trabalho foram estudar os parâmetros reológicos, a condutividade térmica, o calor específico e a densidade em fluidos que envolvem matérias-primas em processos de obtenção de bioetanol. Foram determinados os parâmetros reológicos de caldo de cana clarificado (CSCJ), não clarificado (USCJ) e misturado (MSCJ) antes de entrar no processo de fermentação. Estudou-se a influência da temperatura e da

concentração na reologia e nas propriedades termofísicas dos caldos de cana gerados em uma linha de processamento industrial.

Uma revisão bibliográfica de todos os assuntos abordados na tese é apresentada no Capítulo 2.

O Capítulo 3 deste trabalho foi publicado no periódico *Journal of Chemical and Engineering Data* 80(5), p. 1200-1203, 2010, e apresentou as propriedades termofísicas de caldo de cana não tratado quimicamente (USCJ, 17,9 °Brix), caldo de cana clarificado quimicamente (CSCJ, 18,2 °Brix) e caldo de cana misturado (MSCJ, 18,0 °Brix) na faixa de temperatura entre 277,4 K a 373,4 K. Foram encontrados modelos polinomiais simples em função da temperatura. Os valores da condutividade térmica no intervalo de temperatura considerado estiveram na faixa de 0,475 W/m K a 0,493 W/m K, o calor específico na faixa de 3601,8 J/kg K a 3802,9 J/kg K e a densidade na faixa de 1044,5 kg/m³ a 1189,5 kg/m³.

O Capítulo 4 foi publicado na revista *Biochemical Engineering Journal*, 53(3), p.260-265, 2011, e apresentou o comportamento reológico de caldo de cana não tratado quimicamente (USCJ, 17,9 °Brix), caldo de cana clarificado quimicamente (CSCJ, 18,2 °Brix) e caldo de cana misturado (MSCJ, 18,0 °Brix) na faixa de temperatura entre 277 K a 373 K, utilizando um reômetro de cone e placa. Estes fluidos apresentaram um comportamento Newtoniano. Os valores das viscosidades estiveram na faixa de $5,0 \times 10^{-3}$ Pa.s a $0,04 \times 10^{-3}$ Pa.s no intervalo de temperatura considerado. A influência da temperatura sobre o escoamento foi modelada através de uma equação do tipo Arrhenius. Neste mesmo trabalho foi realizado um estudo de perda de carga para determinar os fatores de atrito de Fanning. O bom ajuste entre os valores médios preditos com as viscosidades obtidas experimentalmente confirmaram a aplicabilidade das equações propostas para determinar o comportamento reológico dos caldos clarificados e não-clarificados.

O capítulo 5 é um artigo enviado na revista *Biochemical Engineering Journal*, para possível publicação. Ele trata da determinação do fator de atrito e do número de Nusselt em caldos de cana de diferentes partes do processamento (caldo de cana bruto ou não tratado, caldo misto e caldo clarificado). Tanto no escoamento no regime laminar como no turbulento, modelos empíricos clássicos para os fatores de atrito foram bem ajustados para os resultados experimentais determinados partindo da perda de carga experimental. Também os números de Nusselt foram determinados experimentalmente e foram aplicados satisfatoriamente correlações clássicas no regime laminar e turbulento. Os números de Nusselt e fatores de atrito obtidos no escoamento no regime turbulento verificaram a analogia de Colburn. Isto nos leva a concluir que é possível se obter boas aproximações de transferência de calor no escoamento turbulento de caldos de cana a partir de determinações do fator de atrito ou vice-versa.

Os artigos apresentados nos capítulos 3, 4 e 5 foram gerados durante a realização do doutorado. A fim de manter a característica original dos artigos, estes capítulos não foram traduzidos quando inseridos na tese.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. CANA DE AÇUCAR

O mel recolhido nas colméias das árvores não foi suficiente para satisfazer a avidez por açúcar do homem primitivo; por isso, aprendeu a preparar açúcar cru a partir de fontes vegetais. Todas as plantas verdes produzem alguma forma de açúcar, geralmente em quantidades suficientes para seu crescimento e metabolismo, porém, somente algumas o armazenam em excesso. O açúcar acumulado pode ser armazenado nas folhas de tabaco, nos capulhos de certas palmas, nos talhos de algumas variedades de cana de açúcar, milho, sorgo, e nas raízes de beterraba.

A agricultura teve origem há aproximadamente 9000 anos, no entanto, o cultivo da cana de açúcar não é tão antigo. Na literatura hindu, o registro mais antigo data de 3000 anos, e a obtenção de açúcar cru desenvolveu-se ao redor do ano 400 a.C. O cultivo da cana de açúcar estendeu-se lentamente e chegou à Pérsia ao redor do ano 500 d.C. A Guerra Santa do Islam permitiu que os árabes conhecessem a cana de açúcar e estabelecessem plantações, com a construção de moinhos de pedra. Após derrotarem os egípcios, os árabes introduziram a cana de açúcar no Egito ao redor de 710 d.C. e, por serem um povo evoluído na agricultura e na química, desenvolveram as etapas de processamento como a clarificação, cristalização e refinação. A cana de açúcar chegou ao oeste através do Norte da África até o Marrocos, atravessou o Mediterrâneo até Rodas, o sul da Espanha (755 d.C.) e a Sicília (950 d.C.). A rota para o Oeste continuou e a cana de açúcar chegou a Madeira (1420) e às Ilhas Canárias, desde onde Cristóvão a levou até o Novo Mundo em 1493. O cultivo da cana estendeu-se no século XVI de Santo Domingo ao México, Brasil, Peru, e nas ilhas das Índias Ocidentais ou Antilhas como mais recente colonização. Independente deste movimento para o Oeste, realizou-se a introdução da cana de açúcar em Maurício, Reunião e Havaí ao redor do ano de 1700, na Austrália, Fidji e África do Sul próximo de 1800 (CHEN, 1997).

2.2. PROCESSAMENTO BÁSICO DE BIOETANOL

2.2.1 Limpeza da cana

A cana chega à usina com certa quantidade de terra e impurezas que são retiradas do solo e carregadas junto à cana enquanto esta é colhida. Tais impurezas, se não são removidas, exercem papel negativo em todo o processo industrial, principalmente provocando desgaste das tubulações, bombas, aquecedores, válvulas, moendas, etc. Além disso, prejudicam a decantação do caldo e a filtração do lodo (NAKAHODO, 1985). A quantidade média de areia que é transportada com a cana varia entre (0,3 e 1,6%) em massa segundo EIJSBERG (2006).

A maioria das plantas de lavagem de cana consiste em uma ou duas mesas de cana inclinadas em um ângulo de 35° a 45°, onde a água é enviada para a cana mediante a utilização de aspersores.

2.2.2 Preparação e Extração da Cana

Preparação da cana é o nome dado ao processo que reduz a cana de alimentação para tamanhos menores, que sejam apropriados para o subsequente processo de extração. A redução do tamanho é geralmente atingida pela utilização de facas rotatórias no sistema de transporte da cana ou através de desfibradores de martelos giratórios (*swing hammer shredder*).

Os objetivos da preparação da cana são reduzir o tamanho das peças de cana àqueles apropriados para o processo de extração, ruptura dos feixes fibrovasculares onde estão as células de armazenamento com a finalidade de facilitar o processo de extração e produzir material que tenha características apropriadas para a moenda ou para difusão.

O equipamento de preparação da cana pode utilizar mais de 25% dos requerimentos de potência da usina. Assim o tipo de acionamento utilizado e a eficiência do mesmo são muito importantes.

Na extração, o objetivo é separar o caldo que contém os açúcares do restante da cana. Nas moendas, a cana é comprimida sob altas pressões entre sucessivos ternos de rolos. Estes são projetados para extrair a maior quantidade possível de caldo (água livre + sacarose + açúcares redutores) das fibras não solúveis. Alguns açúcares redutores são mais difíceis de extrair que a sacarose. Assim, o caldo extraído no primeiro estágio da moenda tem uma maior pureza em relação ao do último terno da moenda. Para cana razoavelmente bem preparada é freqüentemente possível extrair 60% a 75% de sacarose no primeiro terno da uma moenda convencional (REIN, 2007). O índice de extração é expresso como a porcentagem de sacarose extraída em relação à total.

Quando a cana passa pelo segundo terno, pouca sacarose é recuperada, uma vez que se tem pouco caldo remanescente junto com o bagaço. Para possibilitar a extração nos ternos subseqüentes, é adicionada água (embebição). Esta água mistura-se com o caldo remanescente na cana, dilui e provê mais material extraível para as moendas.

A extração atingida num estágio de moenda é uma função do caldo extraível sobre a quantidade de fibra que é alimentada, já que possuindo um conteúdo de caldo no bagaço constante, a maior parte do caldo na entrada devido à água no caldo teria a capacidade de absorver mais açúcares. Então, a extração global de sacarose pode continuar incrementando-se se a taxa de embebição é aumentada, ainda que ocorram reduções no retorno.

2.2.3 Tratamento do Caldo

O tratamento do caldo é uma etapa do processo industrial onde se retiram impurezas presentes visando à melhoria na qualidade do caldo a ser processado. O caldo cru, obtido das moendas, tem uma pureza de 82,75% e um brix de 16,87%, baseado em dados de uma usina em que a quantidade de areia e fibra no caldo cru é aproximadamente 1% dos sólidos totais no caldo (EIJBERG, 2006). O tratamento é mostrado a seguir:

Sulfitação. Nesta etapa, ocorre a absorção de anidrido sulfuroso (SO_2) pelo caldo. Este anidrido sulfuroso é obtido através da queima de enxofre em um forno rotativo. Os principais objetivos da sulfitação são: fazer com que os colóides presentes no caldo atinjam seu ponto isoelétrico e, dessa forma, tornem-se insolúveis; destruir eventuais microorganismos presentes no caldo, os quais podem fermentá-lo; gerar íons sulfito (HSO_3^-), importantes na etapa de dosagem; oxidar substâncias corantes (íons ferrosos, por exemplo). Dois aspectos importantes a serem observados nesta etapa são a formação de anidrido sulfúrico (SO_3) e a sublimação de enxofre. A formação de anidrido sulfúrico pode ser evitada operando-se o forno de queima de enxofre com pequena quantidade de excesso de ar. A sublimação de enxofre é reduzida resfriando-se os gases de combustão, dessa forma, o enxofre sublimado não entra em contato com o caldo.

Dosagem. A dosagem (ou neutralização) nada mais é que a adição de uma suspensão de hidróxido de cálcio (chamada leite de cal), obtida misturando-se óxido de cálcio e água. O leite de cal, ao ser adicionado no caldo sulfitado, irá reagir com os íons sulfito gerados na sulfitação formando o sulfito de cálcio. Este composto é insolúvel e, à medida que decanta, arrasta consigo os colóides insolúveis formados na sulfitação. Além disso, é importante aumentar o pH do caldo que, após a sulfitação, permaneceu muito baixo (em torno de 4,0). Em pH ácido, o processo de inversão é acelerado. A dosagem faz com que o pH retorne para valores entre 6,8 e 7,2. Para isso, um controle automático de adição de leite de cal e leitura de pH é necessário.

Aquecimento. O aquecimento do caldo também auxilia na separação dos colóides. Isto porque muitas destas substâncias, quando submetidas a altas temperaturas, sofrem o processo de desnaturação e se tornam insolúveis. A temperatura do caldo deve chegar a 105-110°C. Após o aquecimento, é importante a retirada de vapores formados, para que não prejudiquem a decantação das substâncias insolúveis. Uma opção para auxiliar na etapa seguinte (decantação) é a adição de flocculante, cuja função é aglomerar as partículas insolúveis formando aglomerados maiores.

Decantação. Aqui é realizada a separação do caldo (caldo clarificado) do material insolúvel (lodo). O equipamento em que a separação é feita chama-se decantador e constitui-se de, basicamente, quatro ou cinco compartimentos colocados um acima do outro, nos quais o caldo vindo dos aquecedores entra por um tubo central e é distribuído para cada compartimento a partir do fundo. As partículas do caldo permanecem no fundo do compartimento enquanto o caldo clarificado sai por tubulações localizadas no topo de cada compartimento. No fundo de cada compartimento pode haver uma saída para o lodo (Decantador 4x4x4) ou todos os compartimentos podem ter a mesma saída (Decantador Multifeed). Após a decantação, o caldo clarificado segue para a evaporação ou fermentação e o lodo passará por outras etapas de separação.

Filtração. Nesta etapa, o lodo é misturado ao bagacilho (parte mais fina do bagaço) e também ao resíduo da flotação, antes de se dirigir aos filtros. O bagacilho é utilizado como meio filtrante. Também é feita a adição de vapor, a fim de facilitar a filtração (maior temperatura, menor viscosidade do lodo, maior facilidade do caldo escoar através do bagacilho). São utilizados filtros rotativos a vácuo, os quais estão acoplados a ejetores (multijato) para a formação de vácuo e, conseqüentemente, sucção do caldo. Nos filtros, também é adicionada água quente sobre a camada de bagacilho e resíduos (torta) aderida sobre a tela dos filtros. Isto para reduzir ao máximo a quantidade de sacarose perdida na torta. A torta é enviada para a lavoura onde é utilizada como adubo. O caldo filtrado passará por um processo de aeração e adição de mais floculante, seguindo posteriormente para o flotador.

Flotação. O objetivo desta etapa é retirar as partículas insolúveis presentes no caldo filtrado que não foram retiradas nos filtros rotativos. Estas partículas são aglomeradas em flocos por ação do floculante e estes flocos, quando entram no flotador, se deslocam até a superfície porque dentro deles existe ar (proveniente da aeração do caldo filtrado). Assim, forma-se na superfície do flotador uma camada de flocos, que é retirada através de raspadores rotativos. Estes flocos retornam à etapa de filtração para serem misturados ao lodo e ao bagacilho. O caldo,

já sem a maioria dos flocos, é retirado por uma tubulação localizada no fundo do flotor, abaixo de um cone. O cone ajuda a diminuir o arraste de flocos juntamente com o caldo. Porém, o arraste ocorre e este é um dos principais motivos pelo qual o caldo não é enviado à etapa de evaporação (assim como o caldo clarificado) e sim retorna a etapa de dosagem.

2.2.4 Evaporação

Como o caldo clarificado possui cerca de 15 °Brix, para a produção de etanol é necessário que este seja concentrado e esterilizado antes da etapa de fermentação para que o grau alcoólico do vinho não seja muito baixo. Já para a produção de açúcar, a prática usual é concentrar o caldo clarificado até cerca de 65 °Brix, o que requer a remoção de aproximadamente 75% da água (HOWARD, 1989). A concentração do caldo deve ser feita em evaporadores múltiplo efeito com cinco ou seis estágios pela necessidade de economia de vapor. A configuração dos evaporadores pode ser do tipo co-corrente, contra-corrente ou mista (DIAS, 2008).

2.2.5 Fermentação Alcoólica

A fermentação alcoólica é um processo bioquímico, no qual, por vias metabólicas, o substrato é metabolizado a álcool etílico e gás carbônico, sob a ação enzimática das leveduras, sendo a levedura *Saccharomyces cerevisiae* a mais utilizada devido à sua maior produtividade, adequação ao meio e robustez (RAMOS, 2007). O processo fermentativo inicia-se com o preparo do mosto líquido açucarado susceptível de sofrer fermentação. O mosto pode ser obtido a partir de diluição do xarope ou dos méis com a água, ou ainda, a partir do caldo misto. Para tanto, é necessário condicioná-lo às exigências do fermento, com uma concentração na faixa de (14 a 26) °Brix. Um sistema de resfriamento das dornas de fermentação mantém o processo a uma temperatura inferior a 34°C para que sejam atingidos maiores rendimentos de fermentação, pois temperaturas altas inibem a ação das leveduras, reduzindo a produção de

etanol. A água é utilizada para o resfriamento do vinho que ocorre em trocadores de calor externos às dornas, sendo esta resfriada em torres de resfriamento (ENSINAS, 2008).

A fermentação ocorre em tanques (dornas) de fermentação, onde o mosto é misturado com pé-de-cuba na proporção de 2:1, respectivamente. Os açúcares (sacarose, glicose e frutose) são transformados em álcool. Após um período de (4 a 12) horas, a fermentação termina gerando um produto final de teor alcoólico entre (7 e 10) %, denominado vinho fermentado. Na indústria brasileira, a fermentação alcoólica para a produção de etanol é feita de duas formas principais: batelada alimentada com reciclo de células (processo Melle-Boinot) e contínua.

Processo Batelada Alimentada. O processo batelada alimentada, também conhecido como Melle-Boinot, é um processo onde o substrato é alimentado sob condições controladas até atingir o volume do bioreator. Neste processo, são adicionados o mosto e o fermento além de produtos químicos como anti-espumante e agente dispersante, conforme a necessidade. Após o período de fermentação é feita a neutralização do vinho por meio da adição de soda. Logo, o vinho é retirado da dorna e encaminhado às centrífugas nas quais são recuperadas as células do fermento. O vinho levedurado possui teor alcoólico entre (8 e 12) % (v/v) além de cerca de 11% de levedo em volume.

O fermento, com uma concentração de aproximadamente 60%, é enviado às cubas de tratamento, onde são preparadas as suspensões de células de leveduras e são diluídas a 25% com adição de água. Regula-se o pH em torno de 2,8 a 3,0 adicionando-se certa quantidade de ácido sulfúrico que também tem efeito de floculante e bacteriostático. O tratamento pode ser contínuo e tem um tempo de retenção de uma a duas horas. O fermento tratado é reciclado para um novo ciclo fermentativo e, eventualmente, é usado bactericida para o controle da população contaminante (PORTO, 2005).

Processo Contínuo. Este processo caracteriza-se por possuir uma alimentação contínua de meio de cultura a uma determinada vazão constante, sendo o volume de reação mantido constante através da retirada contínua de caldo fermentado. Segundo PORTO (2005), o processo contínuo apresenta as seguintes vantagens em relação ao processo em batelada: menores equipamentos, tempo de uso otimizado, elevado rendimento médio, obtenção de vinho uniforme e maior facilidade de uso de controle avançado. Dentre as desvantagens podem ser citadas as seguintes: maior possibilidade de infecção, possibilidade de mutantes menos produtivos e dificuldade de operação em estado estacionário. Segundo DIAS (2008), apesar destas desvantagens, a fermentação contínua parece ser a melhor opção nas destilarias de grande porte, oferecendo vantagens em termos de custo instalado, custos referentes à mão de obra e energia envolvidos no processo e vantagens relacionadas ao controle operacional, instrumentação e automação. O sistema com múltiplos estágios apresenta algumas facilidades operacionais, tais como: esgotamento total do mosto, possibilidade de obtenção de elevados teores alcoólicos sem intoxicação de levedura e maior estabilidade do processo, já que a levedura só sofre inibição pelo produto nos últimos estágios e que são os que apresentam maiores concentrações de etanol (DIAS, 2008).

Fatores que afetam a fermentação alcoólica. A temperatura em que é conduzida a fermentação representa uma etapa crítica do processo fermentativo. Em geral, as leveduras são capazes de executar a fermentação alcoólica entre 28 e 35°C eficientemente. Apesar da taxa inicial de formação de etanol ser maior a temperaturas elevadas (40 °C), a produtividade geral do processo fermentativo diminui devido a sua inibição pelos produtos (DIAS, 2008).

O etanol tem efeito inibitório na taxa de crescimento celular a concentrações acima de 0,15 g/L. Além do produto (etanol), a levedura também sofre inibição pelo substrato, que ocorre em concentrações maiores que 15 g/L (ATARASSI, 2005).

Outros fatores que afetam o comportamento da levedura são: qualidade da matéria-prima utilizada na fermentação; pH do processo; aditivos químicos, tais como ácidos,

biocidas, antibióticos, íons Ca e P; contaminação microbiana, que leva à formação de ácidos e outros compostos; floculação celular; qualidade da centrifugação do fermento; tipo de processo fermentativo; dimensionamento da planta; limpeza e assepsia (DIAS, 2008).

2.2.6 Destilação

A destilação consiste na separação das substâncias componentes do vinho, que são basicamente água, etanol, alcoóis superiores, ácido acético e aldeídos, por meio dos seus diferentes pontos de ebulição. O etanol contido no vinho obtido na fermentação é separado da água no processo de destilação, composto por uma primeira etapa de aquecimento do vinho para que seja atingida a temperatura ideal de operação da coluna de destilação. Na primeira coluna de destilação onde se obtêm a flegma, é gerada uma grande quantidade de vinhaça como efluente 11 L a cada L de etanol produzido. A flegma produzida é direcionada à coluna de retificação onde será concentrada e purificada, gerando o etanol hidratado que possui grau alcoólico aproximado de 93,7° INPM. A flegmaça, efluente proveniente da coluna de retificação, é misturada à vinhaça e destinada à agricultura (ENSINAS, 2008). Na destilação do etanol, a fonte fornecedora de calor é o vapor de escape (a 2,5 bar na maioria das usinas), sendo que a taxa de vapor varia de 3,5 a 5 kg de vapor por litro de etanol produzido. Na primeira coluna são retirados CO₂ e outros gases.

2.3. REOLOGIA

Reologia pode ser definida como a ciência da deformação e escoamento da matéria, ou seja, é o estudo da maneira como os materiais respondem à aplicação de alguma tensão ou deformação (STEFFE, 1996; TABILO-MUNIZAGA e BARBOSA-CÁNOVAS, 2005).

Como todos os materiais possuem propriedades reológicas, além da engenharia de alimentos, o conhecimento da reologia é relevante para muitas áreas de estudo, tais como geologia, tribologia, bioengenharia, indústria farmacêutica, entre outras.

De acordo com BOURNE (1992), GUERRERO e ALZAMORA (1997) e STEFFE (1996), o conhecimento das propriedades reológicas dos materiais é essencial para:

- projeto de equipamentos como tubulações, bombas, extrusoras, misturadores, trocadores de calor, evaporadores, etc;
- desenvolvimento de produtos ou ingredientes;
- controle de qualidade do produto final ou controle intermediário;
- definição de vida de prateleira do produto;
- avaliação da textura do alimento e comparação com dados sensoriais.

Os fluidos, do ponto de vista reológico, podem ser classificados em diferentes categorias, como mostra a Figura 2.1:

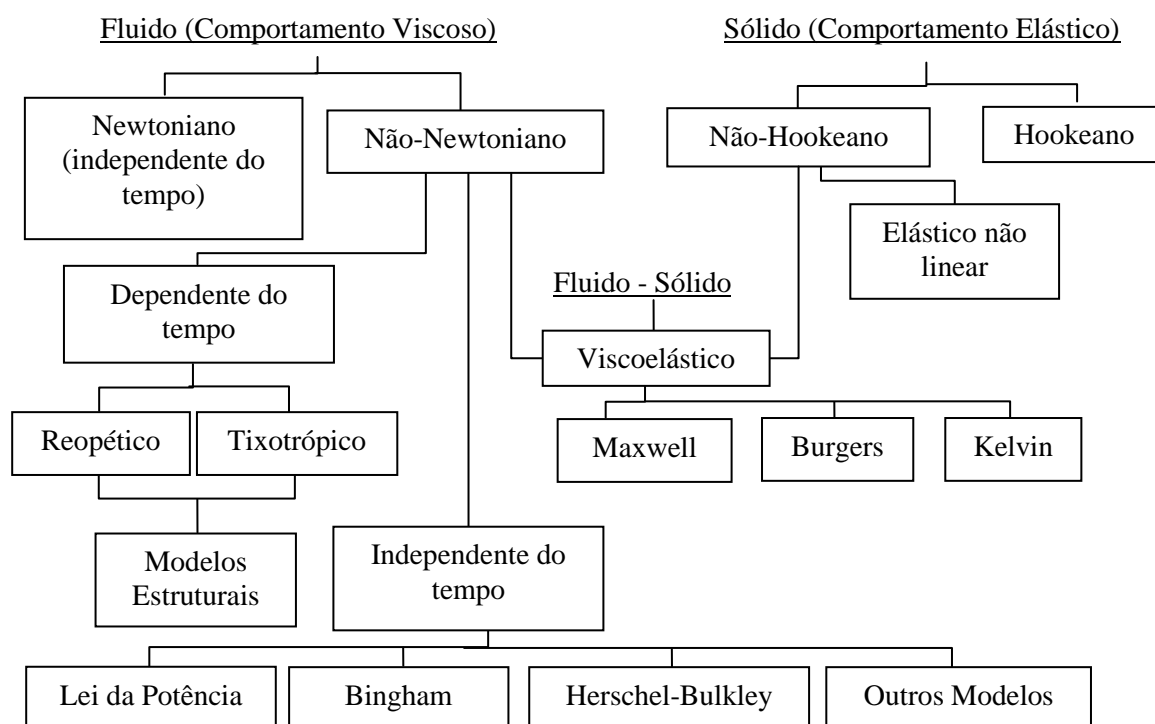


Figura 2.1: Comportamento reológico dos alimentos (STEFFE, 1996)

A viscosidade (η) pode ser utilizada para classificar o comportamento de diversos fluidos. A viscosidade de fluidos Newtonianos é influenciada somente pela temperatura

do fluido e sua composição, ou seja, são fluidos cuja relação entre a tensão de cisalhamento e o gradiente de velocidade é constante. Exemplos de fluidos que possuem este comportamento são: água, leite, óleos, solventes orgânicos, soluções de sacarose, soluções de baixo peso molecular e gases, entre outros (RAO, 1977).

Fluidos que não possuem o comportamento Newtoniano são chamados de fluidos não-Newtonianos, onde está classificada a maioria dos alimentos. Para os fluidos não-Newtonianos, a viscosidade é função da taxa de deformação, o que significa que, para cada taxa de deformação aplicada ao fluido, temos uma viscosidade aparente (TABILO-MUNIZAGA e BARBOSA-CÁNOVAS, 2005), ou seja, as propriedades dos fluidos não-Newtonianos são influenciadas também pela taxa de deformação. Ao invés de possuírem viscosidade Newtoniana (η), a viscosidade aparente (η_{ap}) é utilizada em uma determinada taxa de deformação. Para o dimensionamento de equipamentos, o conceito de viscosidade aparente não é muito utilizado, já que a viscosidade varia com a taxa de deformação. Entretanto, este conceito é muito utilizado nas indústrias para controle de qualidade (ADORNO, 1997).

2.3.1 Classificação de Fluidos Não-Newtonianos

Os fluidos não-Newtonianos são divididos em duas categorias: dependentes do tempo e independentes do tempo (HOLDSWORTH, 1971; RAO, 1977). Para os fluidos classificados como independentes do tempo, à temperatura constante, a viscosidade aparente (η_{ap}) depende somente da taxa de deformação, porém, para os fluidos dependentes do tempo, a viscosidade aparente (η_{ap}) também depende do tempo de aplicação da taxa de deformação (RAO, 1977).

A grande maioria dos fluidos não-Newtonianos é independente do tempo e denomina-se pseudoplástico, quando a taxa de acréscimo na tensão de cisalhamento diminui com o aumento da taxa de deformação. Essa classe de fluidos é representada por produtos como

polpas e sucos concentrados de frutas (TELIS-ROMERO, 1992; ADORNO, 1997; TELIS-ROMERO et al., 1998) e leite concentrado (VÉLEZ-RUIZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 1998).

De acordo com HOLDSWORTH (1971), o comportamento pseudoplástico pode ser explicado pela modificação da estrutura de cadeias longas de moléculas com o aumento do gradiente de velocidade. Estas cadeias tendem a se alinhar paralelamente às linhas de corrente, diminuindo a resistência ao escoamento. Em altos gradientes de velocidade, esses fluidos tendem a um comportamento Newtoniano, devido à completa orientação das cadeias ou partículas, entretanto, para baixos gradientes de velocidade, esses fluidos também apresentam comportamento Newtoniano, devido à completa distribuição ao acaso da orientação das partículas.

Outra categoria de fluidos não-Newtonianos independentes do tempo são chamados dilatantes, que exibem um comportamento oposto ao pseudoplástico, ou seja, a taxa de acréscimo da tensão de cisalhamento aumenta com o aumento da taxa de deformação. Este tipo de fluido é raramente encontrado, e como exemplo de fluidos com este comportamento tem-se alguns tipos de mel, suspensão de amido, entre outros (RAO, 1977; CABRAL, 2000).

O fenômeno da dilatância pode ser explicado pela existência de um sistema de partículas densamente empacotado. Se este sistema for submetido ao cisalhamento, deverá ocorrer certa separação das partículas antes do deslizamento entre elas. Como consequência, ocorrerá um aumento global do volume. À medida que as tensões aumentam, as partículas passam a interagir entre si, aumentando a viscosidade do fluido (CABRAL, 2000).

Além destes dois tipos de classificação, alguns fluidos não-Newtonianos apresentam tensão inicial de escoamento, ou seja, o escoamento se dá depois de aplicada uma tensão inicial sob a qual o escoamento se inicia. Enquadram-se nesta classificação as soluções concentradas de polímeros ou dispersões concentradas de proteínas.

Os fluidos não-Newtonianos dependentes do tempo podem ser subdivididos em tixotrópicos e reopéticos. Para os fluidos denominados tixotrópicos, a viscosidade diminui com o

tempo a uma taxa de deformação fixa, já para os fluidos denominados reopéticos ocorre o inverso, pois a viscosidade aumenta. Alguns autores classificam como fluidos tixotrópicos a maionese (TIU e BHATTACHARYYA, 1974), o ketchup (STEFFE, 1996) e o leite condensado (PRENTICE, 1992).

De acordo com TABILO-MUNIZAGA e BARBOSA-CÁNOVAS (2005), o comportamento tixotrópico dos fluidos significa a redução da resistência da estrutura dos alimentos durante a fase em que há a tensão aplicada, mas uma completa recuperação da estrutura durante a fase em que não há mais tensão sendo aplicada ao fluido (fase de descanso do fluido). Além disto, a tixotropia significa que a história do escoamento é importante para a determinação da viscosidade em processos como mistura, escoamento em tubos, centrifugação, entre outros, onde a viscosidade continua a variar durante um longo período de tempo. Ao contrário dos fluidos tixotrópicos, os fluidos denominados reopéticos têm um aumento da resistência da estrutura durante a fase em que há tensão aplicada e a consequente recuperação da estrutura (e da viscosidade) após a cessão da tensão aplicada.

Uma classe mais complexa e que não se enquadra na classificação anterior são os fluidos viscoelásticos, que apresentam um comportamento híbrido entre o dos sólidos Hookeanos e o dos fluidos puramente viscosos, isto é, ao mesmo tempo em que uma parte da energia recebida durante a sua deformação é armazenada, como nos sólidos elásticos, outra parte é dissipada, como ocorre nos fluidos puramente viscosos.

2.3.2 Modelos Reológicos

Os modelos reológicos podem relacionar propriedades reológicas de um fluido com grandezas práticas como concentração, temperatura, pH, índice de maturação, etc. Este conhecimento é indispensável no dimensionamento de equipamentos, processos, controle de qualidade e controle de processo. Dessa forma, é de extrema importância a disponibilidade de equações matemáticas que possam relacionar estas grandezas para a realização destas atividades.

BIRD et al., (1960) definiram que as propriedades reológicas dos fluidos podem, em geral, ser definidas pela equação:

$$\sigma = f(\dot{\gamma}) \quad (2.1)$$

que relaciona a tensão de cisalhamento, σ , aplicada ao fluido, com o gradiente de velocidade, $\dot{\gamma}$, portanto, pode-se dizer que a principal utilidade de um modelo reológico é a representação matemática entre os valores experimentais de tensão de cisalhamento σ e taxa de deformação $\dot{\gamma}$.

De modo geral, os modelos reológicos são isotérmicos, ou seja, descrevem o comportamento do fluido a uma temperatura fixa, e os parâmetros do modelo são relacionados com a temperatura através de relações específicas. Entretanto, alguns modelos já incluem as relações dos parâmetros reológicos com a temperatura e, portanto, são denominados como modelos não-isotérmicos.

- Modelo Newtoniano: Como já dito anteriormente, fluidos denominados Newtonianos são os fluidos que possuem a relação constante entre a taxa de deformação e a tensão de cisalhamento, para determinadas condições de pressão e temperatura. Portanto, este comportamento é descrito matematicamente pela equação:

$$\sigma = \eta \dot{\gamma} \quad (2.2)$$

onde: σ = tensão de cisalhamento (Pa);

$\dot{\gamma}$ = taxa de deformação (s^{-1});

η = viscosidade do fluido (Pa.s).

- Modelo Lei da Potência: Um dos modelos reológicos mais utilizados para descrever o comportamento dos fluidos não-Newtonianos em amplas faixas de taxa de deformação é o modelo de Ostwald De Waele ou modelo Lei da Potência, descrito pela equação:

$$\sigma = K \left(\dot{\gamma} \right)^n \quad (2.3)$$

onde: σ = tensão de cisalhamento (Pa);

$\dot{\gamma}$ = taxa de deformação (s^{-1});

K = índice de consistência ($Pa \cdot s^n$);

n = índice de comportamento do fluido (-).

O parâmetro n pode assumir valor menor, igual ou maior que a unidade. Para o caso em que o valor de n é igual à unidade, o modelo da Lei da Potência é similar ao modelo Newtoniano, portanto o valor de K é o valor da viscosidade do fluido.

Para fluidos pseudoplásticos, o índice de comportamento do fluido n é menor que a unidade, e quanto menor o seu valor, mais intenso é o comportamento pseudoplástico. Segundo ADORNO (1997), o valor de n decresce com o aumento do conteúdo de sólidos, sendo pouco afetado pela variação de temperatura.

Quando o valor de n é maior que a unidade, o fluido é classificado como dilatante, ou seja, a taxa de aumento da tensão de cisalhamento aumenta com o aumento da taxa de deformação.

Diversos cálculos relacionados com fluidos não-Newtonianos baseiam-se no modelo Lei da Potência, em virtude de sua simplicidade no cálculo dos parâmetros reológicos do fluido (ADORNO, 1997; VÉLEZ-RUIZ e BARBOSA-CÁNOVAS, 1998; TELIS-ROMERO et al., 2006).

- Modelo de Bingham: Existem fluidos independentes do tempo que não podem ser representados pelo modelo Lei da Potência, pois, devido à sua estrutura interna, que impede a deformação, necessitam de uma tensão inicial para o início do escoamento. Abaixo desta tensão, o material exibe a característica de um sólido e permanece em repouso, só começando a escoar com tensão acima do valor da tensão inicial. A representação matemática dos fluidos que possuem este comportamento é dada pela equação:

$$\sigma - \sigma_0 = \eta_b \dot{\gamma} \quad (2.4)$$

onde: σ = tensão de cisalhamento (Pa);

σ_0 = tensão de cisalhamento inicial (Pa);

$\dot{\gamma}$ = taxa de deformação (s^{-1});

η_b = viscosidade plástica de Bingham (Pa.s).

- Modelo de Herschel-Bulkley: Análogo ao modelo de Bingham, este modelo é uma extensão do modelo Lei da Potência, utilizado para fluidos com tensão inicial de escoamento. A representação matemática dos fluidos que possuem este comportamento é dada pela equação:

$$\sigma - \sigma_{0H} = K_H \left(\dot{\gamma} \right)^n \quad (2.5)$$

onde: σ = tensão de cisalhamento (Pa);

σ_{0H} = tensão de cisalhamento inicial (Pa);

$\dot{\gamma}$ = taxa de deformação (s^{-1});

K_H = índice de consistência (Pa.s);

n = índice de comportamento do fluido (-).

O modelo de Herschel-Bulkley é muito útil porque os comportamentos Newtoniano ($\sigma_{0H}=0$ e $n=1$), Lei da Potência ($\sigma_{0H}=0$) e de Bingham ($n=1$) podem ser considerados casos particulares do modelo de Herschel-Bulkley.

VÉLEZ-RUIZ e BARBOSA-CÁNOVAS (1998) utilizaram este modelo para descrever o comportamento reológico de leite concentrado e GUERRERO e ALZAMORA (1997) para determinar os parâmetros reológicos do purê de banana.

Além dos modelos acima descritos, outros autores desenvolveram modelos matemáticos para descrever o comportamento reológico de fluidos, como, por exemplo, Casson, que desenvolveu um modelo para descrever o escoamento de chocolate, adotado pela *International Office of Cocoa and Chocolate*.

2.3.3 Influência da Temperatura no Comportamento Reológico dos Fluidos

Os alimentos fluidos são submetidos a diversas temperaturas durante o processamento, armazenamento, transporte e consumo. Por esta razão, as propriedades reológicas são estudadas em função da temperatura (VÉLEZ-RUIZ; BARBOSA-CÁNOVAS, 1997).

Em geral, o efeito da temperatura na viscosidade (η) ou na viscosidade aparente (η_{ap}) pode ser representado pela equação de Arrhenius:

$$\eta_{ap} = \eta_{\infty} \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2.6)$$

onde: η_{ap} = viscosidade aparente do fluido (Pa.s);

η_{∞} = constante empírica (Pa.s);

E_a = energia de ativação (J/mol);

R = constante universal dos gases (R = 8,314 J/mol K);

T = temperatura absoluta do fluido (K).

Como pode ser verificado pela equação, o aumento da temperatura tem o efeito de diminuir a viscosidade do fluido. Já a ordem de grandeza da energia de ativação indica a dependência da viscosidade de um fluido em função da temperatura. Assim, fluidos com alta energia de ativação apresentam grande variação na viscosidade em função da temperatura e vice-versa.

VÉLEZ-RUIZ; BARBOSA-CÁNOVAS, (1997) determinaram o efeito da temperatura sobre as propriedades reológicas do leite concentrado e encontraram uma variação da energia de ativação entre (2,42 e 11,8) kcal/mol, enquanto o efeito no índice de comportamento do fluido foi mínimo, o que comprova outros estudos realizados por outros pesquisadores como RAO et al., (1984) e REDDY e DATTA (1994).

De uma maneira geral, o aumento na temperatura resulta na diminuição do valor do índice de consistência (K), enquanto que o valor do índice de comportamento do fluido (n) é pouco afetado pela temperatura (TELIS-ROMERO, 1992).

2.3.4 Influência da Concentração de Sólidos no Comportamento Reológico dos Fluidos

De acordo com RAO (1999), ADORNO (1997) e CABRAL (2000), a viscosidade aumenta com o aumento da concentração de sólidos solúveis ou insolúveis para um determinado fluido, e se deve a diversos aspectos, como o aumento do atrito entre as moléculas devido ao aumento da interação molecular, formato das partículas, efeitos eletroviscosos, entre outros, sem existir uma teoria para prever estes comportamentos devido à complexidade destes sistemas.

Em geral, a dependência da viscosidade aparente com a concentração de sólidos solúveis e insolúveis pode ser representada por dois tipos de relações matemáticas, potencial e exponencial:

A relação potencial é escrita pela equação abaixo:

$$\eta_{ap} = \eta_{\infty} C^a \quad (2.7)$$

A segunda relação matemática que descreve o efeito da concentração de sólidos é a relação exponencial:

$$\eta_{ap} = \eta_{\infty} \exp(b.C) \quad (2.8)$$

Onde: η_{ap} = viscosidade aparente do fluido (Pa.s);

η_{∞} e b = parâmetros da equação (Pa.s);

C = concentração de sólidos (% m/m).

VÉLEZ-RUIZ e BARBOSA-CÁNOVAS (1997) utilizaram a relação exponencial para estudar a influência da concentração de sólidos em leite concentrado, onde obtiveram bons resultados ($r^2 = 0,94$) para o ajuste dos parâmetros da equação. Como pode ser

verificado pela equação, o aumento da concentração de sólidos tem o efeito de aumentar a viscosidade do fluido para fluidos Newtonianos. Para fluidos não-Newtonianos o aumento da concentração de sólidos influencia no aumento do valor do índice de consistência (K) para os fluidos descritos pelo modelo da Lei da Potência, como também nos valores da viscosidade plástica (η_b) para fluidos descritos pelo modelo de Bingham, porém, o aumento da concentração de sólidos tem pouca influência nos valores do índice de comportamento do fluido (n) (ADORNO, 1997).

2.3.5 Influência combinada da Temperatura e do Teor de Sólidos no Comportamento Reológico dos Fluidos

Do ponto de vista de engenharia, ou seja, para o dimensionamento de equipamentos de bombeamento, evaporação, secagem, entre outros, é importante e de muita utilidade a obtenção de uma única expressão que permita descrever o efeito combinado da temperatura e da concentração no comportamento dos parâmetros reológicos (PAGAN e IBARZ, 1999; GINER et al., 1996).

Portanto, com o objetivo de se estudar o efeito combinado da temperatura e concentração de sólidos, foram propostos modelos combinados, ou seja, modelos resultantes do produto individual das contribuições de cada parâmetro, de acordo com a equação abaixo:

$$\eta = A \cdot C^B \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2.9)$$

onde: A e B = parâmetros da correlação;

C = concentração de sólidos (% m/m);

E_a = energia de ativação (J/mol);

R = constante universal dos gases (J/mol K);

T = temperatura do fluido (K).

Da mesma forma que para a equação acima, é possível combinar as equações do tipo Arrhenius (Eq. 2.6) com a equação do tipo exponencial, também utilizada para descrever a influência da concentração de sólidos nos parâmetros reológicos, como mostra a equação 2.10 abaixo:

$$\eta = A \cdot \exp(B \cdot C) \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2.10)$$

A partir das análises das equações (2.9) e (2.10), pode-se observar que o efeito das duas variáveis (temperatura e concentração) é oposto, ou seja, o aumento da concentração causa um aumento nos parâmetros reológicos como viscosidade (η), índice de consistência (K), viscosidade plástica (η_b), entre outros parâmetros, enquanto o aumento da temperatura causa o efeito contrário, ou seja, a diminuição dos valores destes parâmetros (VÉLEZ-RUIZ e BARBOSA-CÁNOVAS, 1997).

Estas equações foram muito utilizadas por diversos autores (GUERRERO e ALZAMORA, 1997). TELIS-ROMERO et al., (1999) utilizaram esta correlação para estudar os parâmetros reológicos do suco de laranja, obtendo resultados satisfatórios com bons coeficientes de correlação.

2.3.6 Equipamentos para Medição dos Parâmetros Reológicos

Os instrumentos para medição da reologia dos alimentos podem ser classificados em três categorias: instrumentos de medição das propriedades fundamentais, medição empírica e medição imitativa. Todos os três tipos são utilizados na indústria de alimentos, porém, com o avanço das tecnologias os equipamentos de medição dos parâmetros fundamentais vêm sendo cada vez mais utilizados (BORWANKAR, 1992).

Exemplos de instrumentos de medição empíricos são (STEFFE, 1996): Farinógrafo, Viscoamilógrafo, Extensógrafo, Consistômetro Bostwick, entre outros, onde os parâmetros medidos não são claramente definidos, mas a experiência e medições anteriores

mostram que os resultados obtidos são úteis. Este tipo de instrumento é amplamente utilizado na indústria de alimentos, principalmente em controle de qualidade devido à sua simplicidade de medição (RAO, 1977). Já os instrumentos de medição imitativos são menos comuns, porém, a grande vantagem deste tipo de instrumento é que a técnica de medição utilizada pode ser correlacionada com uma situação real, muitas vezes de modelamento complexo envolvendo somente as propriedades fundamentais. O instrumento mais famoso que utiliza a medição imitativa é o instrumento de medição da textura TPA (Textural Profile Analysis), desenvolvido pela *General Foods*, em que o teste imita as primeiras duas mordidas no processo de mastigação (BORWANKAR, 1992).

A terceira categoria é a de instrumentos capazes de medir os parâmetros reológicos fundamentais de alimentos fluidos e semi-sólidos. Esta categoria pode ser dividida em duas categorias gerais, do tipo rotacional e do tipo tubular, como mostra a Figura 2.2. Muitos destes instrumentos estão disponíveis comercialmente e outros são facilmente fabricados. Os custos variam desde os mais baratos, como os viscosímetros capilares de vidro, até os mais caros instrumentos rotacionais, capazes de medir as propriedades dinâmicas e as diferenças entre as tensões normais (STEFFE, 1996). Os instrumentos utilizados para medir os parâmetros reológicos são denominados reômetros. Viscosímetro é um termo limitado a instrumentos que medem somente a viscosidade.

Instrumentos rotacionais devem ser operados numa deformação fixa (velocidade angular constante) ou oscilatória (dinâmico). Alguns instrumentos rotacionais trabalham com tensão controlada, facilitando a coleta de dados, a análise dos materiais com baixas taxas de deformação e a avaliação da tensão inicial de escoamento. Essas informações são necessárias para se entender a estrutura interna dos materiais (STEFFE, 1996). A obtenção dos parâmetros reológicos mantendo-se a taxa de deformação constante é a maneira mais utilizada para o cálculo na engenharia de processos. Sistemas rotacionais são geralmente utilizados para

investigar o comportamento dependente do tempo, uma vez que os sistemas de tubo permitem apenas uma passagem do material através do instrumento.

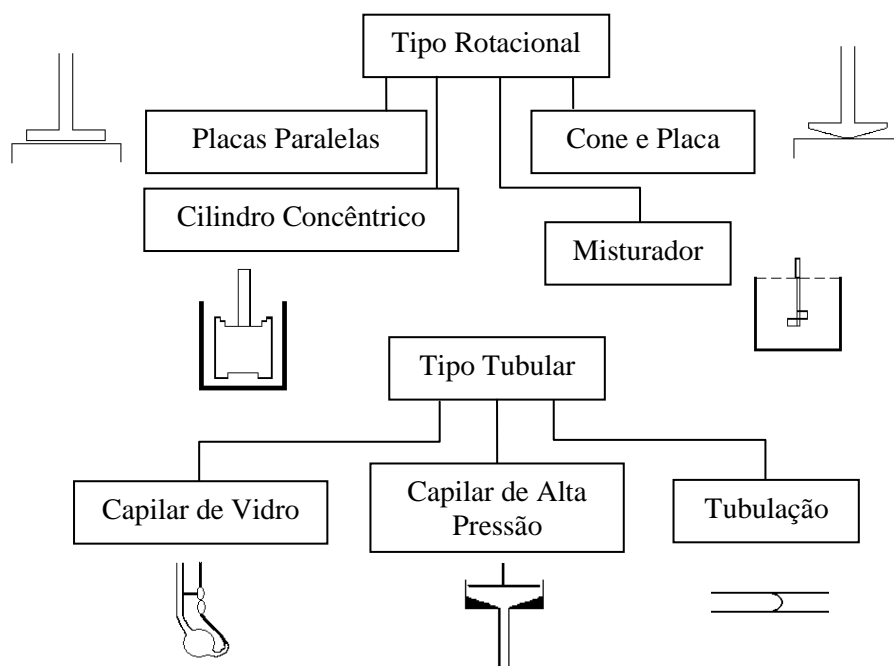


Figura 2.2: Tipos de Reômetros (STEFFE, 1996)

Existem vantagens e desvantagens associadas a cada instrumento de medida. O reômetro do tipo tubo capilar de vidro que opera com gravidade, mostrado na Fig. 2.2, normalmente é utilizado somente para fluidos Newtonianos, devido à variação da taxa de deformação durante a descarga do tubo. A vantagem do reômetro de tubo capilar é poder trabalhar com altas taxas de deformação e altas tensões de cisalhamento. Já os reômetros cone e placa são limitados para moderadas taxas de deformação, porém, os cálculos (para cone de pequenos ângulos) são simples. Reômetros de tubo e de turbina são melhores para trabalhar com maiores partículas em suspensão quando comparados com reômetros cone e placa ou de placas paralelas. Reômetros de tubos capilares que operam com alta pressão, operam com altas taxas de deformação, porém, frequentemente é necessário efetuar uma correção de pressão durante a operação do equipamento. Já problemas associados ao escorregamento e com materiais sensíveis à degradação estrutural podem ser minimizados utilizando-se reômetros de turbina. Os reômetros

de tubo podem ser construídos para serem utilizados em condições semelhantes à produção ou para operação em planta piloto.

2.3.7 Reômetro de Cilindros Concêntricos

O reômetro de cilindros concêntricos é um instrumento muito disponível comercialmente e amplamente utilizado no estudo dos alimentos, como também na indústria de alimentos. Este instrumento se caracteriza por conter a amostra em um cilindro copo e um segundo cilindro imerso no primeiro, de diâmetro menor e coaxial, como mostra a Figura 2.3. Um dos dois cilindros é rotacionado com velocidade constante e o torque transmitido para o outro cilindro é medido. Ele é classificado como do tipo Couette quando o cilindro externo sofre rotação e o cilindro interno permanece em repouso, e do tipo Searle, quando o cilindro interno sofre rotação e o cilindro externo permanece em repouso.

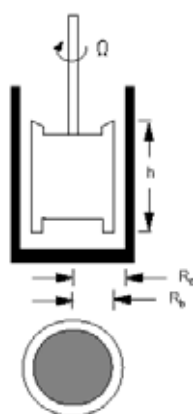


Figura 2.3: Reômetro de cilindros concêntricos (STEFFE, 1996)

O Reômetro de cilindros concêntricos é muito utilizado para a medição de solução de polímeros, suspensões concentradas de partículas coloidais e géis (DONTULA et al., 2005). No exemplo mais simples (Fluido Newtoniano), o líquido entre os dois cilindros sofre uma taxa de deformação constante. O cilindro interno se movimenta a uma velocidade constante (Ω) ou torque constante (M). Para chegar ao valor da viscosidade (η) e dos parâmetros reológicos do fluido, são medidos o torque no cilindro estacionário e a velocidade angular do cilindro em movimento. A razão entre o torque e a velocidade angular é a viscosidade do fluido.

IBARZ et al., (1996) utilizaram este modelo de reômetro para estudar os parâmetros reológicos da polpa de ameixa selvagem (*Sloe Fruit*), ajustando suas medições nos modelos de Bingham, Lei da Potência e Herschel-Bulckley, obtendo bons resultados. GUERRERO e ALZAMORA (1998) estudaram o efeito do pH, da temperatura e da concentração de açúcar em polpas de pêssegos, mamão e manga, alertando para a verificação de algum escorregamento do fluido nas paredes do reômetro, o que pode contribuir para o cálculo impreciso dos parâmetros reológicos.

De acordo com JOYE (2003) e STEFFE (1996), são necessárias correções nos valores da velocidade e torque devido ao escorregamento e às bordas (*end effects*) do cilindro interno. Diversos métodos de correções estão descritos na literatura e também nos manuais dos reômetros, porém, se durante as medições o problema persistir, uma solução é utilizar o reômetro do tipo mixer ou de cone e placa, por não necessitarem de correções devido a suas características construtivas e de funcionamento.

2.3.8 Reômetro de Cone e Placa

Como o nome indica, o reômetro do tipo cone e placa, consiste em uma placa circular e um cone que quase toca a superfície da placa, e a amostra preenche o espaço entre o cone e a placa (RAO, 1977), como mostra a Figura 2.4. O cone é rotacionado com uma velocidade angular conhecida (Ω) que resulta em um torque (M) que é medido na placa ou através do cone. Segundo STEFFE (1996), alguns instrumentos podem ser projetados de modo que o cone seja fixo e a placa se movimente.

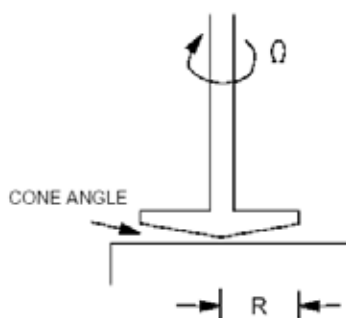


Figura 2.4: Reômetro cone e placa (STEFFE, 1996)

Este reômetro trabalha com taxas de deformação moderadas. É inapropriado para fluidos com grandes partículas em suspensão, porque o ângulo do cone é muito pequeno (menor que 5°) e, portanto, não há espaço suficiente para as partículas, o que pode influenciar na deformação ou comportamento do fluido (TABILO-MUNIZAGA e BARBOSA-CÁNOVAS, 2005).

Apesar de ser inapropriado para fluidos com partículas em suspensão, devido ao pequeno ângulo do cone, esta se caracteriza por ser uma das vantagens do reômetro cone e placa, pois o valor de taxa de deformação é constante ao longo do cone, o que facilita os cálculos utilizando este reômetro. Além disto, os efeitos de bordas são desprezíveis e as medições feitas com altas taxas de deformação são realizadas sem compensar o efeito de variação de temperatura do fluido, desde que este esteja em contato com a placa do reômetro a uma temperatura controlada (TABILO-MUNIZAGA e BARBOSA-CÁNOVAS, 2005).

Assim como para o reômetro de cilindros concêntricos, diversos autores utilizam este equipamento para o desenvolvimento de seus trabalhos.

GRANGER et al., (2003) utilizaram o reômetro do tipo cone e placa para estudar o efeito da concentração de gordura vegetal e seus diferentes tipos na viscosidade de emulsões contendo proteínas do leite. PENNA et al., (2001) utilizaram este equipamento para o estudo do comportamento reológico de bebidas lácteas e sua influência nas características sensoriais do produto. KRISTENSEN et al., (1997) estudaram os efeitos da temperatura no comportamento reológico de diversos derivados do leite, sendo um deles o creme de leite com 38% de gordura, utilizando o reômetro de cone e placa, obtendo bons resultados quando comparados com trabalhos de outros autores.

2.4. PROPRIEDADES TERMOFÍSICAS DE ALIMENTOS

Os modelos para descrição das propriedades térmicas de alimentos líquidos são diretamente aplicados por engenheiros e projetistas engajados em processos tanto na indústria de alimentos, como no ensino e na pesquisa. As variações na composição e na estrutura são os principais fatores na avaliação das propriedades térmicas dos alimentos, os quais são geralmente substâncias não-homogêneas e cujas propriedades químicas, físicas e, conseqüentemente, térmicas, variam fortemente com as condições de processo, como a temperatura. Os sucos de fruta, por exemplo, são misturas complexas de vitaminas, açúcares, aminoácidos, minerais, entre outros compostos, que podem variar de uma fruta para outra. A melhor fonte de dados de propriedades térmicas são as equações preditivas baseadas na composição química, temperatura e composição física, e que são normalmente confiáveis para a maioria dos alimentos. Normalmente, estes modelos baseiam-se em curvas estatísticas ajustadas a dados experimentais ao invés de derivações teóricas que envolvem análises de transferência de calor e, portanto, muitas equações empíricas podem ser encontradas na literatura.

Os modelos preditivos são normalmente descritos em termos da fração mássica de água e de sólidos e de suas respectivas propriedades térmicas quando puros (LAMB, 1976), ou em termos das frações mássicas de água, gordura e sólidos não-gordurosos (MILES et al., 1983), ou ainda como funções das frações mássicas dos principais componentes do alimento (proteína, carboidrato, gordura, fibra, água e cinza) e de suas respectivas propriedades térmicas (HELDMAN; SINGH, 1981; CHOI; OKOS, 1986). A condutividade térmica é afetada pela composição, densidade e temperatura, enquanto o calor específico é afetado apenas pela composição e temperatura, portanto, os modelos propostos são normalmente dados em termos destes parâmetros. Nas indústrias de alimentos, a leitura do conteúdo de sólidos solúveis é facilmente obtida a partir de um refratômetro e, portanto, torna-se interessante expressar as propriedades térmicas também em termos da concentração de sólidos solúveis, ou graus Brix.

Uma série de modelos específicos, descritos em termos da temperatura e da fração de água, ou do conteúdo de sólidos solúveis, tem sido proposta para vários alimentos líquidos, como é o caso do suco de tomate concentrado (CHOI; OKOS, 1983), do suco de maçã (CONSTENLA et al., 1989; MURAMATSU et al., 2000), do leite reconstituído concentrado (REDDY; DATTA, 1994), suco de laranja (MORESI; SPINOSI, 1980; TELIS-ROMERO et al., 1998), extrato de café (TELIS-ROMERO et al., 2000), leite integral, desnatado e semi-desnatado (MINIM et al., 2002; MATTAR et al., 2004), suco de goiaba (ZAINAL et al., 2001; SHAMSUDIN et al., 2005), suco de caju (AZOUBEL et al., 2005), entre outros. Ao longo dos anos, coletâneas de valores das propriedades térmicas dos alimentos e revisões abrangentes das mais variadas equações empíricas propostas foram realizadas (LAMB, 1976; MILES et al., 1983; ASHRAE, 1985; SWEAT, 1995), bem como exames minuciosos dos vários métodos existentes para efetuar as medições das propriedades térmicas (REIDY; RIPPEN, 1971; MOHSENIN, 1980; SINGH, 1982; OHLSSON, 1983). O rigor e a precisão das medidas são importantes fatores a serem considerados quando um método está sendo avaliado. Para a maioria dos cálculos de engenharia, uma precisão entre (2,0 a 5,0) % é normalmente suficiente (SWEAT, 1995).

O calor específico, que indica a quantidade de calor necessária para elevar a temperatura de um material, geralmente é medido por meio de um calorímetro (RIEDEL, 1951; HWANG; HAYAKAWA, 1979), que constitui uma técnica simples, mas que requer uma calibração cuidadosa em consequência da capacidade calorífica do próprio instrumento. O calorímetro diferencial de varredura DSC (*differential scanning calorimeter*), brevemente discutido por MOHSENIN (1980) e em maiores detalhes por LUND (1983), é a melhor alternativa para determinar experimentalmente o calor específico dos alimentos, no entanto, apresenta a desvantagem de ser caro e requerer uma quantidade de amostra relativamente pequena, em torno de 20 mg. Os estudos mostram que há uma forte relação entre o calor específico e o conteúdo de água de um produto, visto que a água apresenta o maior calor específico em relação a todos os outros componentes do alimento. Na verdade, devido às

características únicas das ligações de hidrogênio, a água apresenta um calor específico bastante elevado em relação a outras substâncias, conseqüentemente, o calor específico de um produto alimentício é significativamente afetado pela quantidade de água presente e o seu estado físico (LEWIS, 1987). Sendo assim, o calor específico tem sido normalmente descrito por funções lineares em relação ao conteúdo de água, nestes casos, a água é tratada como um componente único e uniforme do produto. Os estudos também evidenciam um ligeiro aumento no calor específico da maioria das substâncias quando ocorre uma elevação de temperatura.

A condutividade térmica de um material é a medida de sua habilidade em conduzir calor, sendo suas medições mais desafiadoras em relação ao calor específico, pois a condutividade térmica depende da estrutura, ou arranjo físico, bem como da composição química do material. Muitos autores têm relatado a relação linear entre a condutividade térmica de alimentos líquidos e a proporção de água (SWEAT; HAUGH, 1974). Algumas técnicas para as medidas de condutividade térmica foram descritas, como o método da placa quente, conhecido como *guarded hot plate*, ideal para materiais não biológicos, porém não adequado para alimentos, devido aos longos períodos de equilíbrio de temperatura, migração de água na amostra e tamanhos relativamente grandes de amostra requeridos. Outro método extensamente utilizado e recomendado para a maioria dos alimentos é o da sonda quente, conhecido como *line heat-source probe* (SWEAT; HAUGH, 1974; CHOI; OKOS, 1983), cuja teoria básica foi discutida previamente e em detalhes por NIX et al., (1967). O método da sonda quente é simples, rápido e requer amostras de tamanho relativamente pequeno, sendo o equipamento de teste constituído basicamente por uma fonte de calor, dispositivos de medida de temperatura e um sistema de aquisição de dados moderadamente sofisticado (SWEAT, 1995).

Na determinação da condutividade térmica de líquidos, a principal fonte de erros experimentais é a convecção de calor durante as medições. Bellet et al. (1975) desenvolveram um instrumento relativamente simples, baseado em uma célula constituída por dois cilindros coaxiais concêntricos, cujo espaço anular é preenchido pela amostra fluida. De

acordo com BELLET et al., (1975), a convecção de calor durante as medidas pode ser evitada se o espaço entre os cilindros for suficientemente pequeno e a diferença entre as temperaturas de parede não for muito grande. A condutividade térmica é, então, obtida a partir das equações que descrevem o fenômeno de transferência de calor em condições de estado estacionário. A modelagem matemática da operação não-estacionária permite a avaliação do calor específico da amostra, empregando o mesmo dispositivo, o que constitui a principal vantagem deste método.

A difusividade térmica pode ser estimada a partir da condutividade térmica, do calor específico e da densidade do produto, através da definição:

$$\alpha_{\text{cal}} = \frac{\lambda}{\rho C_p} \quad (2.11)$$

Entretanto este método de determinação tem o inconveniente de adicionar os erros experimentais de cada propriedade empregada na equação.

2.5. HIDRODINÂMICA DE FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM DUTOS CILÍNDRICOS.

2.5.1 Balanço de Energia Mecânica

Para o escoamento de qualquer fluido incompressível puramente viscoso ou viscoelástico, o balanço de energia mecânica pode ser escrito como:

$$\left(\frac{\bar{v}_2^2 - \bar{v}_1^2}{\alpha} \right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + W + \sum F = 0 \quad (2.12)$$

onde \bar{v} é a velocidade média do escoamento, α o fator de correção da energia cinética, z a altura, W o trabalho produzido por unidade de massa, P a pressão, g a aceleração da gravidade e ρ a densidade do fluido. Os sub-índices 1 e 2 indicam a entrada e saída, respectivamente, para um balanço aplicado num volume de controle. As perdas pelo atrito incluem as perdas na tubulação, juntamente com a contribuição das válvulas e acessórios. Portanto:

$$\sum F = \sum \frac{2f \bar{v}^2 L}{D} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (2.13)$$

onde f é o fator de atrito de Fanning, L o comprimento da tubulação, D o diâmetro da tubulação, k_f o coeficiente de perda de carga.

Neste balanço de energia mecânica, os termos de energia interna e o calor recebido pelo sistema foram desprezados. Para a determinação da perda de carga em acessórios que não impliquem em mudanças no diâmetro, considera-se que as energias cinética e potencial são iguais nos pontos 1 e 2 e que não existe trabalho de eixo no volume considerado. Dessa forma, a equação pode ser escrita:

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho} = 2f \frac{L}{D} \bar{v}^2 + k_f \frac{\bar{v}^2}{2} \quad (2.14)$$

A equação (2.14) pode ser resolvida em função de k_f por meio da equação (2.15):

$$k_f = \frac{2}{\bar{v}^2} \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} - \frac{2fL\bar{v}^2}{D} \right) \quad (2.15)$$

A determinação do coeficiente de perda de carga através da equação (2.15) exige o conhecimento dos fatores de atrito de Fanning. Dessa forma, segue-se uma discussão sobre os métodos de determinação desse parâmetro.

2.5.2 Fatores de Atrito em Tubos

2.5.2.1. Escoamento Laminar

2.5.2.1.1 *Fluidos que obedecem ao Modelo de Ostwald-De-Waele*

O procedimento analítico para obter o perfil de velocidade para fluidos não-Newtonianos utilizando o modelo de Ostwald-De-Waele é exatamente o mesmo que para fluidos Newtonianos, com exceção da especificação da tensão de cisalhamento na equação de quantidade de movimento. O modelo de Ostwald-De-Waele é uma boa aproximação para a maioria dos fluidos não-Newtonianos, incluindo fluidos viscoelásticos (CHO; HARTNETT, 1982), resultado do fato que a natureza elástica não desempenha um papel importante no

escoamento laminar em tubos. Sob as suposições de um escoamento laminar plenamente desenvolvido através de um tubo circular reto, a equação de quantidade de movimento vem a ser:

$$0 = -\frac{dP}{dz} + \frac{1}{r} \frac{d}{dr} (r\tau_{rz}) \quad (2.16)$$

Substituindo o modelo de Ostwald-De-Waele na tensão de cisalhamento, obtém-se o perfil de velocidade plenamente desenvolvido:

$$v = \left[\left(\frac{\Delta P}{2KL} \right)^{1/n} \frac{n}{1+n} \right] \left(R^{(1+n)/n} - r^{(1+n)/n} \right) \quad (2.17)$$

O fator de atrito de Fanning (f_f) é definido como (BIRD et al., 1960):

$$f_f = \frac{\Delta P D}{2\rho v^2 L} \quad (2.18)$$

onde a velocidade média \bar{v} é obtida da integração do perfil de velocidade.

Para o escoamento plenamente desenvolvido num tubo, o fator de atrito é determinado por:

$$f_f = \left(\frac{16}{\frac{D^n (\bar{v})^{2-n} \rho \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n}{8^{n-1} K}} \right) = \frac{16}{Re_g} \quad (2.19)$$

onde o denominador corresponde ao número de Reynolds generalizado, Re_g . No caso de fluidos Newtonianos este equacionamento é válido, porém com $n = 1$.

Determinações experimentais de perda de carga em tubos circulares no escoamento laminar confirmam esta predição (TUNG et al. 1978). A equação (2.19) é recomendada para determinar perda de carga de fluidos não-Newtonianos, tanto puramente viscosos quanto viscoelásticos, no escoamento plenamente desenvolvido em tubos (CHO e HARTNETT, 1982).

2.5.2.2. Escoamento Turbulento

2.5.2.2.1. Fluidos Newtonianos

Fluidos Newtonianos escoando em regime turbulento podem ser correlacionados através da equação de Nikuradse (GOVIER e AZIZ, 1972).

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 4,0 \log(\text{Re} \sqrt{f_f}) - 0,4 \quad (2.20)$$

Uma correlação que se aproxima da equação (2.20), porém mais simples por estar com f explícito, foi proposta por Drew (GOVIER e AZIZ, 1972).

$$f_f = 0,00140 + 0,125 \text{Re}^{-0,32} \quad (2.21)$$

2.5.2.2.2. Fluidos que obedecem ao Modelo de Ostwald-De-Waelle

O maior avanço no estudo da hidrodinâmica de fluidos Ostwald-De-Waelle na região turbulenta foi obtido por DODGE e METZNER (1959), que propuseram a seguinte correlação para fatores de atrito em fluidos puramente viscosos:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{n^{0,75}} \log(\text{Re}_g f_f^{(1-n/2)}) - \frac{0,4}{n^{1,2}} \quad (2.22)$$

2.6. TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM DUTOS CILÍNDRICOS.

2.6.1 Coeficiente Convectivo de Transferência de Calor

Uma grande parte da atividade na engenharia nesta área tem sido relacionada com escoamento de fluidos não-newtonianos através de tubos. Os relacionamentos analíticos

obtido são dependentes das condições de contorno e suposições feitas, e algumas relações empíricas têm surgido para comprovar algumas destas restrições.

2.6.1.1 Escoamento Laminar

A equação diferencial básica para transferência de calor no escoamento laminar em regime estacionário através de um tubo é dada por

$$\frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\lambda}{v \rho C_p} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (2.23)$$

A solução para um fluido Newtoniano pode ser dada em duas formas:

Forma 1: solução da equação (2.23) para escoamento pistonado.

Na solução para um escoamento pistonado o valor da velocidade local para qualquer r é sempre a mesma. A solução corresponde de fato à de um fluido “power law” com pseudoplasticidade infinita, para o qual $n = 0$ (SKELLAND, 1967)

$$\frac{h_m D}{\lambda} = \frac{8}{\pi} + \frac{4}{\pi} \left(\frac{m C_p}{\lambda L} \right) \quad (2.24)$$

Forma 2: solução da equação (2.23) para uma distribuição parabólica completamente desenvolvida.

Esta solução é chamada como a solução do problema de Graetz.

$$\frac{h_m D}{\lambda} = \frac{2}{\pi} Gz \left[\frac{1 - 8P \left(\frac{\pi}{2Gz} \right)}{1 + 8P \left(\frac{\pi}{2Gz} \right)} \right] \quad (2.25)$$

onde $P \left(\frac{\pi}{2Gz} \right)$ é uma série infinita convergente de funções exponenciais em $\frac{\pi}{2Gz}$.

Várias soluções analíticas têm sido desenvolvidas para fluidos não-newtonianos, porém, com algumas restrições e condições muitas vezes distantes da realidade

física do que realmente ocorre no processo. Uma ferramenta muito útil para se evitar este tipo de constrangimento é a utilização de relações empíricas.

Fluidos que obedecem ao Modelo de Newton da viscosidade

Uma expressão empírica clássica é a apresentada por Sider & Tate (SKELLAND, 1967) para transferência de calor em líquidos altamente viscosos escoando no regime laminar.

$$\frac{h_m D}{\lambda} = 2,0 \left(\frac{m C_p}{\lambda L} \right)^{1/3} \left(\frac{\eta_b}{\eta_w} \right)^{0,14} \quad (2.26)$$

onde η_b e η_w são as viscosidades determinadas na temperatura média e na temperatura da parede, respectivamente. h_m é dado na temperatura média aritmética (eq. 2.27).

$$\Delta T = \frac{(T_w - T_i) + (T_w - T_o)}{2} = T_w - \frac{1}{2}(T_i + T_o) \quad (2.27)$$

onde T_i temperatura de entrada e T_o temperatura de mistura na saída.

Fluidos que obedecem ao Modelo de Ostwald-De-Waele

Uma expressão empírica conhecida é a apresentada por Metzner & Gluck (SKELLAND, 1967) para transferência de calor em líquidos altamente viscosos escoando no regime laminar.

$$\overline{Nu} = 1,75 \delta^{1/3} (Gz)^{1/3} \left(\frac{\gamma_b}{\gamma_w} \right)^{0,14} \quad (2.28)$$

onde $\delta = \frac{3n+1}{4n}$ e $\frac{\gamma_b}{\gamma_w} = \frac{K_b(3n+1)}{K_w 2(3n+1)}$ válido para $Gz > 20$ e $n > 0.1$.

Fluidos Viscoplasticos - Modelo de Bingham

Uma expressão empírica muito conhecida é a apresentada por Thomas (SKELLAND, 1967) para transferência de calor em líquidos com comportamento viscoplástico ou chamados de fluidos Binghamianos.

$$j_H = \left(\frac{h_m}{C_p \rho V} \right) \left(\frac{C_p \eta_B}{\lambda} \right)^{2/3} \left(\frac{\eta_w}{\eta_B} \right)^{0,14} \left(\frac{L}{D} \right)^{1/3} \left[\frac{3(1-\xi_o)}{\xi_o^4 - 4\xi_o - 3} \right]^{-1/3} = 1,86 \left(\frac{DV\rho}{\eta_B} \right)^{-2/3} \quad (2.29)$$

onde $\xi_o = \frac{\tau_o}{\tau_p}$.

2.6.1.2 Escoamento Turbulento

Da mesma maneira que no regime laminar, neste caso, utilizam-se relações empíricas, ressaltando que quando se trabalha em tubos, como no caso do tubo de retenção em um pasteurizador, o regime de escoamento dificilmente será turbulento, porém, quando se trabalha em trocadores de calor a placas devido à natureza corrugada das placas, dificilmente tem-se regime laminar.

Fluidos que obedecem ao Modelo Newtoniano da viscosidade

Quando o numero de Reynolds é superior a 2100, o regime de escoamento é turbulento. Como a transferência de calor no regime turbulento é maior, muitos processos industriais que envolvem transferência de calor se projetam para o regime de escoamento turbulento.

Uma expressão empírica clássica válida para $Re > 10000$ e Pr entre 0,7 e 700, e $L/D > 60$ é dada por:

$$Nu = \frac{h_m L D}{\lambda} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\eta_b}{\eta_w} \right)^{0,14} \quad (2.30)$$

onde η_b e η_w são as viscosidades determinadas na temperatura média e na temperatura da parede, respectivamente. h_{mL} é dado na temperatura média logarítmica (eq. 2.31).

$$\Delta T_{mL} = \frac{(T_w - T_i) - (T_w - T_o)}{\ln\left(\frac{(T_w - T_i)}{(T_w - T_o)}\right)} \quad (2.31)$$

onde T_i temperatura de entrada e T_o temperatura de mistura na saída.

Fluidos que obedecem ao Modelo de Ostwald-de Waelle

Neste tipo de fluido a correlação mais amplamente utilizada é a equação de Clapp (SKELLAND, 1967):

$$\frac{h_{mL}D}{\lambda} = 0,0041 Re_g^{0,99} \left[\frac{KC_p}{\lambda} \left(\frac{8V}{D} \right)^{n-1} \right]^{0,4} \quad (2.32)$$

com desvios máximos de + 1% e -4,5 %.

$$\frac{h_{mL}D}{\lambda} = 0,023(9350)^{0,8\left(1-\frac{1}{n^n}\right)} Re_g^{\left(\frac{0,8}{n^n}\right)} \left[\frac{KC_p}{\lambda} \left(\frac{8V}{D} \right)^{n-1} \right]^{0,4} \quad (2.33)$$

com desvios máximos de + 2% e -4.5 %.

A equação (2.54) se reduz à clássica equação de Dittus-Boelter para $n = 1,0$.

Estas equações têm as seguintes restrições:

$$0,698 \leq n \leq 0,786$$

$$0,698 \leq Re_g \leq 0,786$$

Alguns livros referem-se à equação de Clapp como a equação de Dittus-Boelter modificada, h_{mL} é dado na temperatura média logarítmica (eq. 2.31), e as propriedades são determinadas na temperatura média.

Fluidos Viscoplasticos - Modelo de Bingham

Uma expressão empírica muito conhecida é a apresentada por Thomas (SKELLAND, 1967)

$$j_H = \left(\frac{h_{mL}}{C_p \rho V} \right) \left(\frac{C_p \eta_B}{\lambda} \right)^{2/3} \left(\frac{\eta_w}{\eta_B} \right)^{0,14} = 0,027 \left(\frac{DV\rho}{\eta_B} \right)^{-0,2} \quad (2.34)$$

h_{mL} é dado na temperatura média logarítmica (eq. 2.31).

Fluidos Viscoelásticos

São várias as correlações utilizadas para fluidos viscoelásticos, porém a mais utilizada é a equação de Corman (CHO & Harnet, 1982).

$$St = \frac{f_f / 2}{1.2 + 1.02 \left(f_f / 2 \right)^{1/2} (Pr_g - 1) (Pr_g)^{1/3}} \quad (2.35)$$

onde

$$\text{fator de fanning} = f_f = \frac{\Delta PD}{2\rho v^{-2} L} = \frac{\tau_w}{\rho v^2 / 2};$$

$$\text{número de Reynolds generalizado} = Re_g = \left(\frac{D^n (\bar{v})^{2-n} \rho}{8^{n-1} K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} \right)$$

$$\text{número de Prandtl generalizado} = Pr_g = \frac{C_p K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \left(\frac{8v}{d} \right)^{n-1}}{\lambda}$$

$$\text{número de Stanton} = St = \frac{Nu}{Re \cdot Pr} = \frac{h}{\rho v C_p}$$

CAPÍTULO 3

THERMOPHYSICAL PROPERTIES OF INDUSTRIAL SUGAR CANE JUICE FOR THE PRODUCTION OF BIOETHANOL

Journal of Chemical and Engineering Data, 80(5), p.1200-1203, 2010.

THERMOPHYSICAL PROPERTIES OF INDUSTRIAL SUGARCANE JUICES FOR THE PRODUCTION OF BIOETHANOL

**Zailer Astolfi-Filho², Luis A. Minim^{*1}, Javier Telis-Romero², Valeria P.R. Minim¹, and
Vânia R.N. Telis²**

¹ Department of Food Technology, Universidade Federal de Viçosa, 36570-000 Viçosa, MG, Brazil

² Department of Food Engineering and Technology, Universidade Estadual Paulista, 15054-000 São José do Rio Preto, SP, Brazil.

*Corresponding author: E-mail address: lminim@ufv.br.

ABSTRACT

To design equipment for biofuel production and optimizing process for heating, settling and filtration of industrial sugarcane juices, the thermophysical properties must be known. Since the thermophysical properties of biological materials are strongly dependent upon chemical composition and temperature, composition and temperature based models provide a means of estimating these properties. In this work, the thermophysical properties of untreated sugarcane juice (USCJ), mixed sugarcane juice (MSCJ) and clarified sugarcane juice (CSCJ) were determined at a temperature range of (277.4 to 373.4) K. Simple polynomial models as function of temperature were fitted to the experimental data, showing good agreements. Density and thermal conductivity varied from (1044.5 to 1189.5) $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ and (0.475 to 0.493) $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, respectively. Heat capacity varied from (3601.8 to 3802.9) $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$.

INTRODUCTION

The relative success of sugarcane bio-ethanol stems from the prolific growth rate of the crop in tropical Brazil, and from a closed cycle production process, where the energy for refining

and distilling comes from burning sugarcane residue. Hence, no fossil fuels are needed. Refining and distillation are very energy-intensive, especially for bio-ethanol. On average, sugarcane ethanol is estimated to have an energy balance of a staggering of 8.3, but could reach to 10.2 in the best case, outperforming the energy balance of any other bio-fuel, especially those produced in temperate regions.¹

The global production of bio-ethanol increased from 17.25 billion liters in 2000 to over 46 billion liters in 2007, which represents about 4% of the 1300 billion liters of gasoline consumed globally.² Brazil, the United States and some EU members have the major programs to promote bio-fuels production. Considering the new programs of the America, Asia and Europe governments, total global bio-ethanol demand could grow to exceed 125 billion liters by 2020.³

The bioethanol industry makes use of a number of unit operations such as pumping, heating, cooling and sedimentation, which must be appropriately designed and controlled. Figure 1 shows a schematic of the main unit operations before fermentation and distillation. In order to allow an adequate process design, operation and control, the thermophysical properties behavior of industrial sugarcane juices such as the untreated sugarcane juice (USCJ), mixed sugarcane juice (MSCJ), and clarified sugarcane juice (CSCJ) as affected by temperature is of primary importance.

The thermophysical properties of industrial sugarcane are of interest to engineers in modeling unit operations and in designing equipment. Simulation is no longer the problem, as with the advent of modern computers and numerical methods, non-linear heat conduction equations can be accurately solved.⁴ Reliability of these predictions, however, is directly related to the accuracy with which the researcher is able to predict thermophysical property values of the system in the temperature range. Thermophysical properties required for these predictions include density ρ , specific heat C_p , and thermal conductivity k .

An extensive review of existing methods for measurement of thermophysical properties of biological materials has been done by Reidy & Rippen,⁵ Mohsenin⁶ and Singh.⁷ Adiabatic

calorimeter are often used for measurements of C_p .^{8,9} It is a simple technique, although requiring a careful calibration. The differential scanning calorimeter is fast and allows systematic data acquisition and processing, but has the disadvantage of being expensive.^{10,11,12} A simple method can be used to determine k , according to Bellet et al.¹³ The great advantage of this technique is that it is also possible to determine C_p employing the same device and modeling the unsteady state heat transfer in the system.

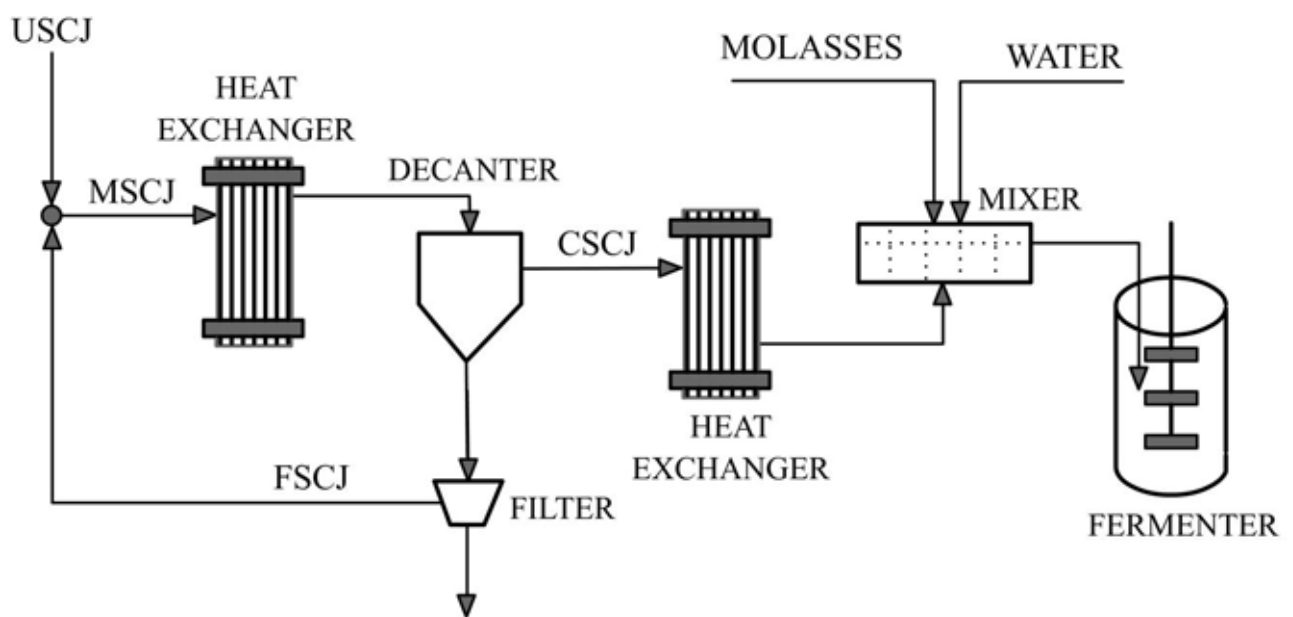


Figure 1. Schematic of the sugarcane juice clarification section for bio-ethanol production (FSCJ stands for filtered sugar cane juice).

Thermophysical properties of industrial sugarcane juices are scarce in literature and an extensive study on the dependence of such properties on temperature has not yet been published. Thus, the objective of this work was to measure the thermophysical properties (ρ , k , and C_p) of USCJ, MSCJ and CSCJ as a function of temperature T , and to develop correlations for predicting these properties.

EXPERIMENTAL SECTION

Materials

Sugarcane juice samples were obtained from a local sugarcane factory and the chemical composition (mass fraction) is showed in Table 1. Brix degree refers to total soluble solids (organic acids and sugars), Pol refers to sucrose mass fraction, and Purity is given as $\frac{\text{Pol}}{^\circ\text{Brix}}$, which are industrial parameters usually employed to characterize the raw sugarcane. The thermophysical properties were measured in triplicate for each value of T adding up to 90 assays. All statistical analysis was performed using the GLM (General Linear Model) procedure, while fitted functions were obtained by using the REG (REGression) procedure from the SAS statistical package.¹⁴ The suitability of the fitted functions was evaluated by the level of significance (p), the coefficient of determination (R^2), and residual analysis.

Table 1. Chemical composition of unclarified sugarcane juice (USCJ), mixed sugarcane juice (MSCJ), and clarified sugarcane juice (CSCJ)

	$^\circ\text{Brix}$	Pol	Purity (%)	Total Solids (%)	pH
USCJ	17.9	14.7	82.1	19.1	7.2
MSCJ	18.0	14.9	82.8	18.8	6.8
CSCJ	18.2	16.1	88.5	18.2	6.1

Apparatus and Methods

a) Thermal Conductivity (k)

Thermal conductivity at various T for USCJ, MSCJ and CSCJ was measured using the method described by Bellet et al¹³, based on a cylindrical cell, where the liquid whose properties are being determined fills the annular space between two concentric cylinders. The equipment is

schematically shown in Figure 2 and presented the following physical characteristics: two coaxial copper cylinders (A and B), 180 mm length, separated by a 2 mm annular space, which was filled with the sample; 50 mm thick covers (C) made of a low thermal conductivity material ($0.225 \text{ W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$) to prevent axial heat transfer; an inner cylinder (A) containing a heater (D) made with a constantan wire (resistance 15Ω), electrically insulated by a varnish and coiled around a copper stick; two thermocouples type T (E) to measure temperature differences between the two cylinders, located at half-length of the cell. The wires were placed inside a 0.5 mm gaps, parallel to the cell axis.

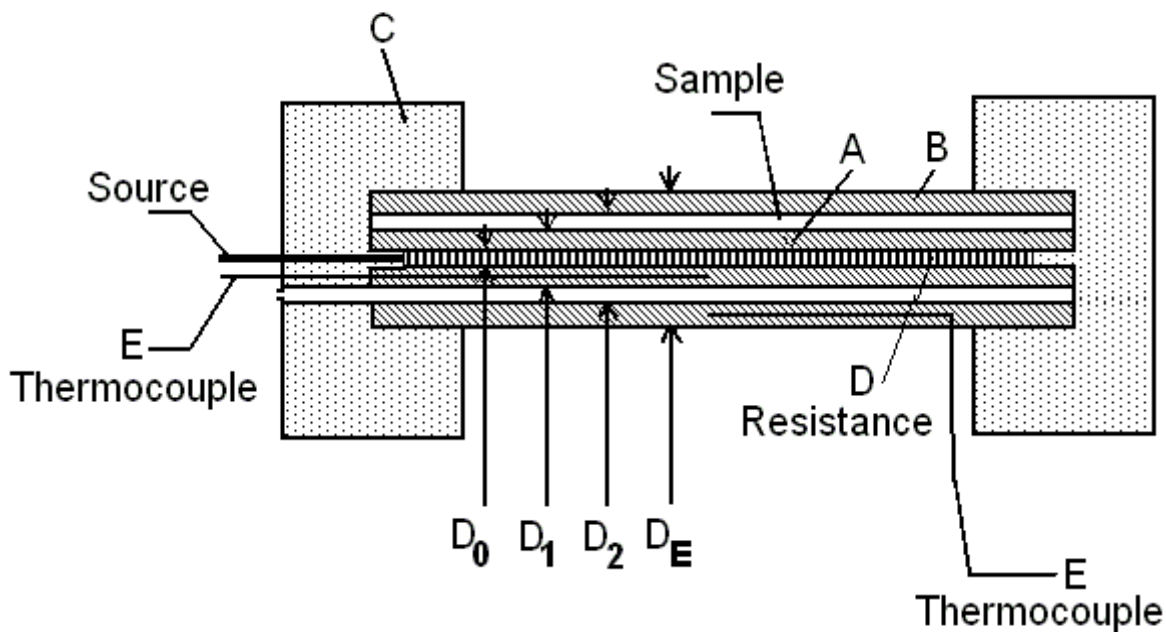


Figure 2. Cross section of the cell used for thermal conductivity and specific heat measurements.

To keep the external temperature constant, the cell was immersed in a constant temperature water bath (MK70, MLW, Dresden, Germany) controlled within $\pm 0.05 \text{ }^\circ\text{C}$. The power input to the heater resistance was made by means of a microprocessed, stabilized source

(ETB-252, Entelbra, São Paulo, Brazil), which permitted to adjust the current with a stability of 0.05%. A HP data logger model 75.000-B, an interface HP-IB and a HP PC running a data acquisition program written in IBASIC monitored temperatures with a standard uncertainty of ± 0.1 K.

b) Heat Capacity (C_p)

The apparatus described above was also used to measure heat capacity. Considering unsteady state heat conduction through an isotropic, homogeneous medium, the equation of energy conservation was written for the system. The solution of the differential equation with the proper boundary conditions is presented in detail by Bellet et al.¹³

c) Density (ρ)

Gravimetric determination of sugarcane density at different temperatures was carried out using an analytical balance with a give uncertainty of ± 0.0001 g and a standard volumetric pycnometer¹⁰. The pycnometer was previously calibrated with distilled water, at each temperature.

Results and Discussion

The thermal conductivity, heat capacity, and density of USCJ, MSCJ and CSCJ were determined in triplicates at (277.4, 286.5, 296.4, 307.4, 317.4, 328.2, 340.4, 352.0, 364.1 and 373.4) K (Tables 2 to 4). The average uncertainty of k , C_p , and ρ is estimated be ± 0.004 Wm⁻¹, K⁻¹, ± 15.4 J.kg⁻¹, and ± 12.8 kg.m⁻³.

Table 2. Heat Capacity, C_p , of sugarcane juice and associated standard deviation of triplicate measurements for different temperatures

T/K	$C_p/(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$		
	USCJ	MSCJ	CSCJ
277.4	3611.8±0.6	3609.1±0.5	3603.3±1.5
286.5	3628.2±0.0	3625.6±0.0	3620.7±1.2
296.4	3648.9±1.4	3646.2±1.3	3640.8±1.0
307.0	3669.8±0.7	3667.1±0.6	3662.2±0.1
317.4	3690.0±1.8	3687.3±1.7	3682.7±1.2
328.2	3712.1±1.0	3709.5±0.9	3703.7±1.2
340.4	3736.3±1.6	3733.7±1.5	3727.5±1.2
352.0	3758.7±2.0	3756.1±1.9	3751.5±0.6
364.1	3783.9±1.3	3781.2±1.2	3775.5±1.3
373.4	3801.7±1.3	3799.0±1.2	3793.5±1.5

Table 3. Thermal Conductivity, k , of sugarcane juice and associated standard deviation of triplicate measurements for different temperatures

T/K	$k/(W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1})$		
	USCJ	MSCJ	CSCJ
277.4	0.478±0.001	0.477±0.001	0.475±0.000
286.5	0.480±0.001	0.478±0.000	0.476±0.000
296.4	0.481±0.001	0.480±0.000	0.478±0.001
307.0	0.483±0.000	0.481±0.001	0.479±0.000
317.4	0.484±0.001	0.483±0.001	0.480±0.001
328.2	0.486±0.001	0.484±0.001	0.482±0.000
340.4	0.488±0.001	0.486±0.000	0.484±0.001
352.0	0.489±0.001	0.488±0.001	0.485±0.001
364.1	0.491±0.001	0.490±0.001	0.488±0.001
373.4	0.492±0.001	0.491±0.001	0.489±0.001

Table 4. Density, ρ , of sugarcane juice and associated standard deviation of triplicate measurements for different temperatures

T/K	$\rho_l/(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$		
	USCJ	MSCJ	CSCJ
277.4	1188.3±1.5	1081.8±1.9	1082.9±2.6
286.5	1182.9±4.6	1077.5±4.0	1078.1±1.0
296.4	1185.6±2.6	1073.8±3.5	1074.9±2.1
307.0	1178.2±0.5	1074.3±4.9	1070.5±1.5
317.4	1173.5±1.0	1066.0±1.1	1066.4±2.4
328.2	1171.9±2.1	1063.2±2.7	1062.3±0.1
340.4	1166.0±2.2	1060.6±1.7	1058.3±2.3
352.0	1156.2±7.7	1057.6±2.6	1056.0±1.0
364.1	1154.9±5.8	1050.5±2.5	1051.0±1.3
373.4	1153.0±3.9	1047.5±2.6	1048.2±1.3

Polynomial models for the thermophysical properties as a function of T were fitted to the experimental data. It is important to obtain simple models as they can be used for on line simulation and control. Minim et al.¹⁵ obtained simple models for the prediction of the thermophysical properties of lemon juice. In this work, the quadratic model was first analyzed and the non significant parameters were taken off from the model based on the t (student) test and $p > 0.05$. The final models are presented by a polynomial like eq 1. Table 5 shows the coefficients of eq 1 for ρ , C_P , and k .

$$\Psi = \beta_0 + \beta_1(T/K) + \beta_2(T^2/K^2) \quad (1)$$

where Ψ represents the thermophysical property.

Table 5. Coefficients of eq 1 and Associated Standard Errors, for USCJ, MSCJ, and CSCJ

Parameters	Sugarcane	β_0	β_1	β_2
$\rho/(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$	USCJ	1234.71515	-	-0.0005999
		± 3.8		$\pm 3.5 \times 10^{-5}$
	MSCJ	1121.80482	-	-0.00053244
		± 2.8		$\pm 2.6 \times 10^{-5}$
	CSCJ	1263.64413	-0.87491	0.00080006
		± 36.3	± 0.2	± 0.0003
$k/(\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$	USCJ	0.43781	0.00014656	-
		± 0.001	$\pm 3.1 \times 10^{-6}$	
	MSCJ	0.43543	0.00014989	-
		± 0.001	$\pm 2.9 \times 10^{-6}$	
	CSCJ	0.43479	0.00014416	-
		± 0.001	$\pm 2.5 \times 10^{-6}$	
$C_p/(\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$	USCJ	3059.62318	1.9875	-
		± 2.3	± 0.007	
	MSCJ	3056.97042	1.98751	-
		± 2.1	± 0.006	
	CSCJ	3052.37418	1.98521	-
		± 1.9	± 0.006	

The agreement between experimental and calculated values for the thermophysical properties was very good. Figures 3 to 5 show the fractional deviations between observed and predicted values of ρ , k , and C_p . In all cases, despite its simplicity, the eq 1 with the associated parameters in Table 5 was found to represent accurately the physical properties of USCJ, MSCJ and CSCJ in the studied range of T , with the determination coefficient (R^2) superior to 0.98. The measured properties all lie within $\pm 2.0\%$ of the correlations and agree well with most of the observed data.

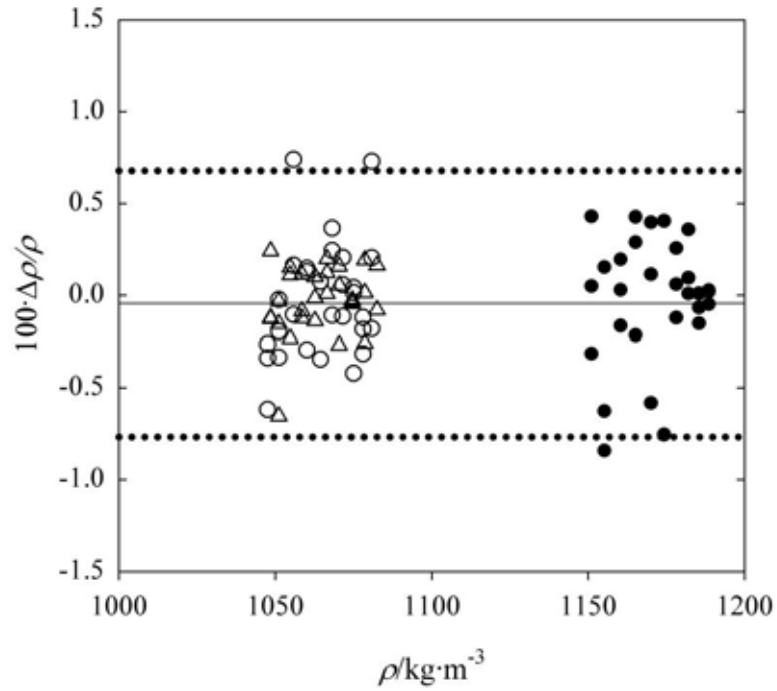


Figure 3. Fractional deviations $\Delta\rho = (\rho_{obs} - \rho_{pred})$ of the observed densities ρ_{obs} of sugar cane juice as a function of ρ_{obs} estimated uncertainty of eq 1 ($\pm 2\%$). (● USCJ; ○ MSCJ; △ CSJC).

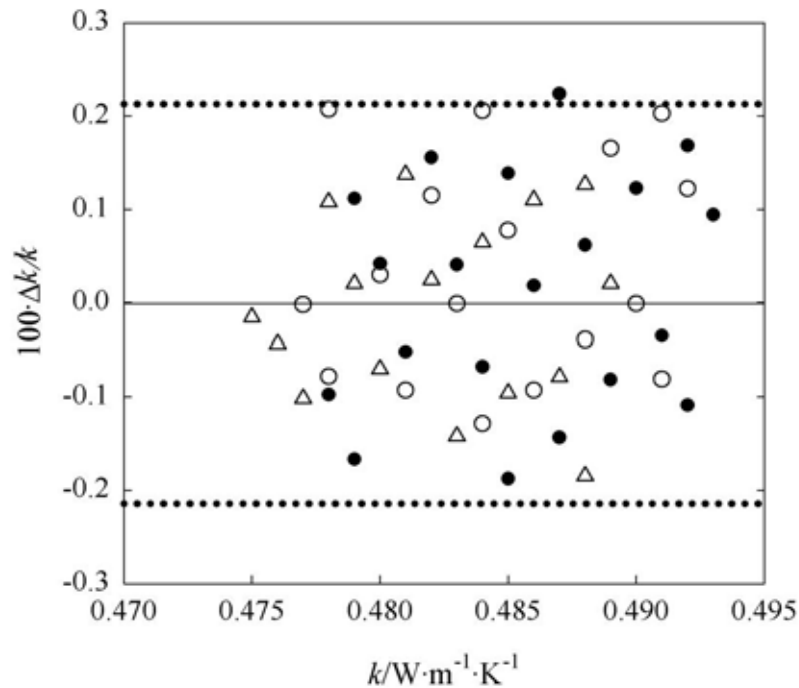


Figure 4. Fractional deviations $\Delta k = (k_{obs} - k_{pred})$ of the observed thermal conductivity k_{obs} of sugar cane juice as a function of k_{obs} estimated uncertainty of eq 1 ($\pm 2\%$): (● USCJ; ○ MSCJ; △ CSJC).

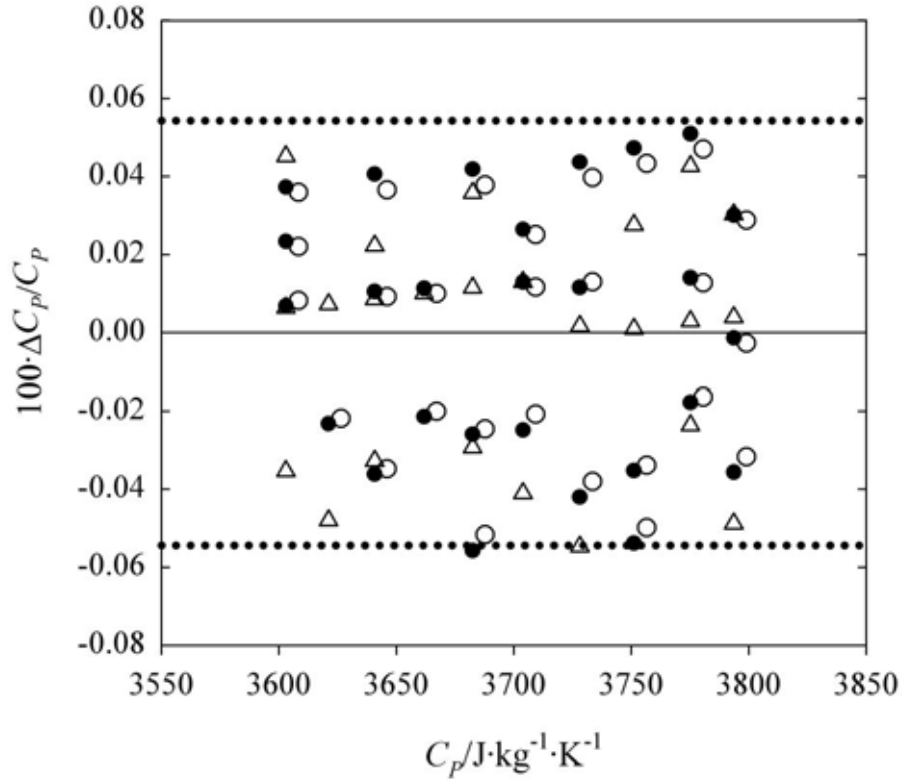


Figure 5. Fractional deviations $\Delta C_p = (C_{p,obs} - C_{p,pred})$ of the observed heat capacity $C_{p,obs}$ of sugar cane juice as a function of $C_{p,obs}$ estimated uncertainty of eq 1 ($\pm 2\%$): (● USCJ; ○ MSCJ; Δ CSJC).

The properties studied here varied from (1044.5 to 1189.5) $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ for density, (0.475 to 0.493) $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ for thermal conductivity, and (3601.8 to 3802.9) $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ for specific heat. In accordance with what was observed in the literature^{15,16}, ρ decreased with T in a quadratic way, and the variables k and C_p increased linearly with T .

Conclusions

In this paper, the effect of T on the thermophysical properties (ρ , C_p , and k) of industrial sugarcane (USCJ, MSCJ, and CSCJ) were studied. Simple polynomial models were successfully fitted to the experimental data, considering the range of temperature explored. As expected, density decreased with increasing temperature, while k and C_p increased with increasing temperature.

Acknowledgment

The authors wish to thank FAPESP - SP and FAPEMIG - MG for the financial support.

Literature cited

- (1) Coelho, S. T.; Goldemberg, J.; Lucon, O.; Guardabassi, P. Brazilian Sugarcane Ethanol: Lessons Learned. *Energy Sustainable Dev.* **2006**, *10*, 26-39.
- (2) Renewable Energy Network for the 21st Century (REN21). Renewable 2007 Global Status Report. Paris: REN21 Secretariat and Washington, DC: Worldwatch Institute; 2008.
- (3) Demirbas, A. Producing and using bioethanol as an automotive fuel, *E Sources, Part B: Economics, Planning, and Policy* **2007**, *2*, 391–401.
- (4) Wang, D.Q.; Kolbe, E. Thermal conductivity of surimi-measurement and modeling. *J. Food Sci.* **1990**, *55*, 1217–1221.
- (5) Reidy, G. A.; Rippen, A. L. Methods for determining thermal conductivity in foods. *T. ASAE* **1971**, *14*, 248-254
- (6) Mohsenin, N. N. *Thermal Properties of Foods and Agricultural Materials*. Gordon and Breach; New York, 1980.
- (7) Singh, R. P. Thermal diffusivity in food processing. *Food Technol.* **1982**, *36*, 87-91.
- (8) Riedel, L. The refrigerating effect required to freeze fruits and vegetables. *Refrigeration Eng.* **1951**, *59*, 670-673.
- (9) Hwang, M. P.; Hayakawa, K. I. A specific heat calorimeter for foods. *J. Food Science* **1979**, *44*, 435-438.
- (10) Constenla, D. T.; Lozano, J. E.; Crapiste, G. H. Thermophysical properties of clarified apple juice as a function of concentration and temperature. *J. Food Science* **1989**, *54*, 663-668.

- (11) Sweat, V. E.; Haugh, C. G. A thermal conductivity probe for small food samples. *T. ASAE* **1974**, *17*, 56-58.
- (12) Shamsudin, R; Mohamed, I. O.; Yaman, N. K. M. Thermophysical properties of Thai seedless guava juice as affected by temperature and concentration. *J. Food Eng.* **2005**, *66*, 395-399.
- (13) Bellet, D.; Sengelin, M.; Thirriot, C. Determination des proprietes thermophysiques de liquides non-newtoniens a l'aide d'une cellule a cylindres coaxiaux. *Int. J. Heat Mass Transfer* **1975**, *18*, 1177-1187.
- (14) SAS Institute Inc. *SAS[®]User's guide: Statistics*, Version 9 edition. Cary. North Caroline, 2008.
- (15) Burjaili, M. M. *Desenvolvimento de um Secador Rotativo com Recheio de Inertes*. PhD Thesis, School of Food Engineering, State University of Campinas, Brazil, 1996.
- (16) Minim, L. A.; Telis, V. R. N.; Minim, V. P. R.; Lizzy, A. P. ; Telis-Romero, J. Thermophysical Properties of Lemon Juice as Affected by Temperature and Water Content. *J. Chem. Eng. Data* **2009**, *54*, 2269-2272.
- (17) Telis-Romero, J; Telis, V. R. N; Gabas, A. L.; Yamashita, F. Thermophysical Properties of Brazilian Orange Juice as Affected by Temperature and Water Content. *J. Food Eng.* **1998**, *38*, 27 – 40.

CAPÍTULO 4

RHEOLOGY AND FLUID DYNAMICS PROPERTIES OF SUGARCANE JUICE

Biochemical Engineering Journal 53, p.260-265, 2011.

RHEOLOGY AND FLUID DYNAMICS PROPERTIES OF SUGARCANE JUICE

Zailer Astolfi-Filho^{1,2}, Vânia Regina Nicoletti Telis¹, Eduardo Basílio de Oliveira³, Jane Sélia dos Reis Coimbra³ and Javier Telis-Romero^{1,*}

¹ *Universidade Estadual Paulista (UNESP), Departamento de Tecnologia e Engenharia de Alimentos, CEP 15054-000, São José do Rio Preto, SP, Brazil.*

² *COSAN S.A. Indústria e Comércio, Bairro Água da Aldeia s/n, Unidade Tarumã, Pólo Regional de Assis, CEP 19820-000 Tarumã, SP, Brazil.*

³ *Universidade Federal de Viçosa (UFV), Departamento de Tecnologia de Alimentos, CEP 36571-000, Viçosa, MG, Brazil.*

*To whom correspondence should be addressed. E-mail: javier@ibilce.unesp.br
Fax: +55 17 3221 2299. Phone: +55 17 3221 2250.

ABSTRACT

The sugarcane juice is a relatively low-cost agricultural resource, abundant in South Asia, Central America and Brazil, with vast applications in producing ethanol biofuel. In that way, a good knowledge of the rheological properties of this raw material is of crucial importance when designing and optimizing unit operations are involved in its processing. In this work, the rheological behavior of untreated (USCJ, 17.9 °Brix), clarified (CSCJ, 18.2 °Brix) and mixed (MSCJ, 18.0 °Brix) sugarcane juices was studied at the temperature range from 277 K to 373 K, using a cone-and-plate viscometer. These fluids were found to present a Newtonian behavior and their flow curves were well-fitted by the viscosity Newtonian model. Viscosity values lied within the range 5.0 mPa.s to 0.04 mPa.s in the considered temperature interval. The dependence of the viscosity on the temperature was also successfully modeled through an Arrhenius-type equation. In addition to the dynamic viscosity, experimental values of pressure loss in tube flow were used

to calculate friction factors. The good agreement between predicted and measured values confirmed the reliability of the proposed equations for describing the flow behavior of the clarified and untreated sugarcane juices.

Keywords: Bioprocess; Ethanol; Friction factor; Rheological properties; Temperature; Sugarcane.

NOMENCLATURE

A empirical constant in equation (14)

D diameter (m)

ΔP pressure drop (Pa)

E_a activation energy for flow (J/mol)

f friction factor

K consistency index ($\text{Pa}\cdot\text{s}^n$)

L length (m)

n flow behavior index

R universal gas constant (8.314 J/mol K)

Re Reynolds number

Re_g generalized Reynolds number

T temperature (K)

v velocity (m/s)

X_w water content (w/w)

SYMBOLS

ε roughness (m)

$\dot{\gamma}$ shear rate (s^{-1})

η viscosity (Pa.s)

ρ density (kg/m^3)

σ shear stress (Pa)

σ_0 yield stress (Pa)

σ_w shear stress at the tube wall (Pa)

1. INTRODUCTION

Sugarcane is an abundant and relatively low cost agricultural resource, largely produced in tropical and sub-tropical regions of the planet. This raw material contains about 80 to 85% of water and its dry matter presents an average composition of approximately 30% sucrose and 70% pre-processed ligno-cellulosic materials [1]. In previous years, sugarcane, either in the form of cane juice or cane molasses, has been widely used as feedstock for producing ethanol fuel in tropical and sub-tropical countries [2]. The sugarcane ethanol has the advantage of generating energy from a clean and renewable resource and contributes to reduce both air pollution and greenhouse gas emission, when compared to fossil fuels [3]. So, one important focus in current research and development applied in fuel ethanol production is the engineering of process to improve the productivity, by optimizing the unit operations involved in the productive chain [3, 4]. Indeed, in preliminary steps of ethanol production, numerous unit operations requiring the knowledge of fluid rheology and dynamics (e.g. pumping, heating, cooling and sedimentation) are applied. For this purpose, the knowledge of rheological properties of the untreated sugarcane juice (USCJ), clarified sugarcane juice (CSCJ) and mixed sugarcane juice (MSCJ) should be of

utmost importance to the ethanol industry. A schematic representation of the process line before fermentation step, identifying each type of sugarcane juice, is shown in Figure 1. As depicted in this figure, the unclarified juice (USCJ) is the material obtained from the sugarcane milling and pre-filtration (to remove bagasse pieces). The clarified one (CSCJ) is obtained from the (USCJ) after its heating and settling; it is the supernatant obtained in this unit operation. Finally, the mixed juice (MSCJ) results from the mixing of (USCJ) and filtered sugarcane juice (FSCJ), which is the permeate obtained after the filtration of the previously settled juice.

Literature reports a large number of fluids exhibiting a non-Newtonian behaviour, such as diverse kinds of sludge [5, 6]; and biological fluids, such as sucrose-CMC model solution [7], supersaturated sucrose solutions [8], dairy cattle manure [9] and aqueous solutions of sucrose, glucose and fructose [10]. Moreover, data concerning the influence of temperature on the rheological and flow behaviors of biological fluid products with varied sucrose contents, such as fruit purées [11], coffee extract [12], honey [13], sourcherry juice and concentrate [14] and pineapple juice at different stages of maturity [15] can be found. Nevertheless, to our knowledge, such kind of data for sugarcane juices is not available. Considering this lack of published information on rheology and fluid dynamics of (USCJ), (CSCJ) and (MSCJ), this work intended to determine their rheological properties and to develop simple correlations for predicting these properties under different temperatures. Additionally, the rheological data were used to calculate friction factors for tube flow, based on the widely accepted correlations described above. These results were then compared with those determined from experimental values of pressure loss in tubes.

2. MATERIAL AND METHODS

2.1 Sugarcane juice composition

Sugarcane juices were collected from a local sugarcane company and were quantified in terms of the following parameters. Soluble solids (ss, °brix mass %) were determined using a

digital refractometer (*Pal 3, Atago Japan*). Polarizable sugars (pol. mass %) were determined with a digital polarimeter (*P3000, Kruess Optronic*). Purity was calculated as $100 \times \text{pol.} / (^\circ\text{brix})$. values of ph were measured using a digital phmeter-termometer (*Marconi, PA 200 P*). Such parameters are those usually employed to characterize the raw sugarcane in a factory. Table 1 presents the values obtained in triplicate for the mentioned quality parameters of untreated sugarcane juice (USCJ), clarified sugarcane juice (CSCJ) and mixed sugarcane juice (MSCJ), as previously detailed in Figure 1. The soluble solids parameter includes sugars and organic acids; pol. refers to sucrose content in the solution.

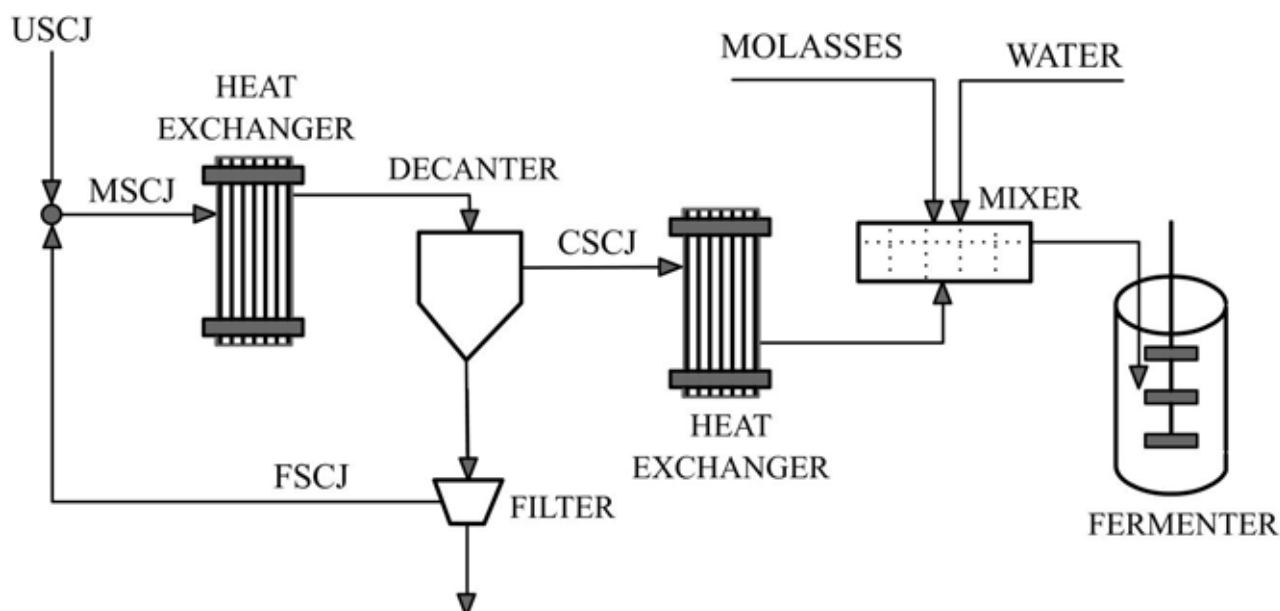


Figure 1. Schematic of the sugarcane juice clarification section for bioethanol production (FSCJ stands for filtered sugarcane juice).

Table 1. Chemical composition of unclarified sugarcane juice (USCJ), mixed sugarcane juice (MSCJ), and clarified sugarcane juice (CSCJ)

	$^\circ\text{Brix}$	Pol	Purity (%)	Total Solids (%)	pH
USCJ	17.9	14.7	82.1	19.1	7.2
MSCJ	18.0	14.9	82.8	18.8	6.8
CSCJ	18.2	16.1	88.5	18.2	6.1

2.2. Rheological properties

Rheological measurements were carried out using an AR 2000 rheometer (TA Instruments, New Castle, DE) with cone-and-plate geometry (60 mm disc, 4° angle) under controlled stress and temperature. Shear rate range was 4 to 180 s⁻¹ and both upward and downward tests were performed in triplicate for each temperature for every juice. The experimental procedure was previously tested on a rheological study of solutions of ethylene glycol and chlorobenzene [7]. Fitted rheological models for the dependence of shear rate on shear stress and for the dependence of the obtained rheological parameters on temperature and soluble solids were obtained by non-linear estimation procedure implemented in the software STATISTICA (Version 8.0, StatSoft, Inc., Tulsa, USA, 2007), by minimizing the sum of squared errors. The reliability of the equations was evaluated by the number of parameters, coefficient of determination (R²) and analysis of residuals.

2.3. Pressure Loss Measurements

The apparatus shown schematically in Figure 2 consists of a heat transfer section, where sugarcane juice was heated or cooled by flowing through a large thermostatic bath, kept at constant temperature. The heat transfer test section was composed by a set of three horizontal copper circular tubes with internal diameters of 6.3 mm, 7.8 mm and 10.2 mm and thickness of 1.4 mm. The total length of the section was 3.1 m providing a maximum length-to-diameter ratio (L/D) of 492. Differential pressure transmitters were used to measure static pressure at five different positions along the equipment (620, 1240, 1860, 2480, and 3100 mm from the heated tube inlet). Sugarcane juice was pumped by a peripheral pump (KSB model P-500, Brazil) at temperatures between 313 and 373.4 K and between 273 and 310 K using a gear pump (KSB model Triglav, Brazil). The wall temperature of the tube was kept constant by a thermostatic bath of silicon oil (Marconi, Brazil), which was pumped by means of a centrifugal pump (KSB

model C-1010, Brazil). A static mixer was placed at the end of the equipment to homogenize the sugarcane juice at final temperature (T_m). A HP data logger, an interface HP-IB and a PC running a data acquisition and control program written in IBASIC (Navcon Engineering Network, Fullerton, CA, USA, 2007) to monitor temperatures and pressures. Measurements were accomplished to 134 different conditions for laminar flow and 148 conditions for turbulent flow. After the adjustment of the desired flow rate, the differential pressure data were recorded (10 data at intervals of 5 min).

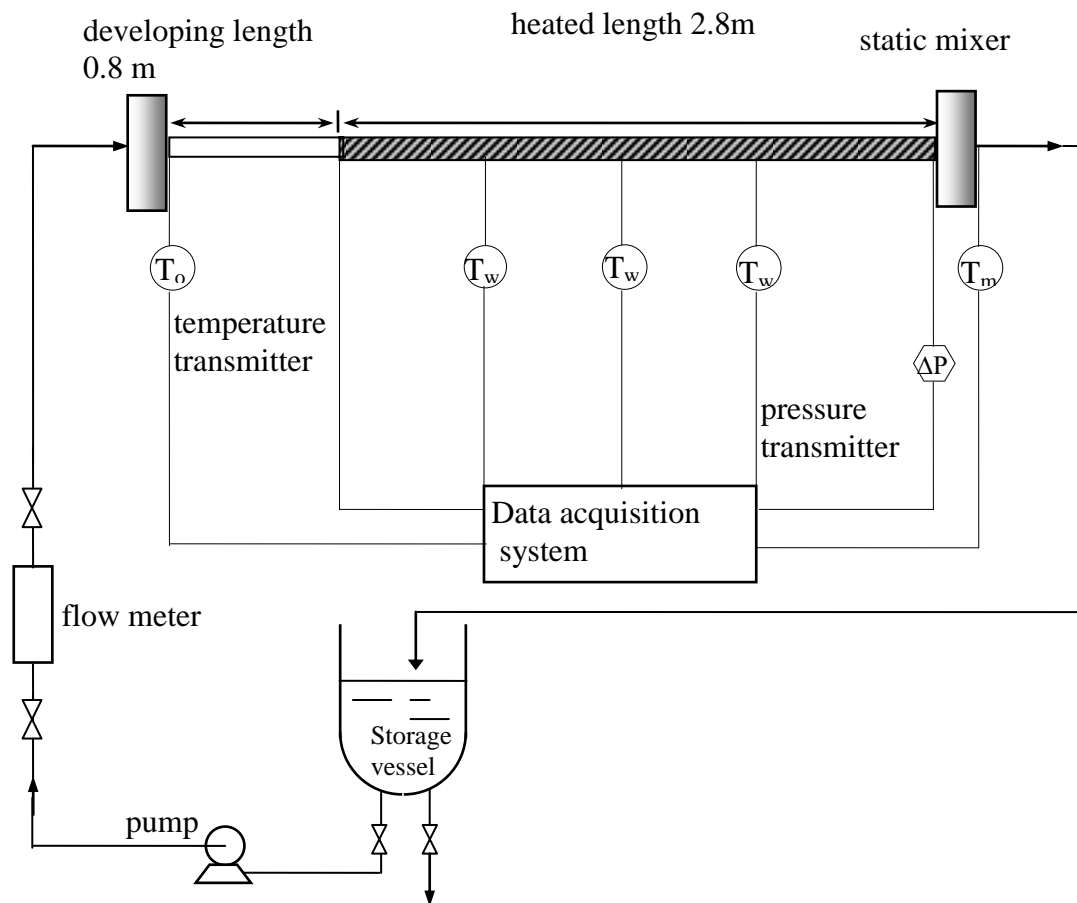


Figure 2. Schematic diagram of the experimental setup used in the pressure loss measurements. T_o = initial temperature; T_w = wall temperature; T_m = final temperature; ΔP = pressure drop

2.4. Theoretical models

Non-Newtonian fluids do not present a direct proportionality between shear stress and shear rate. To describe their rheological behavior, different flow models are commonly used. One of the most frequently used is the Ostwald-De-Waele model, better known as the Power-Law model [16], given by Equation (1):

$$\sigma = K \dot{\gamma}^n \quad (1)$$

In Equation (1) σ is the shear stress, $\dot{\gamma}$ is the shear rate, K is the consistency index and n is the flow behavior index. In cases in which $n = 1$, K changes to η and Equation (1) becomes the Newtonian model of the viscosity, expressed in Equation (2):

$$\sigma = \eta \dot{\gamma} \quad (2)$$

In this case, η is a constant of proportionality between the shear stress applied on the fluid and the corresponding shear rate. This constant is the dynamic viscosity of the Newtonian fluid. The rheological parameters K , n and η , are influenced by water content and temperature. In order to quantify the effect of temperature on the viscosity of Newtonian fluids, an Arrhenius-type equation, given by the Equation 3 below, is frequently employed [17-19].

$$\eta = A_0 \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (3)$$

In this expression, A_0 is an empirical constant, R is the ideal gas constant, T is the absolute temperature and E_a is the activation energy for flow. E_a represents the energy barrier that must be overcome before the elementary flow process can occur.

One important application of rheological parameters is to calculate the pressure drop during flow, which is usually made through the friction factor, f [20]. The friction factor is defined as:

$$f = \frac{2\sigma_w}{\rho v^2} \quad (4)$$

In this expression, ρ is the fluid density, v is the average flow velocity, and σ_w is the stress in the wall, given by:

$$\sigma_w = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (5)$$

where D is the tube diameter and ΔP is the pressure drop observed in a length L of the tube.

For laminar flow, the friction factor can be obtained from a simple function of the generalized Reynolds number (Re_g), which is identical to the dimensionless form of the Hagen-Poiseuille equation [21]:

$$f = \frac{16}{Re_g} \quad (6)$$

Re_g can be expressed as [21]:

$$Re_g = \frac{D^n v^{(2-n)} \rho}{8^{(n-1)} K} \left(\frac{4n}{1+3n} \right)^n \quad (7)$$

Equations (6) and (7) can be used for both non-Newtonian and Newtonian fluids. For these last, indeed, $K \equiv \eta$ and $n = 1$, so that the generalized Reynolds number Re_g becomes the well-known expression $Re = Dv\rho/\eta$.

Under turbulent flow conditions, the correlations to estimate the friction factor are semi-empirical. For Newtonian fluids flowing in rough pipes with $Re > 4000$, the Colebrook equation is commonly used (Equation 8). This is an empirical modification of the von Karman equation to include the effect of wall roughness [21]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{1.255}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (8)$$

where ε/D is the relative roughness of the tube. Foust et al. [22] proposed an empirical relation which approaches to Equation (8), and has the advantage of being simpler, as it is explicit in f :

$$f = \frac{0.0460}{\text{Re}^{0.2}} \quad (9)$$

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1. Rheological properties

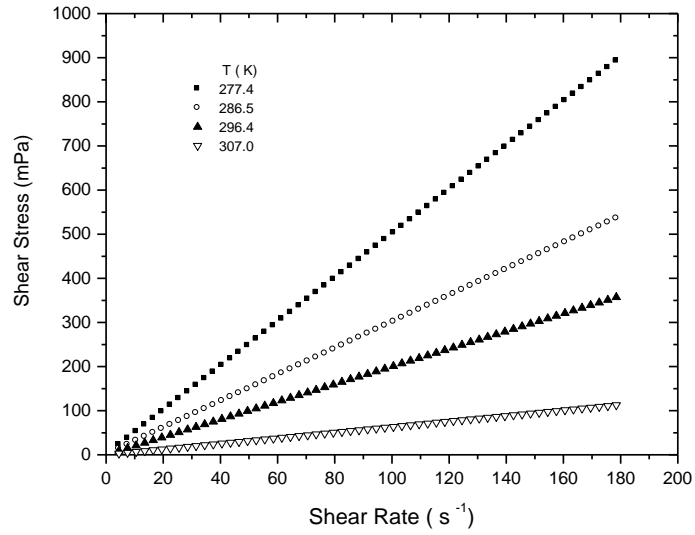
In order to get an accurate evaluation of the rheological characteristics of sugarcane juices, the densities (ρ) of USCJ, MSCJ and CSCJ were previously evaluated [23]. Density values showed a linear dependence on temperature and the mean experimental error was $\pm 30 \text{ kg/m}^3$ at $277.4 \text{ K} \leq T \leq 373.4 \text{ K}$. Equation (10) for UCSJ presented to the experimental data with $R^2 = 0.910$, Equation (11) for MSCJ was fitted $R^2 = 0.937$ and Equation (12), for CSCJ, with $R^2 = 0.978$. The mean absolute error found for density determination was 0.6%.

$$\rho = 1297.7 - 0.390T \quad (\text{USCJ}) \quad (10)$$

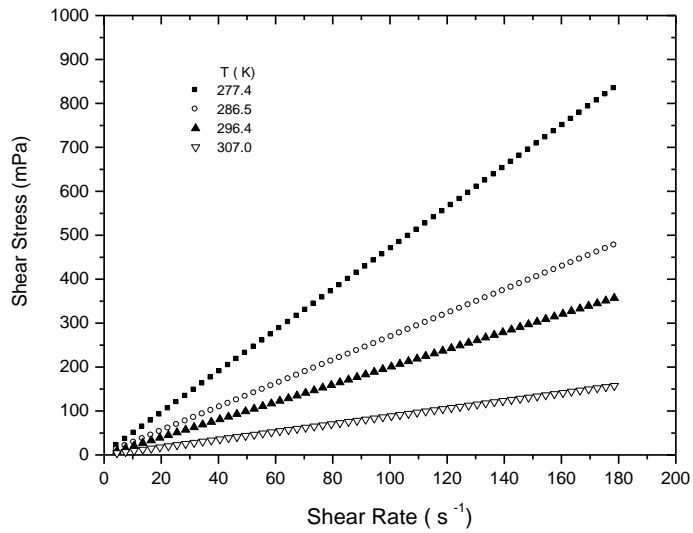
$$\rho = 1177.7 - 0.347T \quad (\text{MSJC}) \quad (11)$$

$$\rho = 1179.7 - 0.354T \quad (\text{CSJC}) \quad (12)$$

In these equations, ρ is given in kg.m^{-3} and T in K. Before the rheological measurements, the accuracy of the viscometer was checked by comparing the measured viscosity of ethylene glycol and chlorobenzene with data previously presented by Perry and Chilton [24]: the maximum relative error (Equation 10) observed was 1.82%, whereas the maximum standard deviation of experimental replicates was 3.90%. In the studied ranges of temperature (277.4 to 373.5 K) and soluble solids content (18.2 to 19.1 (w/w) %), the sugarcane juices showed Newtonian behavior, as indicated by the linear dependence of the shear stress on the shear rate shown in Figure 3.



a. USCJ



b. CSJC

Fig. 3. Rheogram obtained for USCJ and CSCJ at different temperatures

The Ostwald-De-Waele (Power Law) model was also used, but the detected n value was equal to 1, further confirming that the fluids behaviour was Newtonian. The dynamic viscosities

determined for the studied sugarcane juices (UCSJ, MSCJ and CSCJ), measured in triplicate, are reported in Table 2. These data show that the viscosity varied from 4.4×10^{-5} Pa.s to 500×10^{-5} Pa.s and, as expected, an increase in the temperature induces the reduction of the sugarcane juice viscosities, as occurs with some fruit juices [14, 15, 25]. The Newtonian behavior of sugarcane juice may be attributed to the low molar mass of the solutes. The found viscosity values magnitudes are comparable to literature values concerning sugar solutions and fruit juices with similar soluble solids contents. For example, considering sugar solutions with about 20 mass %, from 278 K to 361 K [10], viscosity values varied as follows: for sucrose, from 3.15 mPa.s to 0.55 mPa.s; for fructose, from 2.95 mPa.s to 0.51 mPa.s; for glucose, they lied in the range 3.11 mPa.s to 0.54 mPa.s. Considering Jospine pineapple juice with about 14 mass % sucrose (°Brix), from 278 K to 338 K [15], viscosity varied from 47 mPa.s to 24 mPa.s. Finally, according to Nindo et al. [26], for blueberry juices with 20°Brix, viscosities varies from 3 mPa.s to 1 mPa.s; for raspberry juices with the same °Brix, the values varied from 3.5 mPa.s to 0.7 mPa.s (293 K to 333 K).

Table 2 – Average and standard deviation values for viscosity (η) of the studied sugarcane juices at different temperatures (considering three independent measurements for each juice at each temperature).

T/K	viscosity (η) x 10^3 / Pa.s	
	Average	Standard deviation
<i>Untreated Sugarcane Juice (USCJ). SS = 19.1%</i>		
277.4	5.000	1.000
286.5	3.000	0.000
296.4	2.000	0.000
307.0	0.980	0.035
317.4	0.630	0.009
328.2	0.390	0.007
340.4	0.230	0.015

352.0	0.130	0.016
364.1	0.087	0.003
373.4	0.070	0.010

Table 2 (continued) – Average and standard deviation values for viscosity (η) of the studied sugarcane juices at different temperatures (considering three independent measurements for each juice at each temperature).

T/K	viscosity (η) x 10 ³ / Pa.s	
	Average	Standard deviation
<i>Mixed Sugarcane Juice (MSCJ). SS = 18.8%</i>		
277.4	4.670	0.577
286.5	2.670	0.577
296.4	2.000	0.000
307.0	0.880	0.009
317.4	0.520	0.011
328.2	0.330	0.015
340.4	0.190	0.008
352.0	0.120	0.002
364.1	0.075	0.001
373.4	0.055	0.002
<i>Clarified Sugarcane Juice (CSCJ). SS = 18.2%</i>		
277.4	4.000	0.000
286.5	2.000	0.000
296.4	1.000	0.000
307.0	0.750	0.009
317.4	0.450	0.005
328.2	0.270	0.002
340.4	0.160	0.005
352.0	0.100	0.002
364.1	0.060	0.006
373.4	0.044	0.002

The dynamic viscosity was also expressed as functions of temperature, using an Arrhenius-type model. The resulting functions are represented by the Equations (13), (14) and (15), respectively for USCJ, MSCJ and CSCJ. The model was able to adjust the experimental data with coefficient of determination (R^2) above 0.990 in the three cases. Dynamic viscosities estimated by Equations (13) to (15) exhibited good agreement with the corresponding experimental values.

$$\eta = 5.91 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right), \quad R^2 = 0.998 \quad (13)$$

$$\eta = 4.65 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right), \quad R^2 = 0.992 \quad (14)$$

$$\eta = 0.14 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right), \quad R^2 = 0.994 \quad (15)$$

Equations (13) to (15) are Arrhenius-type. So, the activation energies for flow (E_a) could be calculated. According to Holdsworth [27], the higher the value of activation energy, the larger is the effect of temperature on the considered property. The calculated values for E_a for the three studied fluids were: 36796.5 J.mol⁻¹ for USCJ, 37182.5 J.mol⁻¹ for MSCJ and 44912.9 J.mol⁻¹ for the CSCJ.

3.2. Friction Factors Determination

In order to evaluate the performance of the experimental setup (Figure 2) for pressure drop measurements, preliminary tests were conducted in the proposed system using the ethylene glycol flow. Pipe dimensions, density values and measured pressure drop were substituted in Equations (4) and (5) to calculate the friction factor, f , which was then correlated with the

Reynolds number calculated by Equation (7), using the experimental rheological parameters $K \equiv \eta$ and $n = 1$ for ethylene glycol [24, 28]. The experimental results, presented in Figure 4a, display a good agreement with calculated values, using the Equation (6), for the laminar region, and Equation (9), for turbulent region.

Experimental friction factors for ethylene glycol were also submitted to nonlinear regression analysis, resulting in Equations (16) and (17) for laminar and turbulent flow, respectively.

$$f = \frac{16.54}{\text{Re}} \quad (16)$$

$$f = \frac{0.0470}{\text{Re}^{0.198}} \quad (17)$$

Equation (16) was adjusted in the range of $27.5 < \text{Re} < 2086.3$ with $R^2 = 0.994$, and the obtained parameters were similar to the theoretical values present in Equation (6). Taking into account the turbulent region, where $4132.1 < \text{Re} < 62232$, the Equation (17) was adjusted with $R^2 = 0.908$. The R^2 values obtained in the present work exhibit the same order of magnitude of those determined by using the Equation 9 [22], confirming the suitability of the experimental apparatus.

Tube flow experiments were also carried out during heating of sugarcane juices and the experimental pressure loss data have been used to calculate the friction factor, according to Equations (4) and (5). Densities were evaluated at the average temperature between the initial and final conditions attained by the sugarcane juice during flow, using Equations (10), (11) and (12). The data on the thermophysical properties (thermal conductivity, heat capacity and density) for USCJ, CSCJ and MSCJ were reported elsewhere [23].

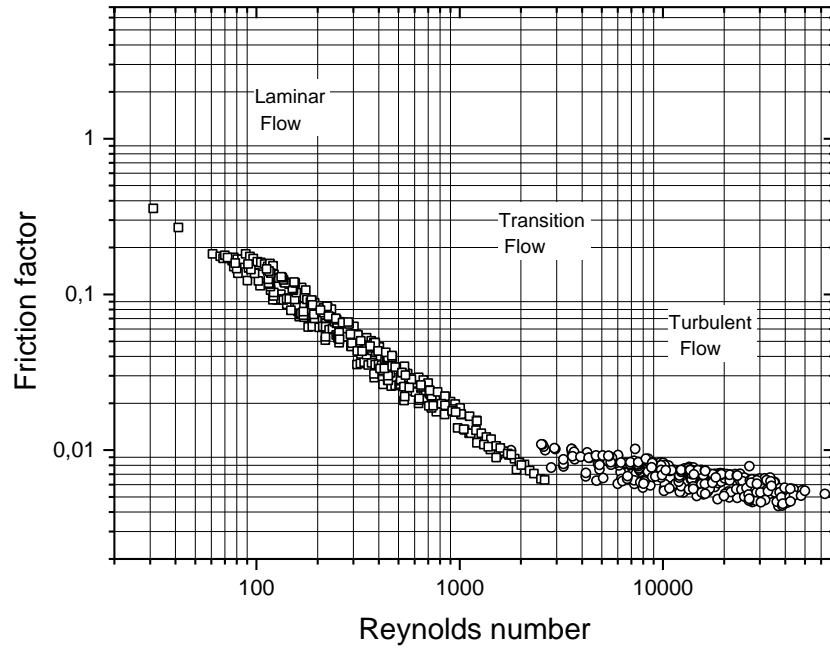
The experimental friction factors measured for USCJ and CSCJ in conditions of Newtonian behavior are shown in Figure 4b. Equation (18) was adjusted in the laminar region ($41.4 < Re < 1882.6$) for both sugar juices; the obtained parameters were satisfactory well adjusted with $R^2 = 0.969$. In the turbulent region, ($4301.5 < Re < 61878$), the resulting Equation (19) was obtained with $R^2 = 0.878$.

$$f = \frac{17.12}{Re} \quad (18)$$

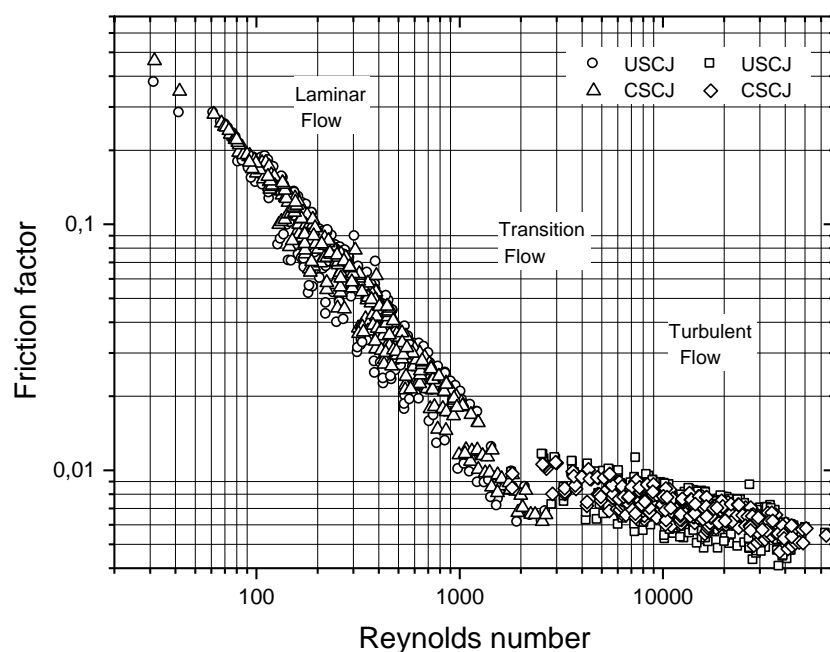
$$f = \frac{0.0475}{Re^{0.197}} \quad (19)$$

A comparison between the friction factors during laminar flow of Newtonian fluids in circular pipes and the Reynolds number with the analytical solution tend to slightly overestimate the friction factor of the sugarcane juices. According to Steffe and Singh [29], this may be due to wall slip or time dependent changes in rheological properties that can occur in suspension and emulsion type products. For higher Reynolds numbers, the experimental data were compared with those predicted by the correlation showed by Equation (9), resulting in a good agreement. The average relative error was of 5.77% with a maximum of 9.06%.

It is worthy to mention that data presented in Figure 4b may be considered of limited importance, because they only confirm the suitability of already widely accepted correlations for predicting friction factors, such as the theoretical Equations (6) and (9). On the other hand, the good agreement observed between friction factors calculated from experimental data on pressure loss and those estimated from the measured rheological parameters supports the reliability of the models obtained for describing the rheological properties of untreated (USCJ), clarified (CSCJ) and mixed (MSCJ) sugarcane juices (Equations 13 to 15).



(a)



(b)

Fig.4. Experimental friction factors obtained for (a) ethylene glycol and (b) for the USCJ and CSCJ sugarcane juices.

4. SUMMARY AND CONCLUSIONS

Sugarcane juice constitutes one of the most important resources for ethanol fuel production. In this study, the rheological behavior of untreated (USCJ), clarified (CSCJ) and mixed (MSCJ) sugarcane juices was investigated. At temperature range of 277 to 333 K, they were found to exhibit a Newtonian behavior in flow, with the viscosity values lowering as the temperature was increased. The Newtonian model satisfactorily fitted the experimental flow curves. Friction factors, measured in both laminar and turbulent flows, were found to be well correlated in terms of the Reynolds number. The good agreement between experimental values and values predicted by theoretical equations confirmed the reliability of the proposed equations in describing the rheological properties of the evaluated sugarcane juices. Therefore, the outlined rheological and flow dynamics data, in the considered temperature interval, seem to be reliable

to be used in optimization of unit operations and processes involving these sugarcane juices in the ethanol production.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors wish to thank the financial support from São Paulo State Research Fund Agency, (FAPESP/Brazil, 2002/02461-0) and from the National Council of Technological and Scientific Development (CNPq/Brazil).

REFERENCES

- [1] V.A. Amalraj, P. Rakkiyappan, D. Neelamathi, S. Chinnaraj, S. Subramanian, Wild cane as a renewable source for fuel and fibre in the paper industry, *Current Science*, 95 (2008) 1599-1602.
- [2] K.K. Cheng, B.Y. Cai, J.A. Zhang, H.Z. Ling, Y.J. Zhoua, J.P. Geb, J.M. Xua, Sugarcane bagasse hemicellulose hydrolysate for ethanol production by acid recovery process, *Biochemical Engineering Journal*, 38 (2008) 105-109.
- [3] C.A. Cardona, O.J. Sanchez, Fuel ethanol production: process design and trends and integration opportunities, *Bioresource Technology*, 98 (2007) 2415-2457.
- [4] J.R. Moreira, Sugar cane for energy: recent results and progress in Brazil, *Energy for Sustainable Development*, 17 (2000) 43-54.
- [5] I. Seyssiecq, J.H. Ferrasse, N. Roche, State-of-the-art: rheological characterization of wastewater treatment sludge, *Biochemical Engineering Journal*, 16 (2003) 41-56.
- [6] A. Peverea, G. Guibauda, E. Goïna, E. van Hullebuscha, P. Lensb, Effects of physico-chemical factors on the viscosity evolution of anaerobic granular sludge, *Biochemical Engineering Journal*, 43 (2009) 231-238.

- [7] M.I. Berto, A.C.A. Gratão, A.A. Vitali, V. Silveira Junior, Rheology of sucrose-CMC model solution, *Journal of Texture Studies*, 34 (2003) 391-400.
- [8] M. Quintas, T.R.S. Brandão, C.L.M. Silva, R.L. Cunha, Rheology of supersaturated sucrose solutions, *Journal of Food Engineering*, 77 (2006) 844-852.
- [9] H.M. El-Mashad, W.K.P. van Loon, G. Zeeman, G.P.A. Bot, Rheological properties of dairy cattle manure, *Bioresource Technology*, 96 (2005) 531-535.
- [10] V.R.N. Telis, J. Telis-Romero, H.B. Mazzoti, A.L. Gabas, Viscosity of aqueous carbohydrate solutions at different temperatures and concentrations, *International Journal of Food Properties*, 10 (2007) 185-195.
- [11] S.N. Guerrero, S.M. Alzamora, Effect of pH, temperature and glucose addition on flow behaviour of fruits purées: II. peach, papaya and mango purées, *Journal of Food Engineering*, 37 (1998) 77-101.
- [12] J. Telis-Romero, R.A. Cabral, A.L. Gabas, V.R.N. Telis, Rheological properties and fluid dynamics of coffee extract, *Journal of Food Process and Engineering*, 24 (2001) 217-230.
- [13] P.A. Sopade, P.J. Halley, B. D'Arcy, B. Bhandari, N. Caffin, Friction factors and rheological behaviour of Australian honey in a straight pipe, *International Journal of Food Properties*, 7 (2004) 393-405.
- [14] K.B. Belibagli, A.C. Dalgic, Rheological properties of sourcherry juice and concentrate, *Journal of Food Science and Technology*, 42 (2007) 773-776.
- [15] R. Shamsudin, W.R.W. Daud, M.S. Takrif, O. Hassan, C. Ilicali, Rheological properties of Josophine pineapple juice at different stages of maturity, *International Journal of Food Science & Technology*, 44 (2009) 757-762.
- [16] M.A. Rao, *Rheology of fluids and semisolids: principles and applications*, An Publishers, Inc., Gaitherburg, Maryland, 1999.
- [17] B.B. Gunjal, N.J. Waghmare, Flow characteristics of pulp juice and nectar of baneshan and neelum mangoes, *Journal of Food Science and Technology*, 24 (1987) 20-23.

- [18] J. Telis-Romero, V.R.N. Telis, F. Yamashita, Friction factors and rheological properties of orange juice, *Journal of Food Engineering*, 40 (1999) 101-106.
- [19] A.C.A. Gratão, V. Silveira Junior, J.T. Romero, Laminar flow of soursop juice through concentric annuli: friction factors and rheology, *Journal of Food Engineering*, 78 (2007) 1343-1354.
- [20] E.J. Garcia, J.F. Steffe, Comparison of friction factor equations for non-Newtonian fluids in pipe flow, *Journal of Food Process and Engineering*, 9 (1987) 93-120.
- [21] R. Derby, *Chemical Engineering Fluid Mechanics*, Marcel Dekker, New York, 1996.
- [22] A.S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus, L.B. Andersen, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Willey & Sons, 1980.
- [23] Z. Altolfi-Filho, L.A. Minim, J. Telis-Romero, V.P.R. Minim, V.R.N. Telis, Thermophysical properties of industrial sugarcane juices for the production of bioethanol, *Journal of Chemical and Engineering Data*, 55 (2010) 1200-1203.
- [24] R.H. Perry, C.H. Chilton, D.W. Green, *Chemical Engineers' Handbook*, 2nd ed., McGraw-Hill Education (ISE Editions), 1985.
- [25] N.I. Singh, W.E. Eipeson, Rheological behaviour of clarified mango juice concentrates, *Journal of Texture Studies*, 31 (2000) 287-295.
- [26] C.I. Nindo, J. Tang, J.R. Powers, P. Singh, Viscosity of blueberry and raspberry juices for processing applications, *Journal of Food Engineering*, 69 (2005) 343-350.
- [27] S.D. Holdsworth, Applicability of rheological models to the interpretation of flow and processing behaviour of fluid food products, *Journal of Texture Studies*, 2 (1971) 393-418.
- [28] M.A. Polizelli, F.C. Manegalli, V.R.N. Telis, J. Telis-Romero, Friction losses in valves and fittings for Power-Law fluids, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 20 (2003) 455-463.

- [29] J.F. Steffe, R.P. Singh, Pipeline design calculations for Newtonian and non-Newtonian fluids, in: K.J. Valentas, E. Rotstein, R.P. Singh Eds. Handbook of Food Engineering Practice. CRC Press, Boca Raton, 1997, pp.

CAPÍTULO 5

**FRICTION FACTORS, CONVECTIVE HEAT TRANSFER
COEFFICIENTS AND THE COLBURN ANALOGY FOR
INDUSTRIAL SUGARCANE JUICES**

FRICITION FACTORS, CONVECTIVE HEAT TRANSFER COEFFICIENTS AND THE COLBURN ANALOGY FOR INDUSTRIAL SUGARCANE JUICES

Zailer ASTOLFI FILHO^{1,2}, Eduardo Basílio DE OLIVEIRA³, Jane Sélia dos Reis

Coimbra³, Javier TELIS-ROMERO^{1#}

¹ Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos (DETA), Universidade Estadual Paulista, 15054-000, São José do Rio Preto, SP, Brazil.

² Cosan S.A. Indústria e Comércio, Bairro Água da Aldeia s/n, Unidade Tarumã, Pólo Regional de Assis, CEP 19820-000, Tarumã, SP, Brazil

³ Departamento de Tecnologia de Alimentos (DTA), Universidade Federal de Viçosa (UFV), 36570-000 Viçosa, MG, Brazil

To whom correspondence should be addressed.

E-mail: javier@ibilce.unesp.br.

Fax: +55 17 3221 2299

Phone: +55 17 3221 2250

ABSTRACT

Sugarcane (*Saccharum sp.*) is a relatively low-cost agricultural resource, produced mainly in tropical and subtropical regions of the planet. One of the most important applications of sugarcane juice is in the production of ethanol biofuel. A correct design of unit operations during the sugarcane juice processing requires an accurate characterization of the flow properties (friction factors, rheological behaviour, thermophysical properties and heat transfer coefficients) of this raw material. In this work, friction factors (f) and Nusselt number (Nu) were determined for sugarcane juice in different steps of its processing (untreated sugarcane juice, clarified sugarcane juice and mixed sugarcane juice). For both laminar and turbulent flows, the empirical

models for f fitted well ($r^2 \geq 0.9$) with the experimental values obtained by pressure drop measurements. Also, Nu values calculated by applying the empirical correlation of Hausen (for laminar flow) and that of Sieder-Tate (for turbulent flow) presented good adjustment ($r^2 \geq 0.9$) to the experimentally determined values. Thus, the f and Nu values obtained for turbulent flow were taken to verify the Colburn analogy, which furnished results with small deviations ($\leq 8.9\%$) from the expected ideal value. This finding indicates the suitability of such analogy in this case, allowing good estimations of heat transfer coefficients from frictions factors, or *vice-versa*, for sugarcane juices in turbulent flow conditions.

KEYWORDS:

Biofuel

Colburn analogy

Ethanol

Friction factor

Heat transfer

Sugarcane

NOMENCLATURE

a_1, a_2 : constants

C_p : specific heat ($\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$)

CSCJ: clarified sugarcane juice

D: inside diameter of a circular tube (m)

ΔP : pressure drop (Pa)

FSCJ: filtered sugarcane juice

f: Fanning friction factor (dimensionless)

Gz: Graetz number (dimensionless)

h_{lm} : average heat transfer coefficient based on the logarithmic mean temperature difference ($\text{W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$)

K: consistency index (Pa.s^n)

L: tube length (m)

\dot{m} : total mass flow rate (kg.s^{-1})

MSCJ: mixed sugarcane juice

n: flow behavior index (dimensionless)

Nu: Nusselt number (dimensionless)

Pr: Prandtl number (dimensionless)

Pr_g : generalized Prandtl number (dimensionless)

R: universal gas constant ($8.314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$)

Re: Reynolds number (dimensionless)

Re_g : generalized Reynolds number (dimensionless)

St: Stanton number (dimensionless)

T: temperature (K)

T_b : bulk fluid average temperature (K)

T_0 : tube wall temperature (K)

ΔT_{\ln} : difference of logarithmic mean temperature (K)

T_{b1} : arithmetic average of inlet (K)

T_{b2} : arithmetic average of outlet (K)

T_0 : initial temperature (K)

T_m : final temperature (K)

T_w : average temperature of the wall (K)

USCJ: untreated sugarcane juice

v : average axial flow velocity (m.s^{-1})

v : average flow velocity (m.s^{-1})

z : length ($0 < z < L$) (m)

GREEK LETTERS

ε : internal roughness of the tube internal wall

η : fluid viscosity (Pa.s)

η_b : fluid viscosity at the mean temperature of the bulk (Pa.s)

η_w : fluid viscosity at the mean temperature on the wall (Pa.s)

ρ : fluid density (kg.m^{-3})

σ : shear stress (Pa)

σ_0 : yield stress (Pa)

σ_w : shear stress at the tube wall (Pa)

λ : fluid thermal conductivity ($\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$)

1. INTRODUCTION

Sugarcane (*Saccharum sp.*) is a relatively low cost agricultural resource, abundantly produced in tropical and sub-tropical countries, such as India and Brazil. Sugarcane juice contains about (80 to 85) mass % of water and the remaining dry matter is constituted by approximately 30 mass % sucrose and 70 mass % pre-processed lingo-cellulosic materials. Since the two past decades, sugarcane – either in the form of cane juice or cane molasses – has been increasingly used as feedstock for producing ethanol fuel, particularly in the above mentioned countries [1-3]. Sugarcane-derived ethanol has the advantage of generating energy from a clean and renewable resource, also contributing to reduce both air pollution and greenhouse gas emission, compared to more classical fossil fuels [1]. In that way, an important focus in current research and development applied to biofuels production is the engineering of process aiming at optimizing the unit operations involved in the ethanol productive chain, thus enhancing the productivity of this carburant [4].

Before the sugarcane fermentation, which leads to the ethanol production itself, several unit operations are applied to the sugarcane juice, such as pumping, heating, cooling and filtration. A schematic representation of the process line before the fermentation step, identifying each type of sugarcane juice, is shown in Figure 1: the untreated sugarcane juice (USCJ) is the material obtained from the sugarcane milling and pre-filtration (to remove bagasse pieces). The clarified juice (CSCJ) is obtained from the USCJ after its heating and settling; it is the supernatant obtained in this unit operation. Finally, the mixed juice (MSCJ) results from the mixing of USCJ and FSCJ, which is the filtered from the previously mentioned settled juice.

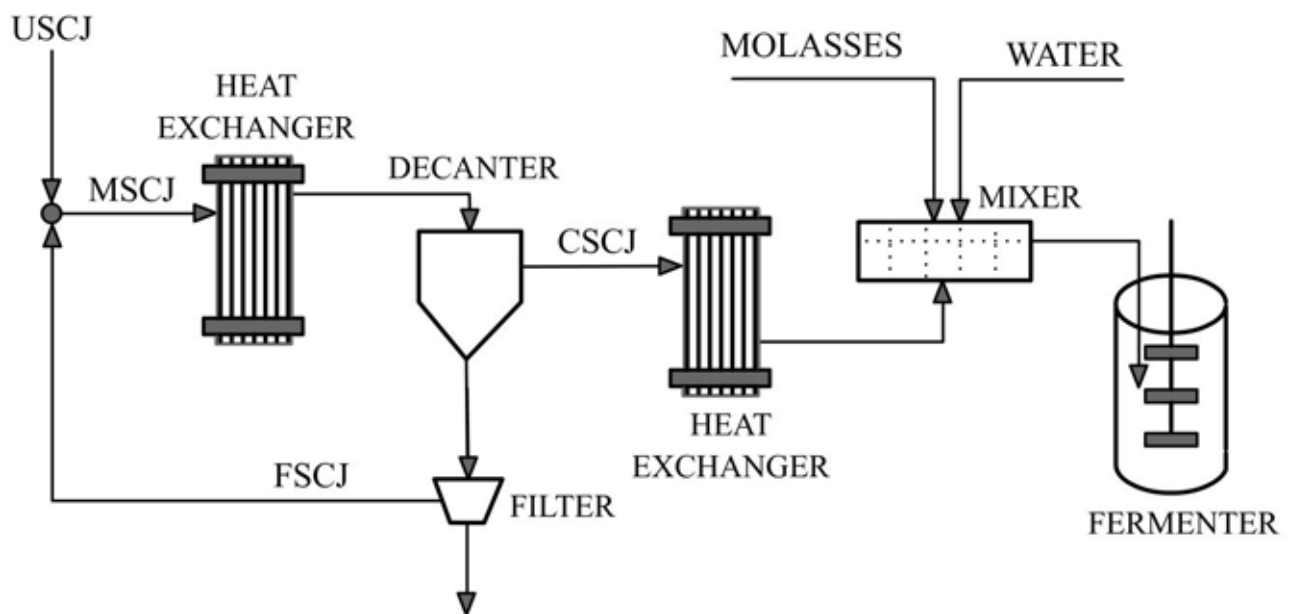


Figure 1. Representation of the sugarcane juice clarification section for bioethanol production. USCJ = untreated sugarcane juice; CSCJ = clarified sugarcane juice; FSCJ = filtered sugarcane juice; MSCJ = mixed sugarcane juice.

For the correct design of these unit operations, an adequate knowledge of friction factors, rheological behaviour, thermophysical properties and heat transfer coefficients for the sugarcane is of utmost importance [5-7]. So, the characterization of such properties for the untreated sugarcane juice (USCJ), clarified sugarcane juice (CSCJ) and mixed sugarcane juice (MSCJ) is indispensable to industries which produce bioethanol from sugarcane. In a previous study, it was found that USCJ, MSCJ and the CSCJ display a Newtonian behaviour when submitted to shear stress in the range of $(0 \text{ to } 200) \text{ s}^{-1}$, with the viscosity values lowering according to an Arrhenius-type model, as the temperature increased within the range of $(277 \text{ to } 377.4) \text{ K}$ [8]. Also, thermophysical properties (specific heat, thermal conductivity and density) of these three sugarcane juices have been determined at the same temperature range [9]. Once these thermophysical properties and flow behaviour are available, the determination of additional

relevant transport properties is enabled, such as heat transfer coefficients, which are essential to design and optimize unit operations involving heat exchanges.

Forced-convection heat transfer is the most frequently used mode of heat transfer in process industries. Hot and cold fluids flow through the heat-transfer equipment, separated by a solid boundary, across which the heat transfer occurs. The rate of heat transfer is a function of the physical properties of the fluids, the flow rates, and the geometry of the system. Interrelationships between heat transfer and momentum transfer can be observed by examining the equations of motion and energy. If the fluid properties are constant, the equations of motion must be solved before the energy equation is solved. If fluid properties are not constant, the equations are coupled, and their solutions must proceed simultaneously. The analogy between heat and momentum is invoked by assuming that diffusion of heat and diffusion of momentum occur following essentially the same mechanisms. In this case, relatively simple correlations are derived between both diffusion coefficients. Thus, the diffusivity of momentum can be used to predict temperature profiles and thence predict heat-transfer coefficients. Such classes of analogies are useful tools to the engineer as an aid to rapid understanding of transfer phenomena and as sound means to predict behavior of system for which limited quantitative data are available [10].

In particular, the Colburn analogy [11, 12] is a successful and widely used approach to establish correlations between heat and momentum transfer. This approach permits the prediction of an unknown transfer coefficient when the other one is known. In this context, the aims of this work were: (1) to determine friction factor and Nusselt number for sugarcane juices flowing in circular section pipes, at the flow conditions and temperature to which these fluids are submitted during its pre-fermentation processing in a bioethanol production line, and (2) to examine the reliability of the Colburn analogy for sugarcane juices, in order to estimate their heat transfer coefficients from friction factors.

2. MATERIALS AND METHODS

2.1. Sugarcane juice characterization

Before the experiments, sugarcane juices sampled in different steps of the industrial processing (USCJ, CSCJ and MSCJ) were collected from a local sugarcane company and characterized in terms of composition and physical properties. The following parameters were evaluated: soluble solids (SS, °Brix) using a digital refractometer (Pal 3, Atago, Japan); polarizable sugars (Pol. mass %), using a digital polarimeter (P3000, Kruess Optronic, Germany); pH, using a digital pHmeter-thermometer (Marconi, PA 200 P, Brazil). Purity was calculated as $100 \times \text{Pol.} / (^\circ\text{Brix})$. Such parameters are those usually employed to characterize the raw sugarcane in a factory. Specific heat, thermal conductivity, density and rheological parameters of sugarcane juice, USCJ, MSCJ, CSCJ at various temperatures were determined as described elsewhere [8, 9]. All the fluid properties were estimated at T_b , the bulk fluid average temperature, which was calculated as $T_b = 0.5(T_{b1} + T_{b2})$, where T_{b1} and T_{b2} are the arithmetic average of inlet and outlet bulk temperatures, respectively.

2.2. Friction factors determination

2.2.1. Pressure drop measurements

In order to obtain the friction factors values for the sugarcane juice flow, the pressure drop was experimentally measured under different flow conditions, using the apparatus schematically shown in Figure 2. It consists of a heat transfer section, where sugarcane juice was heated or cooled by flowing through a large thermostatic bath (model MA-184, Marconi, Brazil), kept at constant temperature. The heat transfer test section was composed by a set of three horizontal copper circular tubes with internal diameters of (6.3, 7.8, and 10.2) mm and thickness of 1.4 mm. The developing length of the section was 0.8 m providing a maximum length-to-diameter ratio (L/D) of 127. Differential pressure transmitters (model LD-301, Smar, Brazil)

were used to measure static pressure at five different positions along the equipment, of (560, 1120, 1680, 2240, and 2800) mm from the heated tube inlet. Sugarcane juice was pumped by a peripheral pump (model P-500, KSB, Brazil) at temperatures between (313 and 373.4) K, and between (273 and 310) K by using a gear pump (model Triglav, KSB, Brazil).

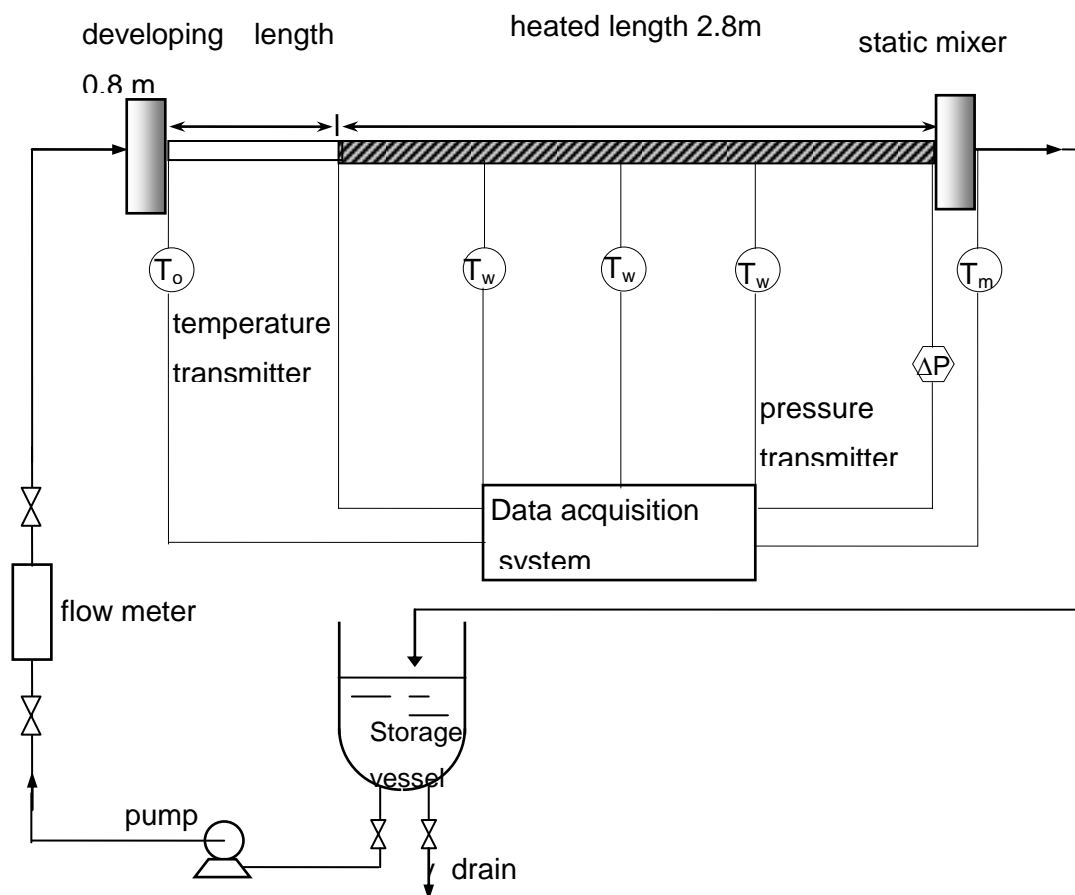


Figure 2. Schematic diagram of the experimental setup used in the pressure drop measurements. T_o = initial temperature; T_w = wall temperature; T_m = final temperature; ΔP = pressure drop

The wall temperature of the tube was kept constant by a thermostatic bath of silicon oil (Marconi, Brazil), which was pumped by means of a centrifugal pump (model C-1010, KSB, Brazil). A HP data logger (model 75.000-B, USA), an interface HP-IB and a PC running a data acquisition and control program written in BASIC (Navcon Engineering Network, USA, 2007)

monitored temperatures and pressures. Measurements were accomplished to 128 different conditions for laminar flow and 112 conditions for turbulent flow. A flow meter (model LD100, MLW, Germany) was used to initially adjust the desired flow rate in each experiment, but exact measurements were obtained by weighing fluid samples collected at determined time intervals. After the adjustment of the desired flow rate, the differential pressure data were recorded (10 data at intervals of 5 min).

2.2.2. Friction factors calculations – theoretical approach

The friction factors were calculated by applying well-known concepts from fluid mechanics [10, 13, 14]. After obtaining the pressure drop data, the shear stress values (σ_w) in the tube walls were calculated in each case as:

$$\sigma_w = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (\text{Eq. 1})$$

where D is the internal tube diameter and ΔP is the pressure drop observed in a length L of the tube. The Fanning friction factor (f) is defined as:

$$f = \frac{2\sigma_w}{\rho v^2} \quad (\text{Eq. 2})$$

In this expression, ρ is the fluid density, v is the average flow velocity, and σ_w is the stress in the wall.

For laminar flow, the friction factor can be also estimated from a simple function of the generalized Reynolds number (Re_g), which is identical to the dimensionless form of the Hagen–Poiseuille equation:

$$f = \frac{16}{Re_g} \quad (\text{Eq. 3})$$

Re_g can be expressed as:

$$\text{Re}_g = \frac{D^n v^{(2-n)} \rho}{8^{(n-1)} K} \left(\frac{4n}{1+3n} \right)^n \quad (\text{Eq. 4})$$

Here, K is the consistence index and n is the flow index. Equations (3) and (4) can be used for both non-Newtonian and Newtonian fluids. Indeed, for these last, $K \equiv \eta$ (viscosity) and $n = 1$ [8], so that the generalized Reynolds number Re_g becomes the well-known equation $\text{Re} = Dv\rho/\eta$. For turbulent flow, the correlations to estimate the friction factor are semi-empirical. For Newtonian fluids flowing in rough pipes with $\text{Re} > 4000$, the Colebrook equation is commonly used (equation. 5). This is an empirical modification of the von Karman equation to include the effect of wall roughness:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{1.255}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \quad (\text{Eq. 5})$$

In this equation, ε/D is the relative roughness of the tube. Alternatively, it has been proposed an empirical relation, a Blasius-type equation, which approaches to equation 5 and has the advantage of being simpler, as it is explicit in f :

$$f = \frac{0.046}{\text{Re}^{0.2}} \quad (\text{Eq. 6})$$

2.3. Nusselt number determination

2.3.1. Bulk temperature measurements

Measurements of average heat transfer coefficients in horizontal ducts of circular cross section were conducted using the same experimental apparatus for pressure drop determination (Figure 2). In this case, the heat transfer sections were submerged in a large thermostatic bath (Model MA-184, Marconi, Brazil), in which water flowed at a high mass flow rate and at a constant temperature (70 °C). A distance of 0.8 m provided the developing length of the flow regime, guaranteeing the establishment of the velocity profile at the entrance of the heating zone.

Temperature transducers (Model TT-302, Smar, Brazil) were used to measure temperature at the beginning and at the end of the test section. A static mixer was placed at the end of the test section of the equipment to maintain the final temperature of the sugarcane juice uniform. Copper-constantan thermocouples were soldered into grooves along the heating test sections to measure tube wall temperature. In all the experiments, the wall temperature difference between the first and the last copper-constantan thermocouple was approximately 0.4 °C. When readings were taken, an effort was made to keep the average temperature of the fluid constant for several values of velocity so that its effect could be isolated from that of other factors. The performance of the apparatus was checked using a carboximethylcellulose solution (1 mass %), which was pumped through the equipment at 68 different flow rates in the laminar range. At each flow rate, inlet and outlet temperatures in a straight pipe section were measured with 10 repetitions made at 5 minute intervals, in a similar procedure to that previously reported in the literature for friction losses in fittings during non-Newtonian fluid flow [15, 16] and forced convection to laminar flow of liquid egg yolk in circular and annular ducts [17]. The thermophysical properties of carboximethylcellulose solution were obtained from literature [15, 16].

2.3.2. Nusselt number calculations – theoretical approach

The heat transfer coefficients were calculated by applying classical theoretical concepts and well-known empirical correlations in heat transfer [10, 18, 19]. To calculate these coefficients for a fluid flowing through a circular tube of diameter D , heated wall section of length L and inside surface at temperature $T_o(z)$, a steady-state energy balance over a length L of the tube was made by assuming that the heat through the walls plus the energy entering at $z = 0$ by convection equals the energy leaving the tube at $z = L$. For fully developed flows, changes in the kinetic energy flux and the work term will be negligible relative to changes in the enthalpy flux. Then, by neglecting the axial heat conduction term, this steady-state energy balance becomes simply “*rate of energy flow in = rate of energy flow out*”.

Combining the energy balance equation with the conventional definition for the heat flow into the fluid, the equation (7) is obtained:

$$h_{\text{in}} = \frac{\dot{m}C_p(T_{b2} - T_{b1})}{\pi DL\Delta T_{\text{in}}} = \frac{\dot{m}C_p(T_{b2} - T_{b1})}{\pi DL \left[\frac{(T_0 - T_{b1}) - (T_0 - T_{b2})}{\ln(T_0 - T_{b1}) - \ln(T_0 - T_{b2})} \right]} \quad (\text{Eq. 7})$$

in which h_{in} is the heat transfer coefficient based on the corresponding logarithmic mean temperature difference ΔT_{in} , \dot{m} is the total mass flow rate, C_p is the fluid specific heat, T_{b1} and T_{b2} are respectively the inlet and outlet bulk temperatures of the fluid, D is the tube internal diameter, L is the tube length and T_0 is the tube wall temperature. The dimensionless Nusselt number (Nu) is defined as follows:

$$Nu_m = \frac{h_{\text{in}}D}{\lambda} \quad (\text{Eq. 8})$$

in which λ is the thermal conductivity of the fluid. Heat transfer coefficients are frequently determined by applying empirical correlations between the Nusselt number (equation 8) and three others dimensionless. The first one is the generalized Reynolds number (Re_g), already defined by the equation 4. The second one is the Graetz number (Gz), defined by the equation 9:

$$Gz = \left(\frac{\dot{m}C_p}{\lambda L} \right) \quad (\text{Eq. 9})$$

The third relevant dimensionless number in this context is the generalized Prandtl number (Pr_g), defined by the equation 10:

$$\text{Pr}_g = \left(\frac{C_p K}{\lambda} \right) \left(\frac{8v}{D} \right)^{n-1} \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \quad (\text{Eq. 10})$$

In equation (10), v is the average axial flow velocity. This equation can be used for both non-Newtonian and Newtonian fluids. One can note that, for these last, $K \equiv \eta$ and $n = 1$ [8], so the generalized Prandtl number (Pr_g) becomes the well-known expression $\text{Pr} = C_p \eta / \lambda$.

For laminar flow in horizontal tubes, several relationships are applicable depending upon value of Graetz number. For $Gz < 100$, Hausen's equation is commonly adopted:

$$(Nu)_{lm} = 3.66 + \frac{0.085Gz}{1 + 0.005Gz^{2/3}} (\eta_w / \eta_b)^{0.14} \quad (\text{Eq. 11})$$

where η_b and η_w are the fluid viscosity at the mean temperature of the bulk and of the wall, respectively. For $Gz > 100$, with small diameters and low ΔT value, a more satisfactory correlation is:

$$(Nu)_{am} = 1.86 Gz^{1/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14} \quad (\text{Eq. 12})$$

For turbulent flow, other relationships have been proposed. Considering $Re > 10000$, $0.7 < Pr < 160$ and $L/D > 60$, the Sieder-Tate equation is usually applied:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{1/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14} \quad (\text{Eq. 13})$$

In this work, the physical and thermal properties are based on bulk fluid average temperature (T_b), except η_w , which is taken at the mean temperature of the wall.

2.4. The Colburn analogy

The correlations described above are alternatives particularly useful for simple geometries and fluids with very low Pr values. For fluids with higher Pr, the empirical analogy of Colburn [11, 12] has shown to be more accurate. The Colburn analogy involves another dimensionless number, the Stanton number (St), defined as:

$$St = \frac{Nu}{Re \cdot Pr} = \frac{h}{C_p \rho v} \quad (\text{Eq. 14})$$

If the Sieder-Tate equation (equation 13) for heat transfer in the turbulent regime is divided by the product Re.Pr, then:

$$\frac{Nu}{Re \cdot Pr} = 0.023 \frac{Re^{0.8} Pr^{1/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14}}{Re \cdot Pr} \quad (\text{Eq. 15})$$

After inserting the equation 14, this expression can be rearranged to:

$$St Pr^{2/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14} = 0.023 Re^{-0.2} \quad (\text{Eq. 16})$$

The equation 6 for momentum transfer may be divided by 2 and written as:

$$\frac{f}{2} = 0.023 Re^{-0.2} \quad (\text{Eq. 17})$$

The term $0.023 Re^{-0.2}$ can be eliminated from Equations (16) and (17), resulting in:

$$St Pr^{2/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14} = \frac{f}{2} \quad (\text{Eq. 18})$$

Since the j-factor is defined as $j = St Pr^{2/3} (\eta_w / \eta_b)^{0.14}$ (equation 15), the equation 18 can be written as:

$$j = \frac{f}{2} \quad (\text{Eq. 19})$$

One can note that if $Pr = 1$ and $(\eta_w/\eta_b) = 1$, then:

$$St = \frac{f}{2} \quad (\text{Eq. 20})$$

which is the mathematical statement of the Reynolds analogy. The Colburn analogy can be considered to be simply an empirical modification of the result of Reynolds analysis of the similarity of velocity and temperature field at $Pr = 1$ [20].

2.5. Models fitting

All empirical equations were fitted to the experimental friction factor and Nusselt number values using the “Nonlinear Estimation Procedures” module of software MATLAB 6.0 (MathWorks, Inc., 2000), which solves nonlinear curve fitting problems in the least square sense. The adequacy of the fitted functions was evaluated in terms of the correlation coefficient (r^2).

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1. Sugarcane juice characterization

Before the experiments, sugarcane juices sampled in different steps of the industrial processing (USCJ, CSCJ and MSCJ) were characterized in terms of composition and physical properties. Results for soluble solids, polarizable sugars, purity, total solids and pH are compiled in Table 1. In addition, the variation of specific heat, thermal conductivity, density and dynamic viscosity in function of temperature ($277 \text{ K} < T < 373.4 \text{ K}$) were determined and the corresponding results are summarized in Table 2. In the subsequent steps of this study, densities, viscosities and thermophysical properties (thermal conductivity and heat capacity) data for USCJ, CSCJ and MSCJ were evaluated using the equations from Table 2, at the average

temperature between the initial and final conditions attained by the sugarcane juice during flow. The sole exception is η_w , which was estimated at the mean temperature of the wall.

Table 1. Soluble solids, polarizable sugars, purity, total solids and pH of the studied sugarcane juices

	Soluble solids (SS, °Brix)	Polarizable sugars (Pol.mass %)	Purity (100xPol./°Brix)	Total Solids (mass %)	pH
USCJ	17.9	14.7	82.1	19.1	7.2
MSCJ	18.0	14.9	82.8	18.8	6.8
CSCJ	18.2	16.1	88.5	18.2	6.1

Table 2. Regression models for the variation of thermophysical properties and viscosities of the studied sugarcane juices in function of the temperature ($277 \text{ K} < T < 373.4 \text{ K}$)

Property	Fluid	Property = f(Temperature) ^a	r ²	Units
Density	USCJ	$\rho = 1297.7 - 0.390T$	0.910	ρ : kg.m ⁻³ T: K
	MSCJ	$\rho = 1177.7 - 0.347T$	0.937	
	CSCJ	$\rho = 1179.7 - 0.354T$	0.978	
Specific heat	USCJ	$C_p = 3059.6 + 1.988T$	0.999	C_p : J.kg ⁻¹ .K ⁻¹ T: K
	MSCJ	$C_p = 3056.9 + 1.988T$	0.999	
	CSCJ	$C_p = 3054.4 + 1.985T$	0.999	
Thermal conductivity	USCJ	$\lambda = 0.4378 + 0.000147T$	0.999	λ : W.m ⁻¹ .K ⁻¹ T: K
	MSCJ	$\lambda = 0.4354 + 0.000150T$	0.996	
	CSCJ	$\lambda = 0.4348 + 0.000144T$	0.998	
Viscosity	USCJ	$\eta = 5.91 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{36796.5}{RT}\right)$	0.998	η : Pa.s T: K R = 8.314 J.mol ⁻¹ .K ⁻¹
	MSCJ	$\eta = 4.65 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{37182.5}{RT}\right)$	0.992	
	CSCJ	$\eta = 0.14 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{44912.9}{RT}\right)$	0.994	

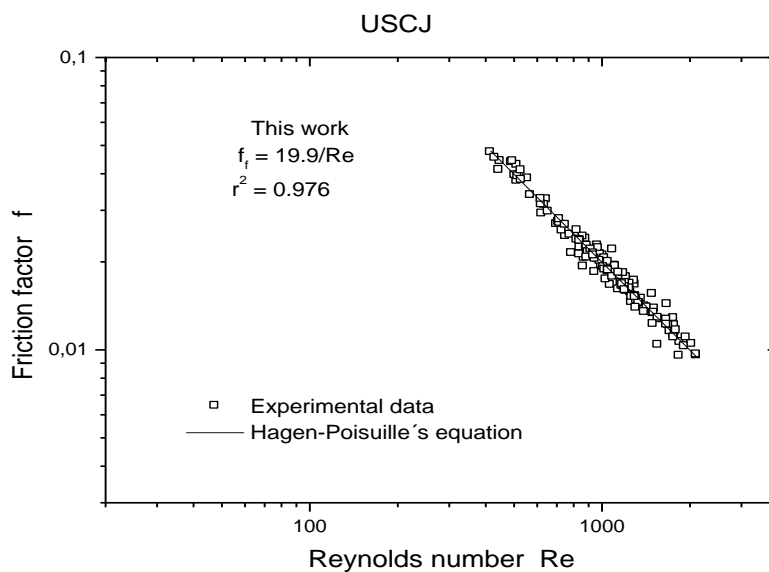
^a Determined according to the methodologies described in the references [8, 9].

3.2. Friction Factors determination

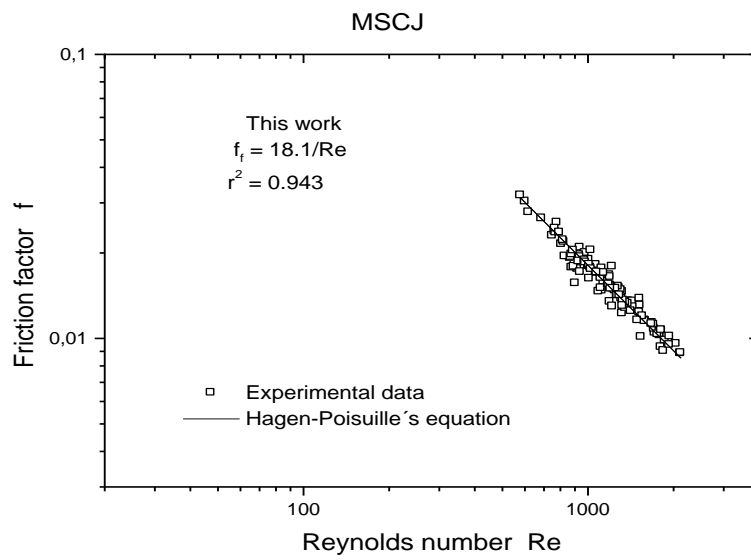
Tube flow experiments were carried out during heating of sugarcane juices and the experimental pressure loss data have been used to calculate the friction factor, f , according to equations 1 and 2. Then, the Reynolds numbers were calculated, according to the equation 4 – in this case, $K \equiv \eta$ (viscosity) and $n = 1$, as the fluids are Newtonian [8].

The friction factors were correlated with the obtained Reynolds number values. Experimental results for laminar flow are presented in Figure 3 for USCJ (3a), MSCJ (3b) and CSCJ (3c). As indicated by the r^2 values ≥ 0.94 , the Hagen–Poiseuille equation (equation 3) adjusted well to these experimental data, for $415.9 \leq Re \leq 2106.4$, $14.4 \leq Gz \leq 63.9$ and $7.3 \leq Pr \leq 10.1$. The regression parameters obtained are given in Table 3. In the Hagen–Poiseuille equation, the value of the constant a_1 is 16. In that way, the deviation found for this constant is 24.38 % for USCJ, 13.13 % for MSCJ and 7.50 % for CSCJ.

(a)



(b)



(c)

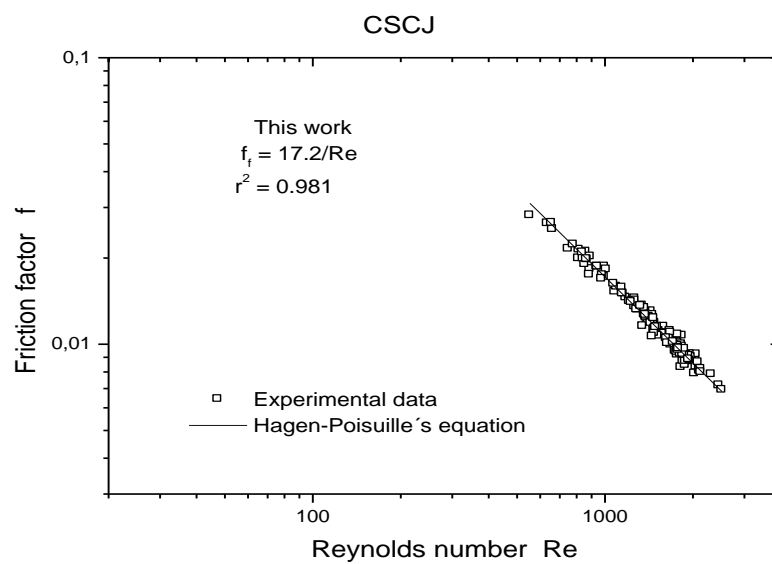


Figure 3. Correlation between experimental and calculated (Hagen-Poiseuille equation) friction factors in laminar flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

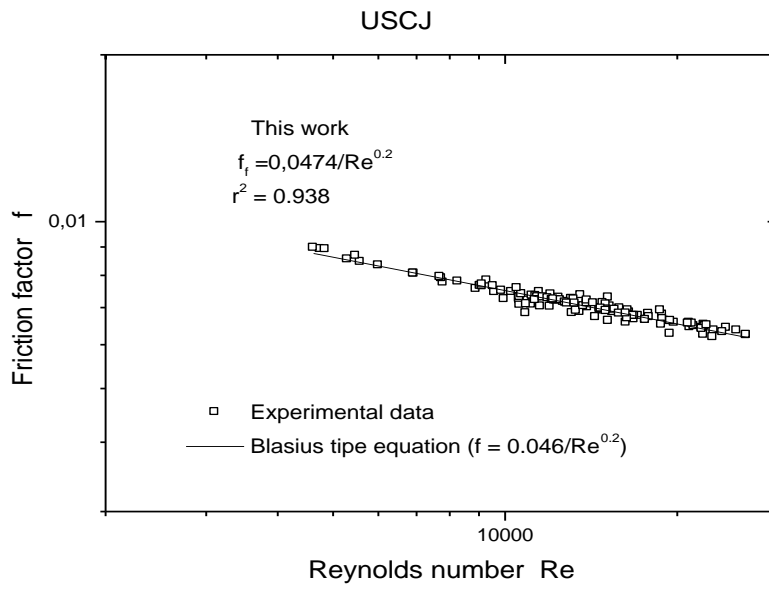
For turbulent flow ($9428 < Re < 25141$), the experimental results are presented in Figure 4. The adjustment of the equation 6 to these experimental data resulted in r^2 values ≥ 0.92 . The regression parameters obtained are also given in Table 3. According to the equation 6 (Blausius model), the ideal value of the constant a_1 is 0.046, indicating only small deviations between the ideal a_1 value and those found in the regression models (3.04 % for USCJ, 3.04 % for MSCJ and 4.35 % for CSCJ). Therefore, the equation 6 is suitable to estimate the friction factors for these sugarcane juices in turbulent flow.

Table 3. Correlation of Fanning friction factor for laminar and turbulent flows of the studied sugarcane juices

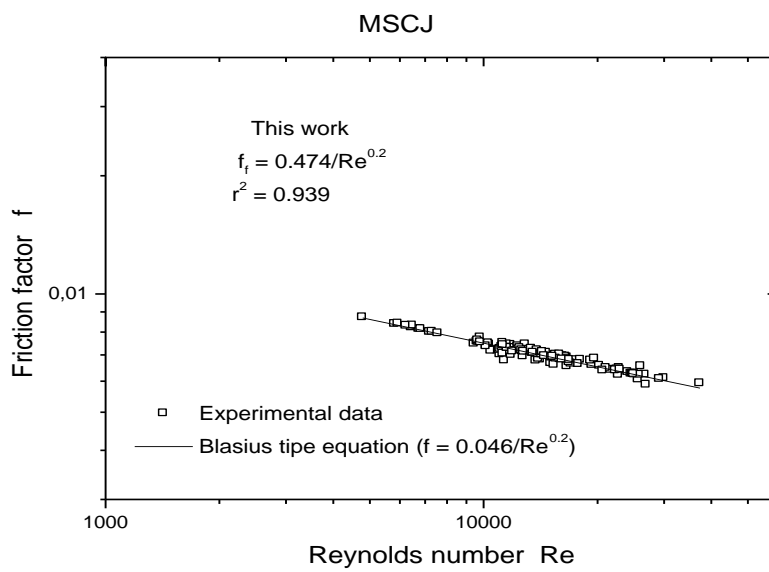
Sugarcane juice	Laminar flow ^a			Turbulent flow ^a		
	a_1	a_2	r^2	a_1	a_2	r^2
USCJ	19.9	1.0	0.976	0.047	0.2	0.938
MSCJ	18.1	1.0	0.943	0.047	0.2	0.939
CSCJ	17.2	1.0	0.981	0.044	0.2	0.920

^a $f = a_1/Re^{a_2}$

(a)



(b)

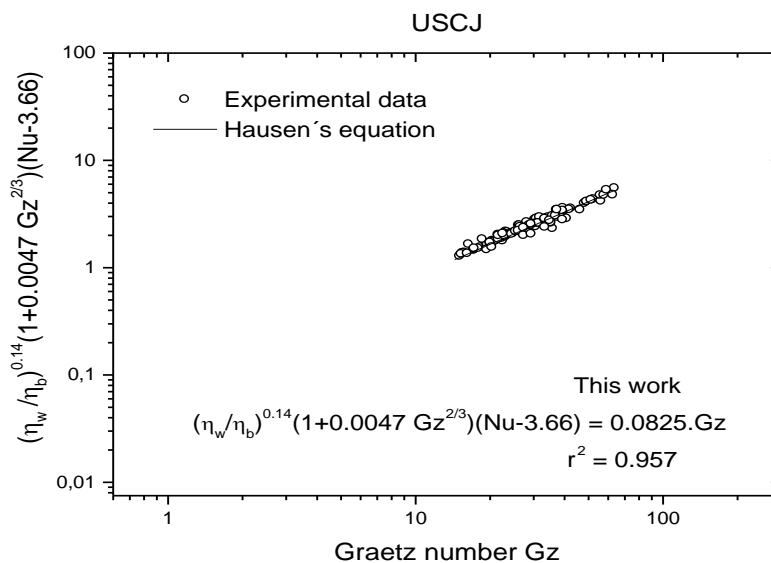


3.3. Nusselt number correlations

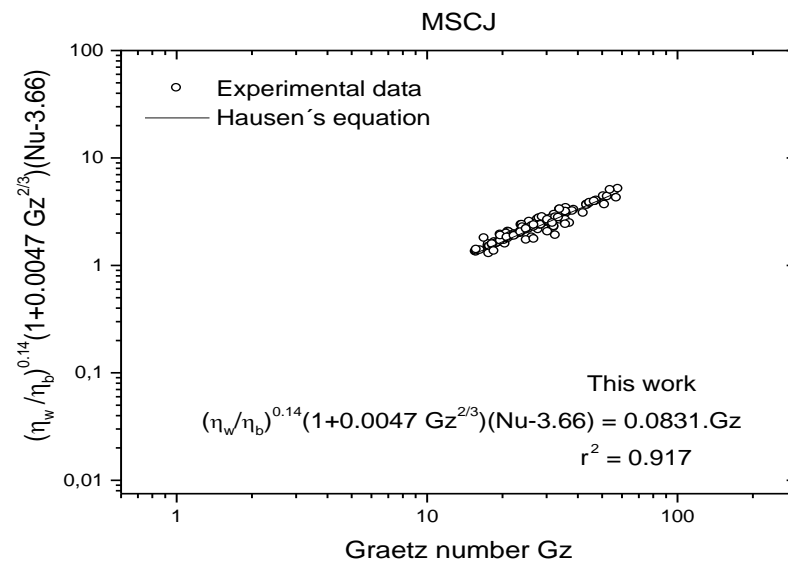
The experiments of heating of sugarcane juices in ducts permitted the evaluation of h_{ln} , Nu_m , Gz , Pr and Re . The experimental bulk temperature data have been used to calculate the heat transfer coefficients, h_{ln} , according to Equation 7. Specific heats (C_p) were evaluated by applying the equations shown in the Table 2. Nusselt number values (Nu) were calculated according to its formal definition (equation 8), using the experimental heat transfer coefficient calculated with equation 7, the known dimensions of the pipe (L and D) and thermal conductivity (λ) of the sugarcane juices estimated by equations from Table 2.

For laminar flow, the Hausen's correlation (equation 11) was adjusted to the experimental data, since $165 < Re < 2105$ and $Gz \leq 100$ (Figure 5). The corresponding regression parameters are given in Table 4. For the three sugarcane juices, r^2 values ≥ 0.91 were obtained. As the value of a_1 in the Hausen's equation is 0.085, the deviations found for this constant is 2.94 % for USCJ, 2.24 % for MSCJ and 3.18 % for CSCJ. These small deviations indicate that the Hausen's equation is adequate to estimate the convective heat transfer coefficients for these sugarcane juices in laminar flow.

(a)



(b)



(c)

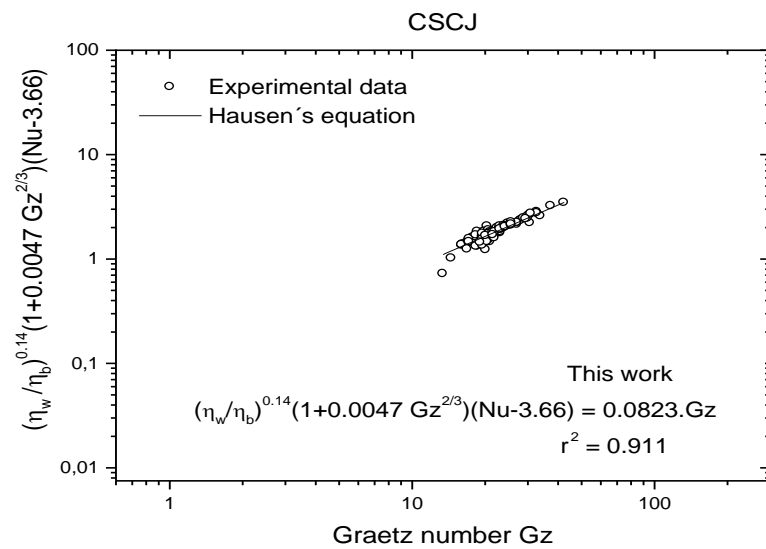


Figure 5. Correlation between experimental and calculated (Hausen equation) Gz number values in laminar flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

Table 4. Nusselt number correlation for laminar and turbulent flows of the studied sugarcane juices

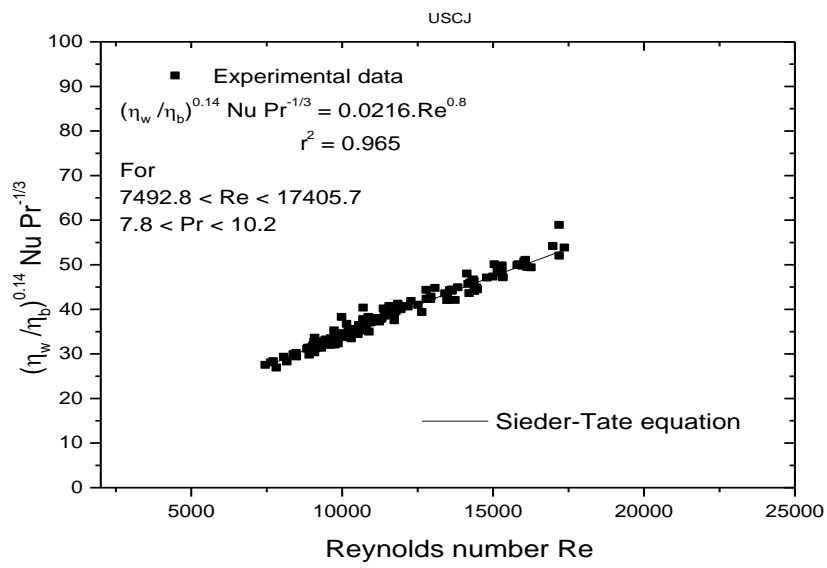
Sugarcane juice	Laminar flow ^a			Turbulent flow ^b		
	a ₁	a ₂	r ²	a ₁	a ₂	r ²
USCJ	0.0825	1.0	0.957	0.022	0.8	0.965
MSCJ	0.0831	1.0	0.917	0.025	0.8	0.963
CSCJ	0.0823	1.0	0.911	0.020	0.8	0.953

$$^a (Nu-3.66)(1+0,005Gz^{1/3})(\eta_b/\eta_w)^{0.14} = a_1Gz^{a_2}$$

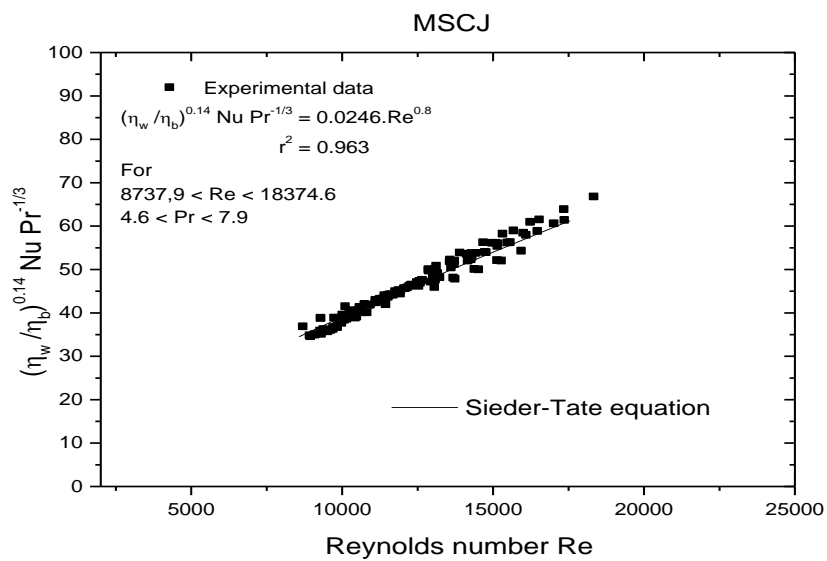
$$^b \frac{Nu}{Pr^{1/3}} (\eta_b/\eta_w)^{0.14} = a_1 Re^{a_2}$$

In the case of turbulent flow ($9428 < Re < 25141$), the Sieder-Tate correlation (equation 13) displayed an excellent fitting to the experimental data, with r^2 values ≥ 0.95 , as shown in Figure 6. The regression coefficients, as well as the r^2 values, are presented in Table 4. According to the Sieder-Tate equation, the ideal value of the constant a_1 is 0.023, implying deviations equal to 6.09 % for USCJ, 6.96 % for MSCJ and 12.61 % for CSCJ. Thus, the equation 13 can be used to estimate the convective heat transfer coefficients for the three studied sugarcane juices in turbulent flow.

(a)



(b)



(c)

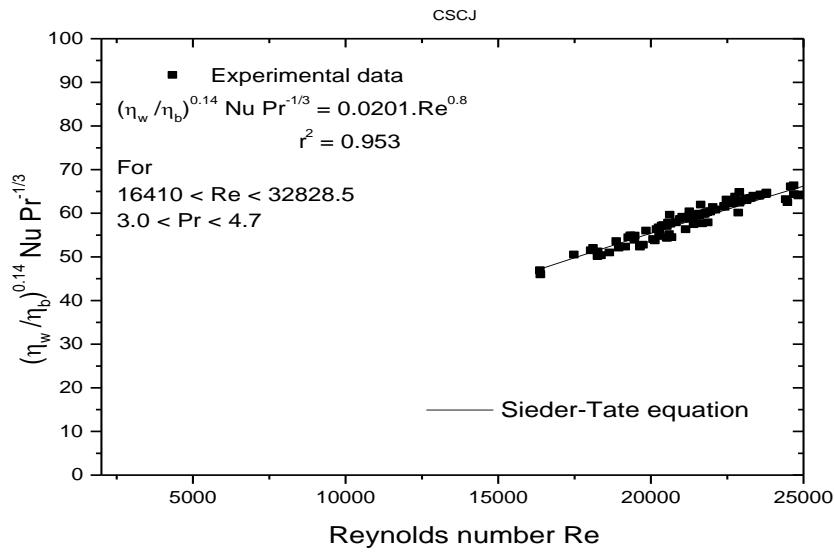


Figure 6. Correlation between experimental and calculated (Sieder-Tate equation) Re number values in turbulent flow for (a) USCJ,(b) MSCJ and (c) CSCJ.

Table 5. Values of $\frac{f}{2Re^{-0.2}}$ and $\frac{j}{Re^{-0.2}}$ for turbulent flow of the studied sugarcane juices ^a

Sugarcane juice	$\frac{f}{2Re^{-0.2}}$	$\frac{j}{Re^{-0.2}}$	Difference between momentum and heat transfer (%)
USCJ	0.024	0.022	8.86
MSCJ	0.023	0.025	3.80
CSCJ	0.022	0.020	8.64

^a Ideal value: $\frac{f}{2Re^{-0.2}} = \frac{j}{Re^{-0.2}} = 0.023$

A comparison between the Nusselt number (Nu) during laminar flow of Newtonian fluids in circular pipes and the Hausen's correlation (equation 11) tends to only slightly overestimate the Nusselt number of the sugarcane juices. For higher Reynolds numbers (turbulent flow), the experimental data were compared with those predicted by the Sieder-Tate correlation (equation 13), resulting in a good fit. The small average relative errors in both cases confirm the reliability of these models to estimate Nu values for the studied sugarcane juices.

3.4. The Colburn analogy

In the case of the turbulent flow, the Colburn analogy (see formalism in the section 2.4) was also applied to the three sugarcane juices (Table 5). The experimental values obtained of both $\frac{f}{2\text{Re}^{-0.2}}$ and $\frac{j}{\text{Re}^{-0.2}}$ showed only small errors (between 3.8 % and 8.9 %) with regard to the expected theoretical value, which is 0.023. In that way, the Colburn analogy can be considered valid in the conditions of the experiments.

This is an important finding, as this approach enables, in the case of USCJ, MSCJ and CSCJ, the assessment of friction factors values from convective heat transfer coefficient values, or *vice-versa*, thus avoiding a large number of experiments.

4. SUMMARY AND CONCLUSIONS

Sugarcane is a strategic agricultural resource, as it is an abundant and relatively low-cost raw-matter for the production of bioethanol. In order to optimize its industrial processing, either technically or economically, an easy and accurate characterization of its thermophysical and flow properties is necessary. This work provides a contribution for such characterization. Frictions factors and Nusselt numbers were determined, both experimentally and by means of classical empirical correlations, for sugarcanes sampled from different steps of an industrial processing

line. For both laminar and turbulent flows, the calculated friction factor and Nusselt numbers fitted well with the corresponding experimental values. The friction factors and Nusselt numbers were used to apply the Colburn analogy between momentum and heat transfers, yielding only small errors. This finding indicates the suitability of such analogy in this case, allowing good estimations of heat transfer coefficients from frictions factors, or *vice-versa*, for sugarcane juices in turbulent flow conditions. Hence, it constitutes an useful tool in process design and control during the pre-fermentation processing of sugarcane in ethanol production.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors wish to thank the National Council of Technological and Scientific Development (CNPq, Proc. 402484-6) and the Minas Gerais State Reserach Foundation (FAPEMIG) for the financial support.

REFERENCES

- [1] C.A. Cardona, O.J. Sanchez, Fuel ethanol production: process design and trends and integration opportunities, *Bioresource Technology*, 98 (2007) 2415-2457.
- [2] K.K. Cheng, B.Y. Cai, J.A. Zhang, H.Z. Ling, Y.J. Zhoua, J.P. Geb, J.M. Xua, Sugarcane bagasse hemicellulose hydrolysate for ethanol production by acid recovery process, *Biochemical Engineering Journal*, 38 (2008) 105-109.
- [3] V.A. Amalraj, P. Rakkiyappan, D. Neelamathi, S. Chinnaraj, S. Subramanian, Wild cane as a renewable source for fuel and fibre in the paper industry, *Current Science*, 95 (2008) 1599-1602.
- [4] J.O.B. Carioca, Biofuels: problems, challenges and perspectives, *Biotechnology Journal*, 5 (2010) 260-273.
- [5] Seyssiecq, J.H. Ferrasse, N. Roche, State-of-the-art: rheological characterization of wastewater treatment sludge, *Biochemical Engineering Journal*, 16 (2003) 41-56.
- [6] M. Brienzo, A.F. Siqueira, A.M.F.I. Milagres, Search for optimum conditions of sugarcane bagasse hemicellulose extraction, *Biochemical Engineering Journal*, 46 (2009) 199-204.
- [7] M. Izadifar, O.D. Baik, Heat transfer modeling of radio frequency assisted packed bed extraction of an anticancer agent (podophyllotoxin), *Biochemical Engineering Journal*, 50 (2010) 37-46.
- [8] Z. Astolfi-Filho, V.R.N. Telis, E.B. De Oliveira, J.S.R. Coimbra, J. Telis-Romero, Rheology and fluid dynamics properties of sugarcane juices, *Biochemical Engineering Journal*, 53 (2011) 260-265.
- [9] Z. Altolfi-Filho, L.A. Minim, J. Telis-Romero, V.P.R. Minim, V.R.N. Telis, Thermophysical properties of industrial sugarcane juices for the production of bioethanol, *Journal of Chemical and Engineering Data*, 55 (2010) 1200-1203.
- [10] R.B. Bird, W.E. Stewart, E.N. Lightfoot, *Transport Phenomena*, second ed., John Wiley & Sons, Inc., New York, 2006.

- [11] A.P. Colburn, A method of correlating forced convection heat transfer data and a comparison with fluid friction, Transactions of the American Institute of Chemical Engineers, 29 (1933) 174-209
- [12] T.H. Chilton, A.P. Colburn, Mass transfer (absorption) coefficients - prediction from data on heat transfer and fluid friction, Industrial and Engineering Chemistry 26 (1934) 1183-1187.
- [13] A.S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus, L.B. Andersen, Principles of Unit Operations, second ed., John Wiley & Sons, New York, 1980.
- [14] R. Derby, Chemical Engineering Fluid Mechanics, Marcel Dekker, New York, 1996.
- [15] M.A. Polizelli, F.C. Manegalli, V.R.N. Telis, J. Telis-Romero, Friction losses in valves and fittings for Power-Law fluids, Brazilian Journal of Chemical Engineering, 20 (2003) 455-463.
- [16] J. Telis-Romero, M.A. Polizelli, A.L. Gabas, V.R.N. Telis, Friction losses in valves and fittings for viscoplastics fluids. Canadian Journal of Chemical Engineering, 83 (2005) 181-187.
- [17] M. Bernardi, V. Silveira Jr., V.R.N. Telis, A.L. Gabas, J. Telis-Romero, Forced convection to laminar flow of liquid egg yolk in circular and annular ducts, Brazilian Journal of Chemical Engineering 26 (2009) 287-298.
- [18] A. Ibarz, G.V. Barbosa-Cánovas, Unit Operations in Food Engineering, CRC Press, New York, 2003.
- [19] F.P. Incropera, D.P. DeWitt, T.L. Bergman, A.S. Lavine, Introduction to Heat Transfer, fifth ed., John Wiley & Sons, Inc., New York, 2006.
- [20] K. Wichterle, Colburn analogy for heat transfer in non-Newtonian liquids, International Communications in Heat and Mass Transfer, 23 (1996) 287-292.

[21] J.F. Steffe, R.P. Singh, Pipeline design calculations for Newtonian and non-Newtonian fluids, in: K.J. Valentas, E. Rotstein, R.P. Singh (Eds), Handbook of Food Engineering Practice, CRC Press, New York, 1997, pp. 1-36.

FIGURES CAPTIONS

Figure 1. Representation of the sugarcane juice clarification section for bioethanol production. USCJ = untreated sugarcane juice; CSCJ = clarified sugarcane juice; FSCJ = filtered sugarcane juice; MSCJ = mixed sugarcane juice.

Figure 2. Schematic diagram of the experimental setup used in the pressure drop measurements. T_0 = initial temperature; T_w = wall temperature; T_m = final temperature; ΔP = pressure drop.

Figure 3. Correlation between experimental and calculated (Hagen–Poiseuille equation) friction factors in laminar flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

Figure 4. Correlation between experimental and calculated (Blausius-type equation) friction factors in turbulent flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

Figure 5. Correlation between experimental and calculated (Hausen equation) Gz number values in laminar flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

Figure 6. Correlation between experimental and calculated (Sieder-Tate equation) Re number values in turbulent flow for (a) USCJ, (b) MSCJ and (c) CSCJ.

TABLES CAPTIONS

Table 1. Soluble solids, polarizable sugars, purity, total solids and pH of the studied sugarcane juices.

Table 2. Regression models for the variation of thermophysical properties and viscosities of the studied sugarcane juices in function of the temperature ($277 \text{ K} < T < 373.4 \text{ K}$).

Table 3. Correlation of Fanning friction factor for laminar and turbulent flows of the studied sugarcane juices.

Table 4. Nusselt number correlation for laminar and turbulent flows of the studied sugarcane juices.

Table 5. Values of $\frac{f}{2\text{Re}^{-0.2}}$ and $\frac{j}{\text{Re}^{-0.2}}$ for turbulent flow of the studied sugarcane juices.

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES

6. CONCLUSÕES

- Neste trabalho foi realizado um estudo das propriedades termofísicas do caldo de cana não-tratado quimicamente (USCJ), caldo de cana clarificado quimicamente (CSCJ) e caldo de cana misturado (MSCJ) numa faixa de temperaturas entre (277,4 e 373,4) K. Foram encontrados modelos polinomiais em função da temperatura. A densidade variou de (1044.5 to 1189.5) $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, a condutividade térmica variou de (0.475 a 0.493) $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, e o calor específico variou de (3601,8 a 3802.9) $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$.
- Foi significativo o efeito da temperatura nas propriedades termofísicas dos caldos de cana.
- A densidade diminuiu com o aumento da temperatura, enquanto as propriedades de condutividade térmica e calor específico aumentaram com o aumento da temperatura.
- A densidade causa um impacto no cálculo da potencia de bomba e esta é bem regimentada pelo brix.
- Foi realizado um estudo do comportamento reológico do caldo de cana não-tratado quimicamente (USCJ), caldo de cana clarificado quimicamente (CSCJ) e caldo de cana misturado (MSCJ). Na faixa de temperaturas de 277 a 373 K, os materiais mostraram comportamento Newtoniano, com a viscosidade diminuindo com o aumento da temperatura. O modelo de Newton da viscosidade se ajustou satisfatoriamente aos reogramas experimentais. Medições experimentais do fator de atrito no regime laminar e no turbulento foram bem ajustadas em função do número de Reynolds. O bom ajuste entre os valores preditos por equações clássicas da teoria confirma a validade das equações obtidas para descrever a reologia do caldo de cana. Portanto, as equações dos parâmetros reológicos e os dados de fluidodinâmica no intervalo de temperatura obtido poderão ser usados na

otimização de operações unitárias e nos processos envolvendo caldo de cana na produção de etanol.

- O modelo de Arrhenius ajustou bem aos dados experimentais para verificarmos a influência da temperatura na reologia dos caldos de cana estudados.
- A viscosidade é bastante influenciada pela temperatura, brix e pureza dos caldos.
- Na prática, há necessidade de correção da curva de performance de bombas centrífugas com viscosidade acima de 25 cPoise.
- No regime turbulento, o fator de atrito e o Número de Nusselt foram utilizados para aplicar a analogia de Colburn entre momentum e transferência de calor, resultando em pequenos erros. Os resultados indicaram a adequação da analogia, permitindo uma boa estimativa dos coeficientes de transferência de calor a partir dos fatores de atritos, nas condições de escoamentos para os caldos de cana avaliados.

CAPÍTULO 7

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADORNO, R.A.C. Reologia de sucos de frutas tropicais. **Dissertação de Mestrado**, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, p. 178, 1997.
- AMERICAN SOCIETY OF HEATING, REFRIGERATING AND AIR CONDITIONING ENGINEERS. Thermal properties of food. **ASHRAE Fundamentals Handbook**. Atlanta, p. 31.1-31.28, 1985.
- ATARASSI, M. M. Modelagem, simulação e controle de um evaporador flash acoplado a uma unidade de fermentação alcoólica contínua. **Tese de Mestrado**. Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, p. 98, 2005.
- AZOUBEL, P.M.; CIPRIANI, D. C.; EL-AOUAR, A. A.; ANTONIO, G. C.; MURR, F. E. X. Effect of concentration on the physical properties of cashew juice. **Journal of Food Engineering**, v. 66, n. 4, p. 413-417, 2005.
- BELLET, D.; SENGELIN, M.; THIRRIOT, C. Determination des propriétés thermophysiques de liquides non-newtoniens à l'aide d'une cellule à cylindres coaxiaux. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 18, p. 1177-1187, 1975.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. Transport Phenomena. John Wiley & Sons, Inc, New York – London, p. 780, 1960.
- BORWANKAR, R.P., Food Texture and Rheology: A Tutorial Review. **Journal of Food Engineering**, v.16, p.1-16, 1992.
- BOURNE, M.C. Calibration of Rheological Techniques Used for Foods. **Journal of Food Engineering**, v.16, p.151-163, 1992.

- CABRAL, R.A.F. Influência da Temperatura e Fração de Água nos Parâmetros Reológicos do Extrato de Café, **Dissertação de Mestrado**, IBILCE/UNESP, 129 p., São José do Rio Preto-SP, 2000.
- CARDONA, C.A.; SANCHEZ, O.J. Fuel ethanol production: process design and trends and integration opportunities, *Bioresource Technology*, 98 (2007) 2415-2457.
- CHEN, J.C.P. Manual Del Azúcar de Caña. Editorial Limusa, SA., México, D.F., 1200p., **1997**.
- CHO, Y. I.; HARTNETT, J. P. Non-Newtonian fluids in circular pipe flow. **Advances in Heat Transfer. Academic Press**, v. 15, p. 59-141, 1982.
- CHOI, Y.; OKOS, M. R. The thermal properties of tomato juice concentrates. **Transactions of the ASAE**, v. 26, n. 1, p. 305-311, 1983.
- CHOI, Y.; OKOS, M. R. Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods. In: M. A. Rao e S. S. H. Rizvi (Eds.) **Food Engineering and Process Applications**. Great Britain, London: Elsevier Applied Science Publishers, v. 1, p. 93-101, 1986.
- CONSTENLA, D.T.; LOZANO, J.E.; CRAPISTE, G.H. Thermo-physical properties of clarified apple juice as a function of concentration and temperature. **Journal of Food Science**, v. 54, n. 3, p. 663-668, 1989.
- DIAS, M. O. S. Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. 253p. **Dissertação de Mestrado**. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2008.
- DODGE, D.W.; METZNER, A.B. Turbulent flow of non-Newtonian systems. **AIChE Journal**, v. 5, p. 189-204, 1959.
- DONTULA, P.; MACOSKO, C.W.; SCRIVEN L.E. Origins of concentric cylinders viscometry. **The Society of Rheology, Inc. J. Rheol.**, v.49, p.807-818, 2005.

- EIJSBERG, R. The design and economic analysis of a modern bioethanol factory located in Brasil. **Dissertação de Mestrado**. School of Applied Sciences, Delf University of Technology, Delf, 2006.
- ENSINAS, A.V. Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar, 207p. **Tese de Doutorado**. Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2008.
- GINER, J.; IBARZ, A.; GARZA, S.; XHIAN-QUAN, S., Rheology of Clarified Cherry Juices. **Journal of Food Engineering**, v.30, p.147-154, 1996.
- GOVIER, G.W.; AZIZ, K. The Flow of Complex Mixtures in Pipes. Van Nostrand Reinhold Co., New York, 792p, 1972.
- GRANGER, C.; BAREY, P.; COMBE, N.; VESCHAMBRE, P.; CANSSELL, M. Influence of the fat characteristics on the physicochemical behavior of oil-in-water emulsions based on milk proteins-glycerol esters mixtures. **Colloids and Surfaces B: Biointerfaces**, v. 32, p. 353-363, 2003.
- GUERRERO, S.N.; ALZAMORA, S.M. Effect of pH, temperature and glucose addition on flow behavior of fruit purées: I. Banana purée. **Journal of Food Engineering**, v.33, p.239-256, 1997.
- HELDMAN, D.R.; SINGH, R.P. Food Process Engineering. Westport, CT, USA: AVI, 1981.
- HOLDSWORTH, S.D. Applicability of rheological models to the interpretation of flow and processing behaviour of fluid food products. **Journal of Texture Studies**, v. 2, n. 4, p. 393-418, 1971.
- HOWARD, J. P. Operações unitárias na produção de açúcar de cana. São Paulo. STAB. 245p, 1989.
- HWANG, M.P.; HAYAKAWA, K.I. Specific-heat calorimeter of foods. **Journal of Food Science**, v. 44, n. 2, p. 435-438, 1979.

- IBARZ, A.; GARVIN, A.; COSTA, J. Rheological behavior of sloe (*Prunus spinosa*) fruit juices. **Journal of Food Engineering**, v.27, p.423-430, 1996.
- JOYE, D.D., Shear rate and viscosity corrections for a Casson fluid in cylindrical (Couette) geometries. **Journal of Colloid and Interface Science**, v.267, p.204-210, 2003.
- KRISTENSEN, D.; JENSEN, P.Y.; MADSEN, F.; BIRDI, K.S. Rheology and Surface Tension of Selected Processed Dairy Fluids: Influence of Temperature. **Journal of Dairy Science**, v.80, p.2282-2290, 1997.
- LAMB, J. Influence of water on thermal properties of foods. **Chemistry & Industry**, v. 24, p. 1046-1048, 1976.
- LEWIS, M.J. Physical Properties of Foods and Food Processing Systems. Chichester, England: Ellis Horwood, 1987.
- LUND, D.B. Applications of differential scanning calorimetry in food. In: M. Peleg e E. B. Bagley (Eds.) Physical Properties of Food. Westport, Connecticut: AVI Publishing Company, 1983.
- MATTAR, H.L.; MINIM, L.A.; COIMBRA, J.S.R.; MINIM, V.P.R.; SARAIVA, S.H.; TELIS-ROMERO, J. Modeling thermal conductivity, specific heat, and density of milk: A neural network approach. **International Journal of Food Properties**, v. 7, n. 3, p. 531-539, 2004.
- MILES, C.A.; VAN BEEK, G.; VEERKAMP, C.H. Calculation of thermophysical properties of foods. In: R. Jowitt, F. Escher, B. Hallstrom, H. F. T. Meffert, W. E. L. Spiess e G. Vos (Eds.) Physical Properties of Foods. London: Applied Science Publishers, p. 269-312, 1983.
- MINIM, L.A.; COIMBRA, J.S.R.; MINIM, V.P.R.; TELIS-ROMERO, J. Influence of temperature and water and fat contents on the thermophysical properties of milk. **Journal of Chemical Engineering Data**, v. 47, p. 1488-1491, 2002.

- MOHSENIN, N.N. Thermal Properties of Foods and Agricultural Materials. New York: Gordon and Breach Science Publishers, Inc., 1980.
- MORESI, M.; SPINOSI, M. Engineering factors in the production of concentrated fruit juices.
1. Fluid physical properties of orange juices. **Journal of Food Technology**, v. 15, p. 265-276, 1980.
- MURAMATSU, Y.; TAGAWA, A.; KASAI, T.; SAKAI, H.; FUKUSHIMA, M. Thermophysical properties of apple juice. **Journal of the Japanese Society for Food Science and Technology** - Nippon Shokuhin Kagaku Kogaku Kaishi, v. 47, n. 7, p. 548-550, 2000.
- NAKAHODO, T. Balanço hídrico e poluição ambiental. Cooperativa de produtores de cana, açúcar e álcool do Estado de São Paulo Ltda – Copersucar, 1985.
- NIX, G.H.; LOWERY, G.W.; VACHON, R.I.; TANGER, G.E. Direct determination of thermal diffusivity and conductivity with a refined line-source technique. In: G. Heller (Eds.) Progress in Aeronautics and Astronautics: Thermophysics of Spacecraft and Planetary Bodies. New York: Academic Press, 1967.
- OHLSSON, T. The measurement of thermal properties. In: R. Jowitt, F. Escher, B. Hallstrom, H. F. T. Meffert, W. E. L. Spiess e G. Vos (Eds.) Physical Properties of Foods. London, Great Britain: Applied Science Publishers, p. 313-328, 1983.
- PAGÁN, J.; IBARZ, A., Extraction and rheological properties of pectin from fresh peach pomace. **Journal of Food Engineering**, v.39, p.193-201, 1999.
- PENNA, A.L.B.; SIVIERI, K.; OLIVEIRA, M.N., Relation between quality and rheological properties of lactic beverages. **Journal of Food Engineering**, v.49, p.7-13, 2001.
- PORTO, L.M. Modelagem de processo industrial de fermentação alcoólica contínua com reatores de mistura ligados em série, p. 122. **Tese de Doutorado**. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2005.
- PRENTICE, J.H. Dairy Rheology – A Concise Guide, V.C.H. Publishers Inc., p. 165, 1992.

- RAMOS, R. Procedimento para o desenvolvimento de um modelo matemático robusto para o processo de fermentação alcoólica. **Dissertação de Mestrado**. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 98p., 2007.
- RAO, M.A. Rheology of liquid foods - A review. **Journal of Texture Studies**, v. 8, p. 135-168, 1977.
- RAO, M.A.; COOLEY, H.J.; VITALI, A.A. Flow properties of concentrated juices at low temperatures. **Food Technology**, v. 38, n. 3, p. 113-119, 1984.
- RAO, M.A., Rheology of fluid and semisolid foods: principles and applications – Food Engineering Series, 1a ed., Aspen Publishers, Inc., 1999.
- REIDY, G.A.; RIPPEN, A.L. Methods for determining thermal conductivity in foods. **Transactions of the ASAE**, v. 14, n. 2, p. 248-254, 1971.
- REDDY, C.S.; DATTA, A.K. Thermophysical properties of concentrated reconstituted milk during processing. **Journal of Food Engineering**, v. 21, p. 31-40, 1994.
- RIEDEL, L. The refrigerating effect required to freeze fruits and vegetables. **Refrigerating Engineering**, v. 59, p. 670-673, 1951.
- REIN, P. Cane sugar engineering Verlag Albert Bartens KG – Berlin, 2007.
- SHAMSUDIN, R.; MOHAMED, I. O.; YAMAN, N. K. M. Thermophysical properties of Thai seedless guava juice as affected by temperature and concentration. **Journal of Food Engineering**, v. 66, n. 3, p. 395-399, 2005.
- SINGH, R.P. Thermal diffusivity in food processing. **Food Technology**, v. 36, p. 87-91, 1982.
- SKELLAND, A.H.P. Non-Newtonian flow and heat transfer. John Wiley and Sons, Inc., New York, 1967.
- STEFFE, J.F. Rheological Methods in Food Process Engineering. Segunda edição. USA: Freeman Press, p. 418, 1996.
- SWEAT, V.E.; HAUGH, C.G. A thermal conductivity probe for small food samples. **Transactions of the ASAE**, v. 17, p. 56-58, 1974.

- SWEAT, V.E. Thermal properties of foods. In: M. A. Rao e S. S. H. Rizvi (Eds.) *Engineering Properties of Foods*. New York: Marcel Dekker, p. 99-138, 1995.
- TABILO-MUNIZAGA, G.; BARBOSA-CÁNOVAS, G.V., Rheology for the food industry. **Journal of Food Engineering**, v.67, p.147-156, 2005.
- TELIS-ROMERO, J. Hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento laminar de fluidos não-Newtonianos em tubos. 125 p. **Tese de Doutorado**, Departamento de Engenharia de Alimentos, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 1992.
- TELIS-ROMERO, J.; TELIS, V.R.N.; GABAS, A.L.; YAMASHITA, F. Thermophysical properties of Brazilian orange juice as affected by temperature and water content. **Journal of Food Engineering**, v. 38, n. 1, p. 27-40, 1998.
- TELIS-ROMERO, J.; TELIS, V.R.N.; YAMASHITA, F. Friction Factors and Rheological Properties of Orange Juice. **Journal of Food Engineering**, v.40, p.101-106, 1999.
- TELIS-ROMERO, J.; GABAS, A. L.; POLIZELLI, M. A.; TELIS, V. R. N. Temperature and water content influence on thermophysical properties of coffee extract. **International Journal of Food Properties**, v. 3, n. 3, p. 375-384, 2000.
- TELIS-ROMERO, J., THOMAZ, C.E.P., BERNARDI, M., TELIS, V.R.N, GABAS, A.L. Rheological properties and fluid dynamics of Egg Yolk. **Journal of Food Engineering**, v.74, p.191-197, 2006.
- TIU, C.; BHATTACHARYYA, S. Developing and fully developed velocity profiles for inelastic Power-Law fluids in an annulus. **AIChE Journal**, v. 20, n. 6, p. 1140-1144, 1974.
- TUNG, T.T.; NG, K.S.; HARTNETT, J.P. Pipe Friction Factors for Concentrated Aqueous Solution of Polyacrylamide. **Lett. Heat Mass Transfer**, v.5, p.59, 1978.
- VÉLEZ-RUIZ, J.F.; BARBOSA-CÁNOVAS, G.V., Effects of concentration and temperature on the rheology of concentrated milk. **American Society of Agricultural Engineers**, v.40, p.1113-1118, 1997.

VÉLEZ-RUIZ, J.F.; BARBOSA-CÁNOVAS, G.V. Rheological properties of concentrated milk as a function of concentration, temperature and storage time. **Journal of Food Engineering**, v. 35, p. 177-190, 1998.

ZAINAL, B.S.; RAHMAN, R.A.; ARIFF, A.B.; SAARI, B.N. Thermophysical properties of pink guava juice at 9 and 11°Brix. **Journal of Food Process Engineering**, v. 24, p. 87-100, 2001.