

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**DESENVOLVIMENTO E UTILIZAÇÃO DE UM AGITADOR
HELICOIDAL DE DUPLA HÉLICE COMO REÔMETRO.**

Parecer

*Este exemplar corresponde a redação final
da tese defendida por Denis Cantú Lozano
e aprovada pela Comissão Julgadora
em 27.12.95*



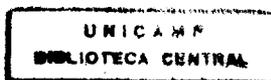
DENIS CANTÚ LOZANO
Mestre em Engenharia de Alimentos

**Tese de Doutorado apresentada à Faculdade de
Engenharia de Alimentos para a obtenção do
Título de Doutor em Engenharia de Alimentos**

Orientador:

PROF. DR. CARLOS A. GASPARETTO

DEZEMBRO 1995.



2010-03

UNIDADE	BC		
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP		
	C169 d		
V.	Ex.		
TOMBO B.º	26684		
PROC.	66776		
C	<input type="checkbox"/>	D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00		
DATA	02/96		
N.º CPD			

C4-00083011-7

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

Cantú Lozano, Denis
C169 d Desenvolvimento e utilização de um agitador helicoidal de dupla hélice como reômetro / Denis Cantú Lozano. -- Campinas, SP: [s.n.], 1995.

Orientador: Carlos Alberto Gasparetto
Tese (doutorado)-Universidade Estadual de Campinas
Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Fluidos não-newtonianos. 2. Reologia. 3. Reômetros. 4.Purê de maçã. I. Gasparetto, Carlos Alberto. II. Universidade Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

COMISSÃO EXAMINADORA:



Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto
Orientador.



Prof. Dr. Alfredo de Almeida Vitali
Membro.



Prof. Dr. Luiz Roberto Terron
Membro.



Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre
Membro.



Prof. Dr. Enrique Ortega
Membro



Prof. Dra. Iracema de Oliveira Moraes
Membro



Prof. Dr. N. Horacio Pezoa Garcia
Membro

Campinas 07 de dezembro de 1995.

**À memória do meus queridos pais
Miguel e Concepción, cumpri a promessa!
aos meus irmãos Alejandro e Tayde e
à tía Alejandra com eterna gratidão e carinho.**

**Á minha querida esposa Albina por
todo o apoio moral, seu amor e por dar-me
meus dois amores Evandrito e Denisito,
que abdicaram de tantas coisas e separaram-se de mim
durante 17 meses para realizar este trabalho, “viva la familia”!**

A parte Experimental deste trabalho foi feito no Laboratorio do Prof. Dr. M.A. Rao de Food Science & Technology -NYSAES, Cornell University.

AGRADECIMENTOS:

O Autor deseja agradecer:

Ao Prof. Dr. Carlos A. Gasparetto pela Orientação do Programa e pela sua amizade.

À Universidad Veracruzana, México, pelo o constante apoio fornecido para realizar este Programa.

Ao Instituto Tecnológico de Orizaba, México, pelo autorização para afastarme do meu trabalho e realizar este Programa.

De uma maneira muito especial aos Professores:

Dr. Anandha "Andy" M. Rao, Professor do Dept. of Food Science & Technology-NYSAES, Cornell University, USA, pela Direção e Orientação Técnica da parte experimental do trabalho, e por todo o apoio fornecido em seu Laboratorio, que desta forma obteve-se os resultados esperados e obrigado pela amizade.

Prof. Dr. Karl J. Siebert Chefe do Dept. of Food Science & Technology-Cornell University, por ter autorizado minha estância nesse Departamento.

Dra. Iracema de Oliveira Moraes, por todo seu apoio constante moral e profissional ao longo do meu Programa que foi muito favoravel para a realização deste trabalho e muito obrigado pela amizade.

Ao Wei H. Yang , Aurea "Tina" Carrasco e Herbert Cooley por todas as atenções e apoio em Food Science & Technology-Cornell University, obrigado!.

À Comissão Examinadora pelas correções do manuscrito.

À Faculdade de Engenharia de Alimentos-UNICAMP pela minha formação.

À todos que de alguma forma contribuíram neste trabalho, obrigado!

INDICE

Página

NOMENCLATURA	i
RESUMO	iii
SUMMARY	v
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
2.1. Objetivo geral.....	4
2.2. Objetivos específicos.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1. Reologia de suspensões.....	5
3.1.1. Constantes reológicas: K , n , η_a , η_r , e σ_0	6
3.1.2. Modelos reológicos.....	6
3.1.2.1. Modelo lei da potência ou de Ostwald-de Waele.....	6
3.1.2.2. Modelo de Casson.....	7
3.1.2.3. Modelo de Herschel-Bulkley.....	7
3.1.2.4. Modelo de Mizrahi-Berk.....	7
3.1.2.5. Modelo de Péclet.....	7
3.1.3. Reologia de suspensões de frutas.....	8
3.2. Viscosímetros rotacionais.....	14
3.2.1. Projeto e construção de um viscosímetro rotacional.....	14
3.2.2. Comparação do viscosímetro de turbina Rushton com o do agitador helicoidal de dupla hélice.....	15
3.2.2.1. Sistemas de agitação utilizando agitadores helicoidais.....	16
3.2.3. Métodos de calibração de um viscosímetro rotacional.....	25
3.2.3.1. Método de Metzner & Otto.....	26
3.2.3.2. Método de Rieger & Novák.....	27
3.2.3.3. Método de Bongenaar et alii.....	27
3.2.3.3. Método de Metz et alii.....	27

4.0. MATERIAIS E METODOS.....	30
4.1. MATERIAIS.....	30
4.1.1. Descrição do Agitador Helicoidal de Dupla Hélice (AHDH).....	30
4.1.2. Equipamento usado na calibração do reômetro de AHDH.....	31
4.1.3. Fluidos usados na calibração do reômetro de AHDH.....	32
4.1.4. Calibração do reômetro de AHDH.....	32
4.1.5. Equipamento e material usado na preparação das suspensões de purê de maçã.....	34
4.1.6. Equipamento usado na medição de constantes reológicas das suspensões de purê de maçã.....	34
4.1.7. Medição da distribuição do tamanho médio de partícula.....	38
4.1.8. Microfotografia das partículas de purê de maçã.....	38
4.1.9. Equipamento de computação usados no cálculo das constantes reológicas de suspensões de purê de maçã.....	38
4.2. MÉTODOS.....	39
4.2.1. Métodos usados na calibração do reômetro de AHDH.....	39
4.2.2. Métodos usados na preparação das suspensões de purê de maçã.....	44
4.2.3. Métodos usados na medição de constantes reológicas em suspensões de purê de maçã.....	46
4.2.4. Método usado no cálculo do diâmetro médio de partícula.....	52
4.2.6. Medição da distribuição do diâmetro médio de partícula.....	54
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	55
5.1. Do projeto e construção do AHDH.....	55
5.2. Da calibração do reômetro AHDH.....	55
5.2.1. Dependência do consumo de potência em função do número de Reynolds.....	55

5.2.2. Cálculo da constante k_s	57
5.2.3. Cálculo da faixa de operação do reômetro AHDH.....	60
5.2.3.1. Comparação da taxa de operação do reômetro AHDH com um reômetro de turbina.....	62
5.2.4. Comparação do desempenho do reômetro AHDH com o reômetro Haake Rotovisco de cilindros concêntricos MK 500.....	63
5.2.5. Cálculo da a constante k'	64
5.3. Medição das constantes reológicas das suspensões de purê de maçã.....	65
5.4. Do efeito da concentração e tamanho da partícula nas constantes reológicas: K, n, η_a, η_r e σ_o	68
6. CONCLUSÕES.....	88
7. BIBLIOGRAFIA.....	90

NOMENCLATURA

Símbolo	D e s c r i ç ã o	Dimensão
A :	Constante de reciprocidade entre o número de Reynolds e o número de Newton.	[-]
A :	Constante	[-]
AHDH:	Agitador Helicoidal de Dupla Hélice	[-]
B :	Constante	[-]
a :	Raio de partícula	[m]
Di :	Diâmetro interior do AHDH	[m]
Do :	Diâmetro exterior do AHDH	[m]
H :	Altura do AHDH	[m]
K :	Índice de consistência	[Pa·s ⁿ]
K _c :	Constante de Casson.	[Pa·s] ^{0,5}
K _{o_c} :	Constante de Casson.	[Pa] ^{0,5}
K _H :	Constante de Herschel-Bulkley	[Pa·s ^{n_H}]
K _M :	Constante de Mizrahi-Berk	[Pa·s ^{n_M}]
K _{o_M} :	Constante de Mizrahi-Berk	[Pa·s] ^{0,5}
k :	Constante de Boltzmann	[N·m/K]
k' :	Constante de proporcionalidade	[m ⁻³]
k'' :	Constante de proporcionalidade	[m ⁻³]
k''' :	Constante de proporcionalidade	[-]
k _s :	Constante de proporcionalidade	[m ⁻³]
N :	Velocidade de agitação	[s ⁻¹]
Ne :	Número de Newton ou de potência	[-]
n :	Índice de comportamento reológico	[-]
n _H :	Índice de comportamento reológico de Herschel-Bulkley	[-]
n _M :	Índice de comportamento reológico de Mizrahi-Berk	[-]
P :	Fração peso de sólidos	[g/g]
Po :	Número de potência ou de Newton	[-]
Pe :	Número de Péclet	[-]
Re :	Número de Reynolds para fluido newtoniano	[-]
Re _n :	Número de Reynolds para fluido lei da potência	[-]
T :	Torque (força x distancia) [par]	[N·m]
T _m :	Torque máximo medido	[N·m]

NOMENCLATURA (cont.)

Letras Gregas

$\dot{\gamma}$: Velocidade de corte ou de deformação	[s ⁻¹]
η_a	: Viscosidade aparente	[Pa·s]
η_c	: Viscosidade de Casson= (K _{oc}) ²	[Pa·s]
η_r	: Viscosidade relativa	[-]
σ	: Tensão de corte	[Pa]
σ_o	: Tensão de corte residual	[Pa]
σ_{oH}	: Tensão de corte residual de Herschel-Bulkley	[Pa]

**Titulo: DESENVOLVIMENTO E UTILIZAÇÃO DE UM AGITADOR
HELICOIDAL DE DUPLA HÉLICE COMO REÔMETRO.**

Autor: CANTU LOZANO , Denis.

**Instituições: Instituto Tecnológico de Orizaba-Universidad Veracruzana,
México.**

Orientador: GASPARETTO, Carlos, A.

RESUMO

Foi projetado, construído e calibrado um agitador helicoidal de dupla hélice (AHDH), o qual foi adaptado a um reômetro rotacional, permitiu determinar as constantes reológicas em purê de maçã natural (sem adição de açúcar) comercial. A temperatura foi mantida constante a 25°C. As propriedades reológicas foram determinadas para 14 amostras diferentes combinadas em sete concentrações diferentes todas para duas dimensões médias das partículas em suspensão. Os valores do índice de consistência **K** e o índice de comportamento reológico **n**, foram calculados por regressão linear para o modelo de Ostwald-de Waele e a viscosidade aparente η_a , do quociente $\sigma/\dot{\gamma}$. Os valores da viscosidade de Casson (η_c) e a Tensão inicial (σ_0) foram extrapolados para o modelo de Casson. Os valores da viscosidade relativa (η_r) foram calculados do quociente η_a/η_L onde η_L é a viscosidade dinâmica do soro. Os valores experimentais de σ_0 das suspensões foram medidos com um agitador de seis pás retas, que é considerado o método mais adequado para a medição de σ_0 neste tipo de suspensões. Os resultados mostraram que os valores de **K** e η_a aumentaram com o incremento da concentração da polpa, apresentando comportamento não-newtoniano com características pseudoplásticas. O índice de comportamento reológico **n** diminuiu com o aumento do conteúdo de polpa. Os valores experimentais de σ_0 representados com o modelo de Herschel-Bulkley, aumentaram com o conteúdo de polpa. Os valores extrapolados de σ_0 foram próximos dos valores experimentais. A influência do tamanho de partícula

nos valores da viscosidade relativa η_r , foram descritos pelo número de Péclet dado por $Pe = \eta_r a^3 \dot{\gamma} / kT$. Para descrever o efeito do conteúdo de polpa na viscosidade relativa $\eta_{r,100}$ foi aplicado um modelo simples: $\eta_{r,100}^{0,5} = A - \frac{B}{P}$. Aplicado ao índice de consistência, este modelo mostrou boa correlação em ambos os casos.

Palavras chave: Suspensões, Maçã, Reologia, Helicoidal, Agitação.

Title: DEVELOPMENT AND PERFORMANCE OF A COMBINED
HELICAL RIBBON-SCREW IMPELLER AS RHEOMETER.

Author: CANTU LOZANO , Denis.

Institution: Instituto Tecnológico de Orizaba-Universidad Veracruzana,
México.

Orientador: GASPARETTO, Carlos, A.

SUMMARY

A rheometer rotational adapted with a combined helical ribbon-screw agitator was utilized, its calibration yield the value of proporcionalidad constant k_s between shear rate $\dot{\gamma}$ and agitation velocity N . This value $k_s=17,81$ was applied to the characterization of rheological properties in 14 apple sauce suspensions to seven different concentrations all for two diameter average of particles 0,71 mm and 1,21 mm in suspension. The values of consistency index K and rheological behaviour index n , were calculated by linear regression to Ostwald-de Waele model and the apparent viscosity η_a , of quocient $\sigma/\dot{\gamma}$. The values of Casson viscosity η_c and yield stress σ_0 were extrapolated from Casson model. The values of relative viscosity η_r of quocient η_a/η_L were η_L is a dinamic viscosity of serum. The experimental values of σ_{Ov} were measured with a vane of six blades considered the best method. The results showed that K and η_a , increment with increment of pulp concentration with non-newtonian behaviour with characteristics pseudoplastics. The rheological behaviour index n decreased with the increment of pulp content. The experimentals values of σ_{Ov} performed with Herschel-Bulkley model, incremented with pulp concentration. The extrapolated values of σ_0 were close of the experimental values σ_{Ov} . The effect of particle size in the relative viscosity η_r were performed with Péclet number defined by $Pe=\eta_L a^3 \dot{\gamma}/kT$. To describe the effect of pulp concentration in the relative viscosity $\eta_{r,100}$ it was applied a

effect of pulp concentration in the relative viscosity $\eta_{r,100}$ it was applied a simple model: $\eta_{r,100}^{0.5} = A - \frac{B}{P}$. Applied to consistency index, this model showed a good agreement to both cases.

Key words: Suspensions, Apple, Rheology, Helical, Ribbon-Screw, Impeller.

1.INTRODUÇÃO:

O conhecimento e uso das propriedades hidrodinâmicas das suspensões biológicas é importante na indústria, no projeto de equipamentos, controle e operação de processos e qualidade do produto. Estas propriedades influenciam diretamente os números adimensionais ex. Reynolds, Prandtl, Newton (número de Potência), Hedström , etc., utilizados nos cálculos. Geralmente as suspensões apresentam duas fases: *sólido-líquido*, como é o caso de purês de frutas e em outros casos apresentam três fases, *sólido-líquido-gás*, como são os caldos de fermentação fúngicos aeróbicos, lodos biológicos aeróbicos, pois as partículas da fase sólida são de tamanho e forma irregular, sendo seu comportamento ainda mais complexo pela presença de gases tornando, portanto, mais difícil a medição de suas constantes reológicas.

Num processo bioquímico, a concentração, tamanho e forma das partículas, variam no curso da reação. Medindo as constantes reológicas paralelamente com a cinética da reação e correlacionando a cinética com as constantes reológicas do processo, pode-se conhecer a influência desta variação com a reologia da suspensão. Desta forma tem-se informação suficiente para estabelecer um controle reológico do processo. Este controle reológico, chamado algumas vezes Reocinética, é mais rápido e econômico que um controle de natureza química. Este controle cinético pode ser aplicado na rotina da indústria fermentativa, plantas de tratamento biológico de resíduos ou da indústria de alimentos, como sucos concentrados, purês de frutas, etc.

O problema principal ao medir a reologia em suspensões com partículas grandes e irregulares é a tendência dessas partículas à sedimentação (BONGENAAR *et alii* 1973; RAO, 1975), onde os sistemas de medição convencionais como viscosímetros capilares ou de cilindros concêntricos não tem dado resultados precisos (BONGENAAR *et alii*, 1973; RAO, 1975;

METZ, B. et alii , 1979). Embora existam alguns reômetros com sensores de torque adequados, como o agitador de pás retas ‘Messeinrichtung’ FL 10 da Haake Rotovisco (Gebrüder Haake, Berlin), que permite manter as partículas em suspensão no momento de fazer as leituras de torque, outra opção é utilizar como sensor de torque uma turbina tipo Rushton de 6 ou 8 pás. Esta última solução tem sido bastante utilizada e com bom grau de confiança (BONGENAAR *et al* 1973; RAO, 1975; METZ *et al* 1979; CANTÚ LOZANO,1982). Estão reportados trabalhos extensos sobre agitação não-newtoniana com diversos tipos de geometria do tipo turbina Rushton (NIENOW, 1985), sendo que esses trabalhos tem servido como base no projeto e construção de viscosímetros rotacionais. Porém, tem-se observado algumas limitações, na utilização destes viscosímetros de turbina tipo Rushton, principalmente em suspensões muito concentradas e com biopolímeros na fase contínua. Um exemplo é a produção de Goma Xantana, cujos caldos de fermentação apresentam comportamento viscoelástico. Quando são agitados formam um espaço de forma cilíndrica, ao redor da turbina chamado “caverna” (NIENOW & ELSON, 1988; GALINDO *et alii*, 1988). Essa zona morta impossibilita uma agitação completa, além disso tem-se observado na parte inferior deste tipo de agitadores que algumas partículas tendem , pela força centrípeta ou efeito de Froude, a deslocar-se para o fundo do recipiente. Dessa forma obtem-se resultados falsos na medição de torque. Outro problema observado com a reologia de lodos ativados para o tratamento de águas residuárias de usinas açucareiras é a presença de um biopolímero na parte inferior da suspensão, que ao dar início à agitação este polímero vai-se grudando na turbina ocasionando variações nas leituras do torque (CANTÚ LOZANO et alii, 1992) .

Assim, projetou e construiu-se um tipo de sensor de torque de configuração mais complexa que a turbina tipo Rushton, que corte ou agite a suspensão em forma axial, desde o fundo do recipiente até a parte superior e outra

agitação concomitante para baixo. Que é conseguido com um projeto adequado de um Agitador Helicoidal de Dupla Hélice (AHDH).

2. OBJETIVOS:

2.1. OBJETIVO GERAL:

Medir o efeito do tamanho e concentração da partícula de suspensões de alimentos, purê de maçã nas Propriedades Reológicas (K , n , η_a , σ_0) com um Agitador Helicoidal de Dupla Hélice, projetado, construído e calibrado para este propósito.

2.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS:

- 1) Projetar, construir e calibrar um sensor de torque tipo Agitador Helicoidal de Dupla Hélice (AHDH)
- 2) Determinar e modelar os dados de viscosidade aparente η_a de purê de maçã com varios conteúdos de polpa e dois diferentes tamanhos de partículas.
- 3) Determinar e modelar os dados de tensão residual σ_0 de purê de maçã diretamente pelo método do agitador sob tensão controlada e comparar com os obtidos com o AHDH, testando os modelos reológicos propostos.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Reologia de Suspensões

Em geral as suspensões apresentam comportamento pseudoplástico, e o grau pseudoplástico vai depender da concentração, tamanho e forma da partícula na suspensão; para concentrações menores (<20 % v/p), com partículas pequenas e de forma regular, por exemplo esféricas, onde o aspecto ou relação do comprimento médio l_m e o diâmetro médio d_m da partícula são quase iguais ($l_m/d_m \approx 1.0$) (dimensão característica), a viscosidade da suspensão, μ_s , pode ser calculada em função da fração volumétrica ϕ utilizando a equação de Einstein [3.1] (EINSTEIN, A., 1911) para descrever o comportamento quase Newtoniano e para concentrações maiores (>20 % v/p) pode-se utilizar a derivação da equação [3.1.] feita por Vand, equação [3.2] (VAND, 1948):

$$\mu_s = \mu_l [1 + 2.5 \phi] \quad \dots[3.1]$$

$$\mu_s = \mu_l [1 + 2.5 \phi + 7.25 \phi^2] \quad \dots[3.2]$$

Ambas equações [3.1] e [3.2] foram aplicadas em caldos de fermentação em batelada com levedura *Sacharomyces cerevisiae* para determinar a viscosidade μ_s da suspensão correlacionando bem os resultados (CANTU LOZANO, 1982).

Na prática a maioria das suspensões são geralmente muito concentradas, com partículas de maior tamanho ($d_m > 0.5$ mm) e de forma irregular ($l_m / d_m \approx \infty$) e os modelos reológicos anteriores não descrevem adequadamente o comportamento hidrodinâmico das suspensões.

3.1.1. Constantes Reológicas: K , n , η_a , η_r e σ_o .

As características reológicas K , n , η_a , η_r e σ_o , que estão definidas em 3.1.2. são influenciadas diretamente pela concentração, tamanho e forma da partícula, estão nos modelos reológicos de lei de potência ou de Ostwald-de Waele, Herschel-Bulkley e Mizrahi-Berk, equações [3.3.] a [3.6], que tem sido utilizadas para descrever o comportamento reológico deste tipo de suspensões e através deles, são calculadas estas constantes reológicas.

3.1.2. Modelos Reológicos (VITALI & RAO, 1984; QIU & RAO, 1988):

3.1.2.1. Modelo lei da potência ou de Ostwald-de Waele:

Por sua forma simples a equação [3.3] é geralmente utilizada para obter os valores de K , n e η_a , em pequenos intervalos de $\dot{\gamma}$.

$$\sigma = K\dot{\gamma}^n \quad \dots[3.3]$$

onde σ é expresso em [Pa] e $\dot{\gamma}$ em [s^{-1}], K é o índice de consistência [$Pa.s^n$], e n é o índice de comportamento reológico [-]. Com os logaritmos dos dados da taxa de deformação e tensão de cisalhamento, por regressão linear, são calculados os valores das constantes reológicas, K e n ; a viscosidade aparente η_a é calculada do quociente $\sigma/\dot{\gamma}$ expressa para um valor fixo de $\dot{\gamma}$ e a viscosidade relativa η_r do quociente η_a/η_L , onde η_L é a viscosidade da fase contínua da suspensão.

Para o cálculo da tensão residual σ_o [Pa] são utilizados os seguintes modelos reológicos:

3.1.2.2. Modelo de Casson:

$$\sigma^{0.5} = K_{oc} + K_C \dot{\gamma}^{0.5} \quad \dots[3.4]$$

3.1.2.3. Modelo de Herschel-Bulkley:

$$\sigma = \sigma_{o_{HB}} + K_H \dot{\gamma}^{n_H} \quad \dots[3.5]$$

3.1.2.4. Modelo de Mizrahi-Berk:

$$\sigma^{0.5} = \sigma_{O_M} + K_M \dot{\gamma}^{n_M} \quad \dots[3.6]$$

Onde: K_c , K_H e K_M são constantes, e $\sigma_{o_{HB}}$ é a tensão residual do modelo de Herschel-Bulkley. Dos modelos de Casson e de Mizrahi-Berk, as magnitudes da tensão residual são calculados para cada um, segundo:

$$\sigma_{oc} = K_{oc}^2 \quad \dots[3.7]$$

$$\sigma_o = K_{O_M} \quad \dots[3.8]$$

3.1.2.5. Modelo de Péclet (Pe):

Equação [3.9] . Com este modelo pode ser descrito o efeito do tamanho médio de partículas esféricas na viscosidade relativa η_r correlacionando ambos (YOO & RAO, 1994):

$$Pe = \frac{\eta_L a^3 \dot{\gamma}}{kT} \quad \dots[3.9]$$

onde, η_L é a viscosidade do fluido suspenso (soro), a é o raio da partícula, k é a constante de Boltzmann (1.38×10^{-23} N·m/K) e T é a temperatura absoluta [K].

3.1.3. Reologia de Suspensões de frutas.

RAO, (1975), mediu as constantes reológicas de varias suspensões de frutas: purê de maçã, purê de tomate e polpa de tomate utilizando um reômetro rotacional com um agitador de duas pás tipo bandeira acoplado a um reômetro Haake Rotovisco RV2. Para a calibração aplicou o método proposto por RIEGER & NOVÁK (1973), utilizando fluidos de calibração: xarope de milho, soluções aquosas de metilcelulose, mistura de goma xantana e goma guar, cujos valores do índice de comportamento reológico variaram de: $0,20 \leq n \leq 1,00$ e do índice de consistência de: $1,57 \leq K \leq 191,8$ [Pa.sⁿ]. O valor achado da constante de proporcionalidade entre a taxa de deformação e a velocidade de rotação foi $k_s = 6,51$ com uma correlação de $r = 0,986$. As suspensões apresentaram características pseudoplásticas variando o índice reológico de $0,058 \leq n \leq 0,236$ e o índice de consistência de: $7,78 \leq K \leq 70,30$ [Pa.sⁿ], com correlações de: $0,968 \leq r \leq 0,989$.

RAO, (1977), fez uma revisão completa dos métodos para a medição de propriedades de escoamento de alimentos fluidos, mencionando os desenvolvimentos, limitações e interpretação do fenômeno. A utilização dos reômetros de agitador nas suspensões era recente, resumindo que em geral para os viscosímetros rotacionais são três os requerimentos comuns: 1) regime laminar, 2) operação isotérmica e 3) a não existência de atrito na interface sólido-líquido. No caso específico dos reômetros de agitador não são recomendáveis para os alimentos com características viscoelásticas por causa do efeito de Weissenberg, concluindo que os transdutores eletrônicos tem melhorado os sistemas de medição. Com o amplo uso dos viscosímetros

bem projetados não só se obtém mais dados fundamentais em alimentos mas também se tem ideias para a implementação de reômetros.

MIZRAHI, (1979), empregou três métodos para correlacionar os parâmetros reológicos de produtos fluidos de frutas com as propriedades fisicoquímicas de seus componentes:

1) O primeiro método utiliza os dados fisicoquímicos e de escoamento obtidos de amostras onde o fator só é variado no tempo, para derivar uma correlação empírica. Esta correlação é subsequentemente verificada em amostras comerciais antes de pô-la em prática.

2) O segundo método está baseado numa analogia entre um modelo experimental bem analisado e um produto comercial estreitamente relacionado.

3) O terceiro método está baseado num modelo teórico, visto que não tem modelos específicos para produtos fluidos de frutas. Fez uma modificação da equação de Casson, na qual o segundo coeficiente considera a viscosidade do meio solvente como newtoniano e no caso de suco de laranja concentrado o meio, o soro, é pseudoplástico equação [3.10]:

$$\sigma^{0,5} = K_0 + K_M \dot{\gamma}^m \quad \dots[3.10]$$

DZUY & BOGER, (1983), propuseram um método experimental para medir a tensão residual σ_0 de suspensões concentradas utilizando um agitador de pás retas (vane) sob uma taxa de cisalhamento controlada. Trabalharam com 7 diferentes geometrias de agitadores a diferentes velocidades de rotação e aplicaram 4 modelos reológicos: Bingham, Buckingham-Reiner, Herschel-Bulkley e Casson; compararam os resultados experimentais de σ_0 de varias suspensões de TiO_2 com os obtidos com o método de extrapolação e com o método de relaxação. Observaram que

extrapolando com o modelo de Bingham se produzem valores superestimados de σ_0 por um fator de 1,5 - 2,0 . No caso de extrapolação com os modelos de Casson e de Herschel-Bulkley estas descreveram satisfatoriamente o comportamento reológico das suspensões e portanto produziram valores realísticos de σ_0 . Com respeito ao método de relaxação medido com um viscosímetro de cilindros concêntricos encontraram resultados reprodutíveis a concentrações intermediárias, para altas concentrações (>60 % p/p) os resultados foram “pobres” em reprodutibilidade, atribuindo isto ao atrito das partículas nas paredes dos cilindros e para baixas concentrações, houve o problema de sedimentação de partícula, sendo que ambos problemas não existem no método do agitador. Concluíram que o método do agitador pode ser considerado superior aos outros métodos diretos propostos, já que é rápido, simples de usar e com baixo custo de equipamento, além de que, opera sob condições quase estáticas e a geometria do agitador não perturba as medições, mostrando-se método atrativo para o estudo da cinética estrutural de materiais tixotrópicos.

RAO, (1987), realizou uma revisão de artigos de propriedades de escoamento de suspensões de alimentos vegetais em termos da influência da temperatura, concentração, meio suspendente e os sólidos suspensos. Propôs um modelo, equação [3.11], para descrever a influência da concentração de polpa na viscosidade aparente:

$$\eta_{a,PFS} = \eta_{a,S} + A(polpa)^B \quad \dots[3.11]$$

onde os valores das constantes de A e B, para purê de maçã 12°Brix a 25°C, no intervalo de concentração de polpa de 30-45 %, foram $A=6,42 \times 10^{-3}$ e $B=1,261$ com uma correlação $R^2=0,986$. Menciona a necessidade de fazer mais estudos fisicoquímicos para um melhor entendimento da relação entre a composição dos alimentos fluidos e o comportamento reológico.

QIU, & RAO, (1988), estudaram o desempenho da concentração da polpa e tamanho de partícula nas propriedades reológicas e na tensão residual de purê de maçã; os valores de σ_0 foram determinados experimentalmente pelo método do agitador e por extrapolação com os modelos reológicos de Casson, Herschel-Bulkley e Mizrahi-Berk; os níveis de concentração da polpa variaram de 86,6 % a 99,3 %. Observaram que o uso de frutas de baixa firmeza resultou em alta percentagem de partículas no intervalo de diâmetro médio de 0,63-1,26 mm. Para a obtenção dos pares de dados de $\sigma-\dot{\gamma}$ utilizaram dois agitadores cujos valores das constantes de proporcionalidade foram $k_s=11,6$ e $k_s=19,7$. O índice de comportamento reológico variou de $0,15 \leq n \leq 0,24$ indicando que as amostras foram altamente pseudoplásticas e o índice de consistência de $40,6 \leq K \leq 76,9$ Pa.sⁿ, o qual concordou com os valores reportados anteriormente por RAO et alii, (1986). Com respeito aos resultados de σ_0 as magnitudes dos valores obtidos com o método direto foram maiores que os obtidos por extrapolação com os modelos aplicados.

MISSAIRE *et alii* (1990), determinaram os valores das constantes reológicas de 40 modelos de suspensões de partículas de purê de maçã, das

quais foi destruída a estrutura original mediante a separação da polpa do soro, a polpa foi lavada com 2 litros de água a 15 psi de pressão (0,21 MPa) em peneiras de números: 20, 40 e 60 mesh, as partículas retidas foram coletadas de cada peneira e filtradas a vácuo para tirar parcialmente a água; as amostras preparadas desta forma continham quantidades muito pequenas de açúcares, ácidos e compostos pécnicos, estas amostras foram denominadas por eles “suspensões não estruturadas”, obtiveram 16 amostras com um tamanho (distribuição unimodal) e 24 com dois tamanhos (distribuição bimodal) em água. Compararam com 13 suspensões estruturadas comerciais: (2) de purê de maçã, (2) de molho para espaguete, (2) de catchup de tomate, (3) de purê de tomate, (1) de papinha (baby food) de pêra, (1) de papinha pêssego, (1) de papinha de cenoura e (1) de recheio de tortas. As propriedades reológicas foram determinadas com um agitador de 6 pás retas acoplado a um reômetro Haake Rotovisco com controle de temperatura. A determinação da tensão residual foi a uma velocidade de rotação de 0,4 rpm; os seus resultados mostraram que o índice de comportamento reológico para as suspensões não estruturadas variou de: $0,06 \leq n \leq 0,12$, indicando que as amostras foram altamente pseudoplásticas ; o intervalo do índice de consistência foi de: $7,1 \leq K \leq 17,8 \text{ Pa.s}^n$. Estas magnitudes foram menores comparadas com as das suspensões estruturadas: $0,16 \leq n \leq 0,25$ e $10 \leq K \leq 29$, provavelmente devido ao fato de que a fase contínua foi água em lugar do soro. No caso do efeito da concentração de polpa para as suspensões não estruturadas, os valores da tensão residual incrementaram-se com o tamanho da partícula e no caso das suspensões estruturadas os valores da tensão residual aumentaram com a diminuição do tamanho da partícula.

RAO, (1992), publicou uma revisão da reologia das dispersões de alimentos vegetais, mencionando que tanto o conteúdo de sólidos, como a distribuição de tamanho de partícula e a viscosidade do soro desempenham um importante papel no comportamento reológico das dispersões de alimentos vegetais. Os efeitos do atrito causam erros acima de 28 % no cálculo de taxa de cisalhamento de mostarda e outras dispersões de alimentos vegetais medidas com os sistemas de cilindros concêntricos. O método do agitador na determinação da tensão residual é um método simples. Que para a dispersões estruturadas os valores experimentais da tensão residual são maiores que os obtidos por extrapolação para o modelo de Casson.

YOO & RAO, (1994), determinaram o efeito unimodal do tamanho de partícula e o teor de polpa nas propriedades reológicas de purê de tomate. A tensão residual foi medida com o método do agitador em suspensões com concentrações de 10 - 35 % de polpa e dois diferentes tamanhos médios de partícula: 0,34 mm e 0,71 mm. Os valores do índice de consistência e da viscosidade aparente incrementaram-se com o aumento do teor de polpa e diminuíram com o tamanho médio de partícula. O efeito do diâmetro médio de partícula na viscosidade relativa foi descrito pelo número de Péclet dado por:

$$Pe = \frac{\eta_L a^3 \dot{\gamma}}{kT} \quad \dots[3.12]$$

Obsevaram que, os valores das viscosidades relativas foram maiores com as partículas de menor raio médio, *a*. As magnitudes da tensão residual determinadas pelo agitador diretamente foram maiores que aqueles obtidos

por extrapolação para o modelo de Casson e esses valores foram incrementados com a diminuição do tamanho da partícula. Em todos os casos as correlações de R^2 foram de altas magnitudes.

3.2. Viscosímetros Rotacionais

3.2.1. Projeto e construção de um Viscosímetro Rotacional:

Um viscosímetro rotacional basicamente está composto por um sensor de torque, que neste caso é uma turbina ou um agitador helicoidal de dupla hélice; um recipiente para a amostra a medir e de preferência de material transparente (vidro ou acrílico), para observar a total suspensão das partículas; um medidor de torque e um controle de temperatura. A parte mais importante do viscosímetro é o sensor porque ele vai transmitir, em forma de torque [N.m], as respostas do fluido pela taxa de deformação [s^{-1}]. Sua dimensão característica é o diâmetro exterior (D_o), e esta dimensão é normalmente correlacionada com o diâmetro interior (D_T) do recipiente da amostra. Esta correlação (D_T / D_o) varia de 1.0 a 3.0, dependendo da magnitude de viscosidade à medir e do tipo de fluido, se contem partículas em suspensão ou não. Por exemplo, para uma viscosidade alta o valor de D_o deve ser baixo para não obter leituras de torque maiores que a escala do medidor de torque disponível. No caso de agitadores de tipo helicoidal a magnitude da distancia entre o agitador e a parede do recipiente, é pequena e o valor do quociente (D_T / D_o) em geral é perto de 1,0.

A relação direta do torque e a viscosidade foi ressaltado por DICKEY & HILL, (1993) mencionando que a origem do torque é a dissipação viscosa do fluido, daí a maior importância do torque no projeto mecânico que a

variavel potência, visto que o torque é a potência dividida pela velocidade; a mesma potência a baixa velocidade de rotação produz muito mais torque que a alta velocidade. Então o torque determina o tamanho de todos os componentes mecânicos essenciais. Um motor elétrico de baixa velocidade (1.200 rpm ou 900 rpm) é maior que um motor de alta velocidade (1.800 rpm), devido a seu alto torque. Outros componentes, tais como engrenagens reductoras, acoplamentos do motor, chumaceiras e o eixo do agitador também são maiores a alto torque. O torque também pode ser usado para prevenir a sobrecarga e quebra do sistema de agitador.

3.2.2. Comparação do Viscosímetro de turbina Rushton com do Agitador Helicoidal de Dupla Hélice:

A turbina Rushton, devido aos movimentos ou cortes axial e radial que faz na suspensão, fornece uma leitura de torque muito aproximado do real, mas no caso de suspensões muito concentradas, tem-se algumas limitações, como se ressaltava anteriormente na introdução, formação de zonas mortas, “cavernas”, redemoinhos, dando leituras de torque com erros consideráveis (NIENOW & ELSON, 1988). No caso do Agitador Helicoidal de Dupla Hélice, este possui uma estrutura diferente, uma fita exterior que gira num sentido ascendente, que ao mesmo tempo que corta a suspensão exteriormente em 100 %, transporta as partículas da parte inferior ao topo do copo; a fita interior que trabalha como um parafuso em sentido descendente, contrario ao exterior, corta a suspensão interiormente em 100 % da parte central da suspensão, e transporta ou retorna as partículas da parte superior ao fundo do recipiente (NAGATA et alii, 1957 citados por NAGATA,S., 1975), desta forma estamos evitando os problemas acima mencionados, dando leituras de torque mais reais. Sendo o AHDH um sensor de torque muito mais efetivo comparado com a turbina Rushton, atualmente já em desuso em Reologia e Agitação de Suspensões altamente viscosas, pelas

limitações antes mencionadas.

3.2.2.1. SISTEMAS DE AGITAÇÃO UTILIZANDO AGITADORES HELICOIDAIS.

HOOGENDOORN & DENHARTOG (1967) compararam os tempos de mistura e a potência ou energia que é consumida com 6 agitadores: uma turbina de pás retas, uma turbina de pás inclinadas, um agitador de parafuso helicoidal, uma fita helicoidal, uma hélice e um agitador de âncora em fluidos altamente viscosos. Acharam bons resultados com a fita helicoidal e com o parafuso helicoidal e pelo contrario com as turbinas e o agitador de âncora os resultados foram insatisfatórios.

NOVÁK & RIEGER (1969), trabalharam com 4 sistemas geométricos diferentes de agitadores de parafuso helicoidal na homogeneização viscosa: um parafuso helicoidal com tubo deflector, um parafuso helicoidal num tanque com chicanas, um parafuso helicoidal em posição centrada num tanque sem chicanas e um parafuso helicoidal em posição descentrada próximo da parede do tanque. Calcularam, para estes sistemas de agitação os valores da constante recíproca A , entre o número de potência Po ou número de Newton (Ne) e o número de Reynolds (Re) na região laminar, sendo os seguintes: $A=281,1$ para $Re<30$, $A=158,4$ para $Re<10$, $A=140,1$ para $Re<5$ e $A=163,9$ para $Re<6$, respectivamente, todas com um desvio médio de $Po=f(Re)$ menor que $\pm 6\%$ os resultados obtidos com os tempos de mistura concordaram com os reportados anteriormente por HOOGENDOORN & DENHARTOG (1967) e por NAGATA et alii (1956) citado por NOVÁK & RIEGER (1969).

COYLE et alii (1970) estudaram, para diferentes geometrias de impulsores helicoidais de dupla hélice, os tempos de mistura e tempos de movimento, este último definido por eles como o tempo requerido para suspender as partículas e fazer um circuito completo no tanque do topo ao fundo e o retorno. Mencionaram a importância do efeito da fita interior ou parafuso do agitador helicoidal. Em caso de fluidos newtonianos não reduz o tempo de mistura, mas no caso de fluidos pseudoplásticos reduz significativamente o tempo de mistura comparado com um agitador sem fita interior (parafuso). O efeito de duas fitas exteriores e uma fita só num agitador helicoidal para um tempo de mistura específico: no primeiro caso requer baixa velocidade mas a potência consumida é a mesma daquela utilizada pelo segundo caso à alta velocidade. Portanto, para igual tempo de mistura, o impulsor com duas fitas exteriores requer maior torque, devido à menor velocidade. Portanto um sistema de agitação de maior tamanho em comparação com um impulsor de uma fita só, requer a mesma potência. Para características de transferência de calor ou construção mecânica é preferível construir um agitador com duas fitas externas.

RIEGER & NOVÁK (1973) mediram a potência consumida para a agitação de fluidos não-newtonianos altamente viscosos utilizando três agitadores diferentes e cinco sistemas de agitação: um parafuso helicoidal, uma fita helicoidal e um agitador de âncora, confirmaram o método sugerido por METZNER & OTTO (1957) e determinaram os valores da constante de proporcionalidade k_s , entre a taxa de cisalhamento $\dot{\gamma}$ e a velocidade de rotação N . Propuseram um método no qual deduziram uma potência adimensional (equação [3.13]) em função do índice de comportamento reológico do fluido n :

$$\frac{P}{KN^{n+1}D_o^3} = C(n) \quad \dots[3.13]$$

Dividindo este grupo adimensional pelo número de Reynolds para um fluido lei da potência (Re_n) obtem-se a equação [3.14]:

$$\left(\frac{P}{KN^{n+1}D_o^3}\right)\left(\frac{K}{N^{2-n}D_o^2\rho}\right) = \frac{P}{\rho N^3 D_o^5} = Po = Ne \quad \dots[3.14]$$

a qual é uma expressão familiar conhecida como o número de potência (Po) ou número de Newton (Ne) (BRAUER, 1979). A equação [3.14] pode ser escrita como:

$$Po = Ne = \frac{C(n)}{Re_n} \quad \dots[3.15]$$

Em regime laminar num gráfico di-logarítmico de Po ou Ne versus Re_n vai ser descrita uma reta cuja declividade será -1. A sua posição será determinada pelo valor de $C(n)$ que dependerá do tipo e geometria do impulsor e do valor do índice de comportamento reológico n .

Para o caso de um fluido newtoniano ($n=1$) a equação [3.15] pode ser escrita como:

$$Po = Ne = \frac{A}{Re} = \frac{A\mu}{ND_o^2\rho} \quad \dots[3.16]$$

onde A corresponde à constante de reciprocidade entre o Po (Ne) e o Re para um sistema de agitação determinado com um fluido newtoniano; comparando [3.16] com equação [3.15] tem-se:

$$\left. \begin{array}{l} n = 1 \\ K = \mu \\ C(n = 1) \end{array} \right\} \quad \dots[3.17]$$

e utilizando a relação proposta por METZNER & OTTO (1957):

$$\dot{\gamma}_a = k_s N \quad \dots[3.18]$$

combinando a lei de Newton e a lei de potência e resolvendo para a viscosidade aparente η_a tem-se:

$$\eta_a = \frac{\sigma}{\dot{\gamma}} = K(\dot{\gamma})^{n-1} \quad \dots[3.19]$$

fazendo: $\mu = \eta_a$ e substituindo na equação [3.16] fica:

$$Po = Ne = \frac{AK(k_s N)^{n-1}}{ND_o^2 \rho} = \frac{Ak_s^{n-1}}{Re_n} \quad \dots[3.20]$$

Comparando a equação [3.20] com a equação [3.15], o método proposto por METZNER & OTTO (1957) requer a seguinte solução geral:

$$C(n) = Ak_s^{n-1} \quad \dots[3.21]$$

ou em coordenadas logarítmicas

$$LnC = LnA - (n - 1)Lnk_s \quad \dots[3.22]$$

para $n < 1,0$ (pseudoplástico):

$$\text{Ln} \left[\frac{P}{KN^{n+1} D_o^3} \right] = \text{Ln} A + (1-n) \text{Ln} k_s \quad \dots[3.23]$$

A equação [3.22] ou [3.23] num gráfico de $\text{Ln } C$ versus $(1-n)$ fornece uma reta com declividade $(-\text{Ln } k_s)$ agitando fluidos pseudoplásticos com valores de $0 \leq n \leq 1,0$, a constante k_s pode ser calculada. Os autores compilaram uma tabela com valores de k_s obtidos para várias geometrias e agitadores. Reportaram que VIDRA trabalhando com um agitador de fita helicoidal com relações geométricas, do diâmetro do tanque ao diâmetro do agitador $D_T/D_o = 1,05$, a inclinação (S) da fita ao diâmetro do agitador $S/D_o = 1,0$, obteve uma $k_s = 28 \pm 12,3$, sendo que os autores reportaram que para um agitador de fita helicoidal com relações geométricas similares isto é $D_T/D_o = 1,05$ e $S/D_o = 1,0$, obtiveram uma $k_s = 16,82 \pm 0,87$, para um agitador de fita helicoidal com as mesmas relações geométricas acharam uma $k_s = 36,73 \pm 1,45$ e para um agitador de parafuso helicoidal descentrado com $D_T/D_o = 1,64$ e $S/D_o = 1,0$, acharam $k_s = 15,54 \pm 1,27$.

CHAVAN & ULBRECHT (1973) reportaram correlações de número de potência e de Reynolds com as áreas superficiais da fita helicoidal e do parafuso helicoidal, com um modelo representado pela equação [3.24]:

$$(Ne = Po, Re) = \bar{K} \quad \dots[3.24]$$

Em sistemas com agitadores helicoidais com “claridade estreita”, isto é, com agitadores de parafuso helicoidal com tubo deflector, fita helicoidal e agitador de dupla hélice ou agitador combinado fita-parafuso helicoidais, concluíram que para área superficial do parafuso helicoidal menor ou igual à área superficial da fita helicoidal, o consumo de potência para o agitador de dupla hélice ou combinado parafuso-fita helicoidais, pode ser predita

baseada apenas na geometria da fita helicoidal e ressaltaram a importância de relacionar a potência à geometria do sistema e à reologia dos fluidos.

CHAVAN et alii (1975) estudaram a influência da elasticidade líquida num tanque agitado com um impulsor combinado fita-parafuso helicoidal. Concluíram que o movimento primário das partículas suspensas dentro do tanque é similar ao obtido com o agitador de fita helicoidal, isto é, a fita desvia o fluido para baixo adjacente à parede do tanque axialmente com uma componente de velocidade angular superimposta. Do fundo vai ao centro e em seguida para cima ao longo do eixo com algum movimento angular. Na superfície volta radialmente em direção externa à fita helicoidal. Algo similar reportou NAGATA, (1975).

A **Figura 3.1** descreve as principais rotas do movimento ou corte que fornece o agitador combinado parafuso-fita helicoidais ou agitador helicoidal de dupla hélice, (NAGATA et alii, 1957 citados por NAGATA,S., 1975), e a **Figura 3.2**. mostra uma montagem do conjunto das rotas do campo do movimento e do AHDH.

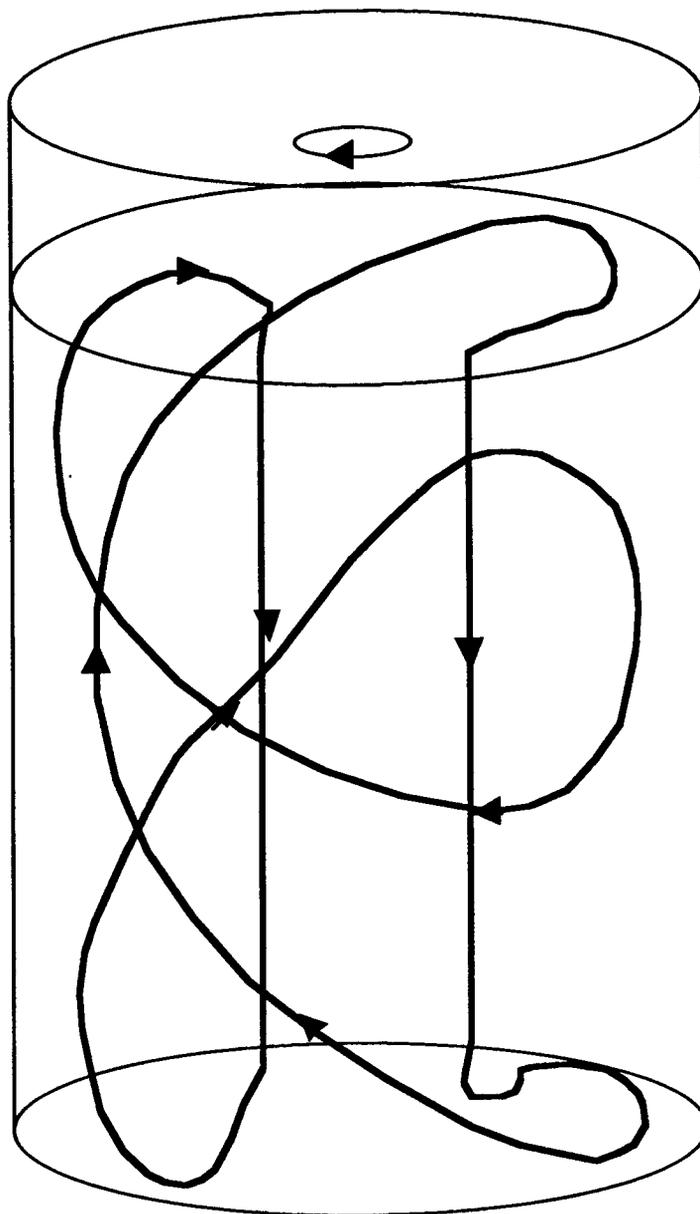


Figura 3.1. Principais rotas do campo do movimento que fornece o Agitador Helicoidal de Dupla Hélice (AHDH) durante a agitação no sentido horário, como se indica na parte superior (NAGATA et alii, 1957 citados por NAGATA,S., 1975).

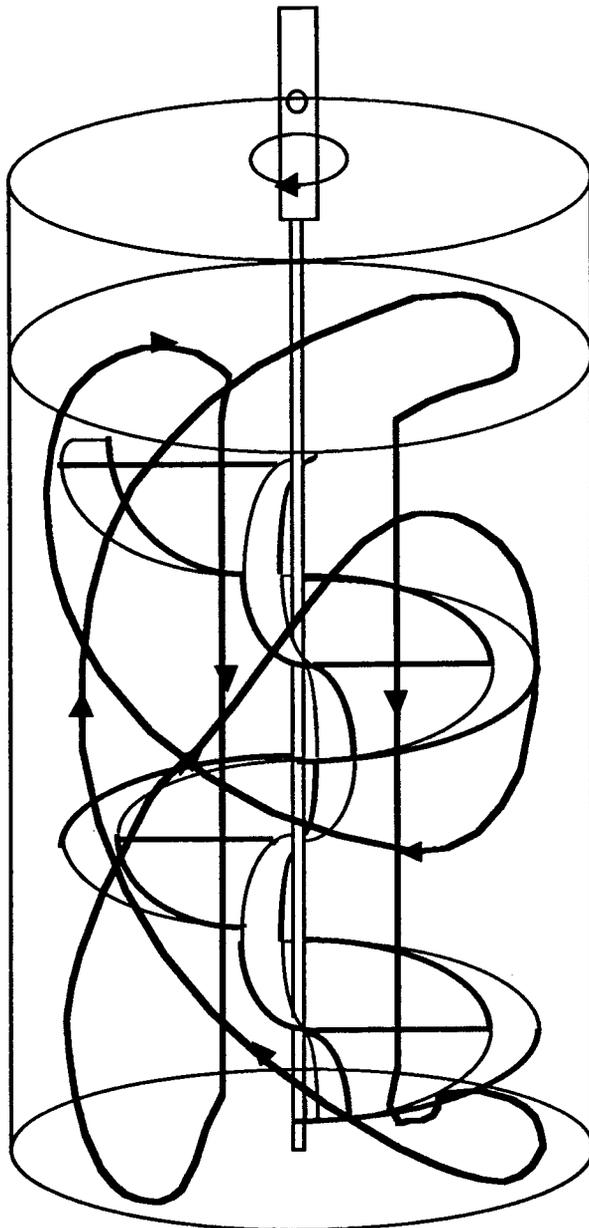


Figura 3.2. Principais rotas do campo do movimento que fornece o AHDH: O parafuso ou fita interior provoca movimentos axiais descendentes ao fluido e a fita exterior movimentos axiais ascendentes, ao fluido (NAGATA et alii, 1957 citados por NAGATA, S., 1975).

FORD & ULBRECHT (1976) estudaram a influência das propriedades reológicas de soluções poliméricas no tempo de circulação e no tempo de mistura em tanques agitados, operando com parafusos helicoidais em posição centrada com tubo deflector. Observaram que no tempo de mistura existe uma forte dependência da viscoelasticidade das soluções e no caso da viscosidade aparente (pseudoplástica) não foi detectado nenhum efeito. Para o caso do tempo de circulação ele depende tanto da viscoelasticidade como da viscosidade aparente das soluções.

OLDSHUE, (1983) calculou a potência consumida para a agitação com um AHDH e encontrou que para $Re = 5$ (laminar) o $Po = Ne = 51$. Isso significa que o valor da constante de reciprocidade era $A = 255$, e mencionou que aumentando a altura do agitador H ou diminuindo a “claridade” radial ($D_T - D_O$) aumenta-se o Po ou Ne .

NIENOW & ELSON (1988) baseados em seus trabalhos de agitação com diversos tipos de turbina Rushton de fluidos reologicamente complexos, principalmente viscoelásticos, encontraram problemas de distribuição de gás dentro dos bioreatores pela formação de espaços ou zonas mortas ao redor do agitador. Propuseram utilizar agitadores de geometria mais adequada para estes tipos de fluidos, conforme o observado por METZNER & OTTO (1957) para agitação de fluidos não-newtonianos e com a utilização de reômetros mais sofisticados que proverão melhores técnicas de medição de torque. Desta forma poder-se-a calcular, adequadamente, a relação entre taxa de cisalhamento e a velocidade de rotação para diferentes propriedades reológicas e diferentes agitadores.

DICKEY & HILL (1993) trabalharam com uma planta piloto específica para polímeros com reator de 80 litros utilizando como sensores de torque uma turbina de pás retas e um agitador helicoidal, com fluidos de alta viscosidade, observaram a importância da medição do torque como parâmetro de engenharia e a sua utilização como controle do processo e no projeto de equipamento, em lugar da potência consumida concordando com o reportado anteriormente por OLDSHUE, (1983)

3.2.3. Métodos de Calibração de um viscosímetro Rotacional:

Os viscosímetros rotacionais, são utilizados para obter os pares de dados: tensão de cisalhamento (σ) - taxa de deformação ($\dot{\gamma}$) assumindo que esta é proporcional à velocidade de rotação (N). A calibração de um viscosímetro rotacional está centrada em calcular essa proporcionalidade sendo o modelo reológico utilizado para descrever o comportamento o da lei da potência ou de Ostwald-de Waele, equação [3.3.]. Os procedimentos para encontrar a constante de proporcionalidade, k_s , entre a velocidade de rotação N [s^{-1}] e a taxa de cisalhamento $\dot{\gamma}$ [s^{-1}], que depende unicamente da geometria do sistema de medição, e não do tipo de suspensão que esta-se medindo, tem sido usados para diversos tipos de agitadores e geometrias por vários autores (RIEGER, & NOVÁK, 1973; BONGENAAR et alii, 1973; RAO, 1975; METZ et alii, 1979; RAO & COOLEY, 1984).

O cálculo do k_s está baseado na teoria do cálculo de consumo de potência num tanque sem chicanas agitando fluidos newtonianos e não-newtonianos. Sendo que a sequência das equações foi detalhada por CANTU-LOZANO, (1982).

3.2.3.1. Método de METZNER & OTTO.

METZNER & OTTO (1957), concluíram no seu trabalho de predição de consumo de potência com fluidos não-newtonianos, que a taxa de deformação $\dot{\gamma}$ ao redor do agitador é linearmente proporcional à velocidade de rotação N [s^{-1}] do agitador e que essa constante vai decrescendo no sentido da ponta no agitador até chegar a um mínimo na parede do tanque. Obtiveram uma correlação para fluidos pseudoplásticos assumindo uma taxa de deformação média $\dot{\gamma}_{med}$ [s^{-1}], entre a ponta do agitador e a parede do tanque que foi:

$$\dot{\gamma} = 13N \quad \dots[3.25]$$

Este método, que foi muito bem resumido por AIBA et alii, (1973) e por RAO & COOLEY, (1984), que consiste em trabalhar em forma paralela a correlação Po versus Re para um fluido newtoniano e um não-newtoniano, substituindo no número de Reynolds o valor de μ por η_a para uma mesma velocidade de rotação N .

Mais tarde CALDERBANK & MOO-YOUNG (1959), baseados nos resultados reportados por METZNER & OTTO (1957), utilizando uma ampla variedade de agitadores de turbina, sendo a relação de D_T/D_O variada de 1,5 até 3,0, para fluidos pseudoplásticos e Bingham obtiveram:

$$\dot{\gamma} = 10N \quad \dots[3.26]$$

Para fluidos dilatantes notaram certa dependência com a relação geométrica D_T/D_O , descrita pela seguinte correlação:

$$\dot{\gamma} = 38N \left(\frac{D_T}{D_o} \right)^{0.5} \quad \dots[3.27]$$

Ambas correlações são utilizadas na indústria para a predição de consumo de potência num tanque agitado (CANTU LOZANO, 1982).

3.2.3.2. Método de RIEGER & NOVÁK:

O método de RIEGER & NOVÁK (1973), analisa as correlações propostas por METZNER & OTTO (1957), é simples no qual importa em ter fluidos padrão com vários valores de n , mas um pequeno erro ocasiona dados falsos na determinação da constante de proporcionalidade, como descrito na página 17.

3.2.3.3. Método de BONGENAAR et alii:

Igualmente que ao anterior o método de BONGENAAR et alii (1973), é simples, aplica as correlações propostas por CALDERBANK & MOO-YOUNG (1959,1961); este método implica contar com uma maior quantidade de fluidos padrão e para um controle de rotina ele pode ser usado, contando com um programa para fazer interações. Não é necessário contar com muitos fluidos-padrão.

3.2.3.3. Método de METZ et alii:

O método de METZ et alii (1979) utiliza como o de Bongenaar et alii (1973) as correlações propostas por CALDERBANK & MOO-YOUNG (1959, 1961). Dois aspectos interessantes neste método são a determinação da taxa de operação do reômetro e a comprovação das correlações achadas. Em geral os métodos para a calibração de um viscosímetro rotacional estão baseados na teoria de Agitação newtoniana e não-newtoniana em regime laminar ($Re < 10$).

Em trabalhos anteriores CANTÚ-LOZANO, (1982) e CANTÚ LOZANO, (1992) aplicaram o método de METZ et alii, (1979) para dois trabalhos de medições reológicas:

1) Usando uma turbina de 6 pás tipo Rushton de $D_o = 3,5$ cm acoplada a um viscosímetro Brookfield LVT obtive-se leituras de torque em função da velocidade de rotação em caldos de fermentação de *Aspergillus oryzae* com 99,90 % de confiabilidade (CANTÚ LOZANO, 1982). Este reômetro foi vencedor do Primeiro Lugar como protótipo de Instrumentação no México, (ExpoSep'86, 1986).

2) Usando um sistema de medição análogo com uma turbina de $D_o = 1,77$ cm aplicado a um Tratamento Biológico de Água Residuaria Sintética tipo água de usina Açucareira (CANTÚ LOZANO, D. et alii ,1992).

Resumo da revisão bibliográfica:

Da bibliografia consultada, três aspectos são importantes levar em conta para nosso estudo:

1. Reologia de suspensões.

2. Viscosímetros rotacionais.

3. Métodos de calibração.

1. Reologia de suspensões:

Em geral as suspensões de frutas apresentam comportamento pseudoplástico, o modelo para representar este comportamento é a lei da potência ou de Ostwald-de Waele. A viscosidade aparente das suspensões aumenta com a concentração de polpa e com a diminuição do tamanho das partículas; o índice de consistência aumenta com o teor da polpa e também aumenta com

a diminuição do tamanho das partículas; o índice de comportamento reológico diminui com o teor de polpa. Em altas concentrações de polpa as suspensões apresentam a existência de outra constante reológica, a tensão inicial, e o melhor método para sua medição é o método do agitador sob tensão controlada, sendo o modelo reológico de Herschel-Bulkley um dos mais utilizados para representar o comportamento reológico deste tipo de suspensões; igual que a viscosidade aparente e o índice de consistência, a tensão residual aumenta com o incremento da concentração de polpa e aumenta com a diminuição do tamanho médio de partículas.

2. Viscosímetros rotacionais:

O projeto e construção de um viscosímetro ou um reômetro rotacional é simples e são os mais adequados para a medição de constantes reológicas de suspensões que contém partículas grandes e de forma irregular. A peça rotacional é uma parte importante do reômetro rotacional, o de tipo AHDH é o mais adequado por sua estrutura apropriada e tipo de agitação que fornece.

3. Métodos de calibração:

O método da calibração proposto por Rieger & Novák, (1973) é o mais rápido e simples, porém é preciso ter algumas precauções durante as medições, dependendo do tipo de torquímetro que seja utilizado. A tendência moderna é medir a corrente no motor de acionamento e dela obter o torque necessário para manter a rotação constante. É importante mencionar que na literatura consultada não existem dados de calibração num sistema similar ao do nosso estudo.

4.0. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. MATERIAIS

4.1.1. Descrição do Agitador Helicoidal de Dupla Hélice:

A Figura 4.1 mostra a forma do sensor de torque utilizado, construído em aço inoxidável com solda de prata.

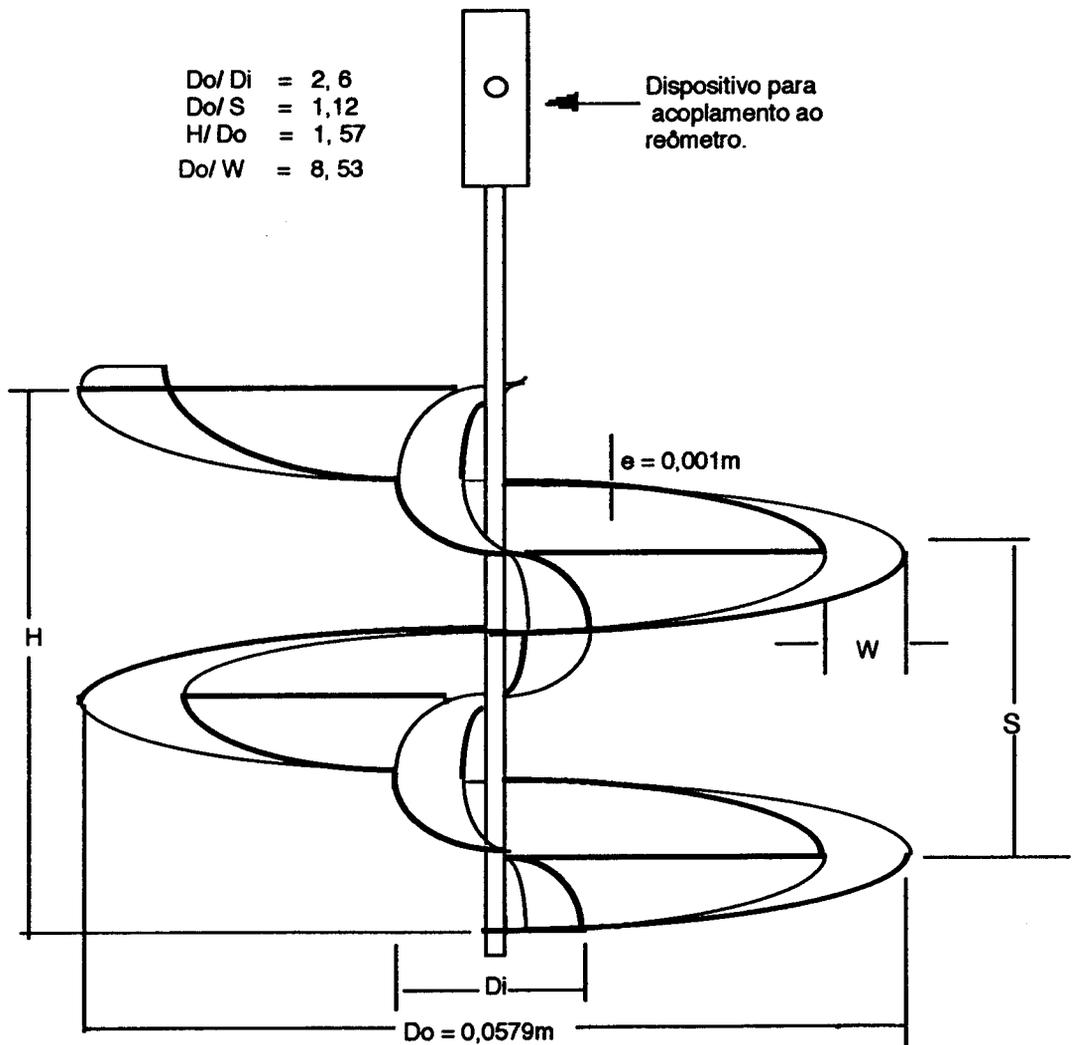


Figura 4.1. Diagrama do Agitador Helicoidal de Dupla Hélice (AHDH) utilizado como sensor de torque.

4.1.2. Equipamento usado na Calibração do Reômetro de AHDH.-

Para medir os fluidos de calibração foi usado um viscosímetro Haake Rotovisco de cilindros concêntricos modelo RV2 (Haake Inc., Saddle Brook, NJ, USA), com os sistemas de medição MK-50, MK-500 e MK-1000. Para manter a temperatura dos fluidos constante a $25\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ foi utilizado um banho (Fisher Scientific Isotemp Refrigerated Circulator modelo 9500, USA) e durante as medições de torque foi usado um termopar para observar a temperatura. O esquema é mostrado na **Figura 4.2.**:

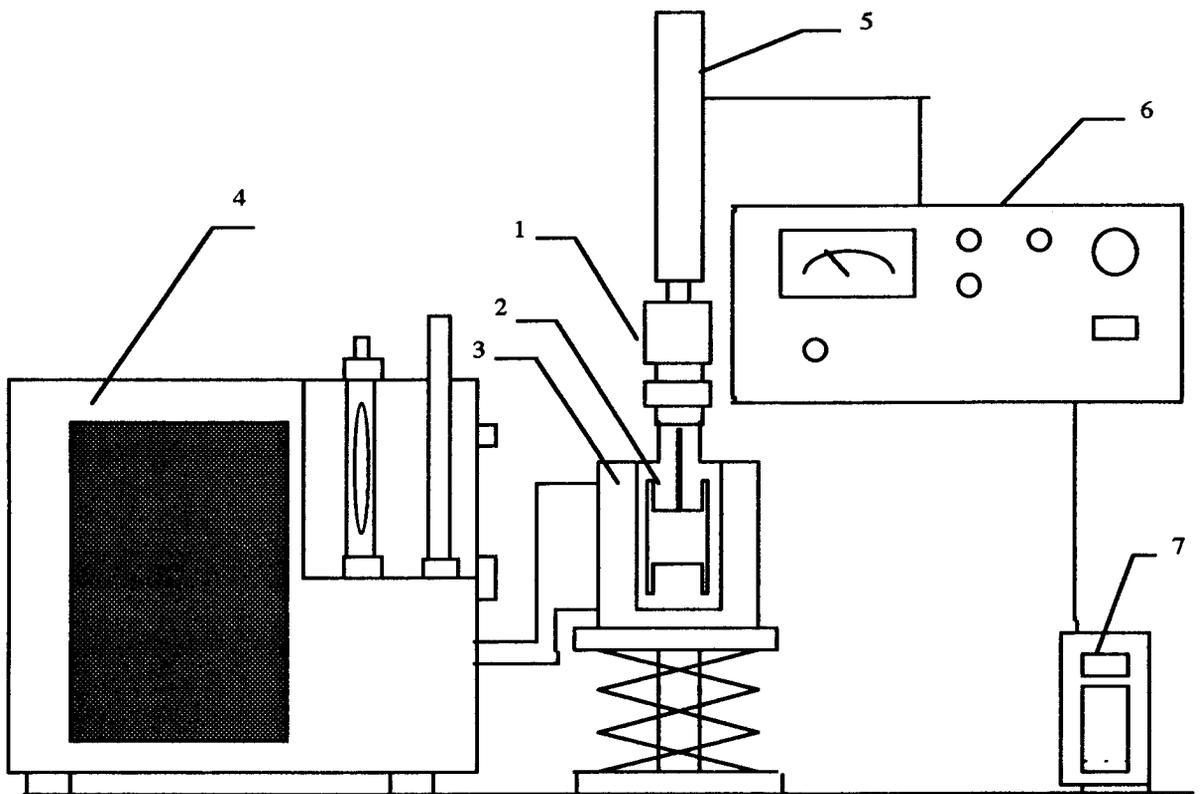


Figura 4.2. Diagrama esquemático do equipamento para a calibração com fluidos padrão. (1) cabeçote do torque, (2) sensor para a medida de torque, (3) recipiente encamisado, (4) banho de temperatura constante, (5) motor impulsor, (6) console de controle do reômetro Haake, (7) voltímetro para comprovar a rotação do reômetro.

4.1.3. Fluidos usados na Calibração do Reômetro de AHDH.

Como fluidos newtonianos foram utilizadas soluções comerciais de xarope de milho marca Karo Light Corn Syrup (Best Foods CPC International Inc., Englewood Cliffs, NJ 07632) e como não-newtonianos foram preparadas no laboratório soluções aquosas (peso/peso) de: 2,5 % de Hidroxipropil Metilcelulose “Methocel” (The Dow Chemical Co., Florida 33134 USA) ; 0,3 % de Goma Guar ; 1 % de Goma Guar e uma mistura de: Xarope de milho (90 %) e de 0,1 % Goma Guar (10 %) . Na Tabela 4.1 são apresentadas as constantes reológicas dos fluidos de calibração:

Tabela 4.1. Propriedades Reológicas dos Fluidos de Calibração:

MATERIAL	SISTEMA C.C.	K [Pa.s ⁿ]	n [-]
Xarope de milho 1	MK 1000	2,405	1,012
Xarope de milho 2	MK 500	2,967	1,006
Xarope de milho/goma Guar	MK 500	0,664	0,957
Metocel 2,5 %	MK 500	13,758	0,631
Goma Guar 0,3 %	MK 50	0,967	0,364
Goma Guar 1,0 %	MK 500	16,738	0,235

4.1.4. Calibração do Reômetro de Agitador Helicoidal de Dupla Hélice.

O AHDH foi acoplado ao cabeçote de torque do reômetro Haake Rotovisco num sistema de medição como é mostrado na Figura 4.3.

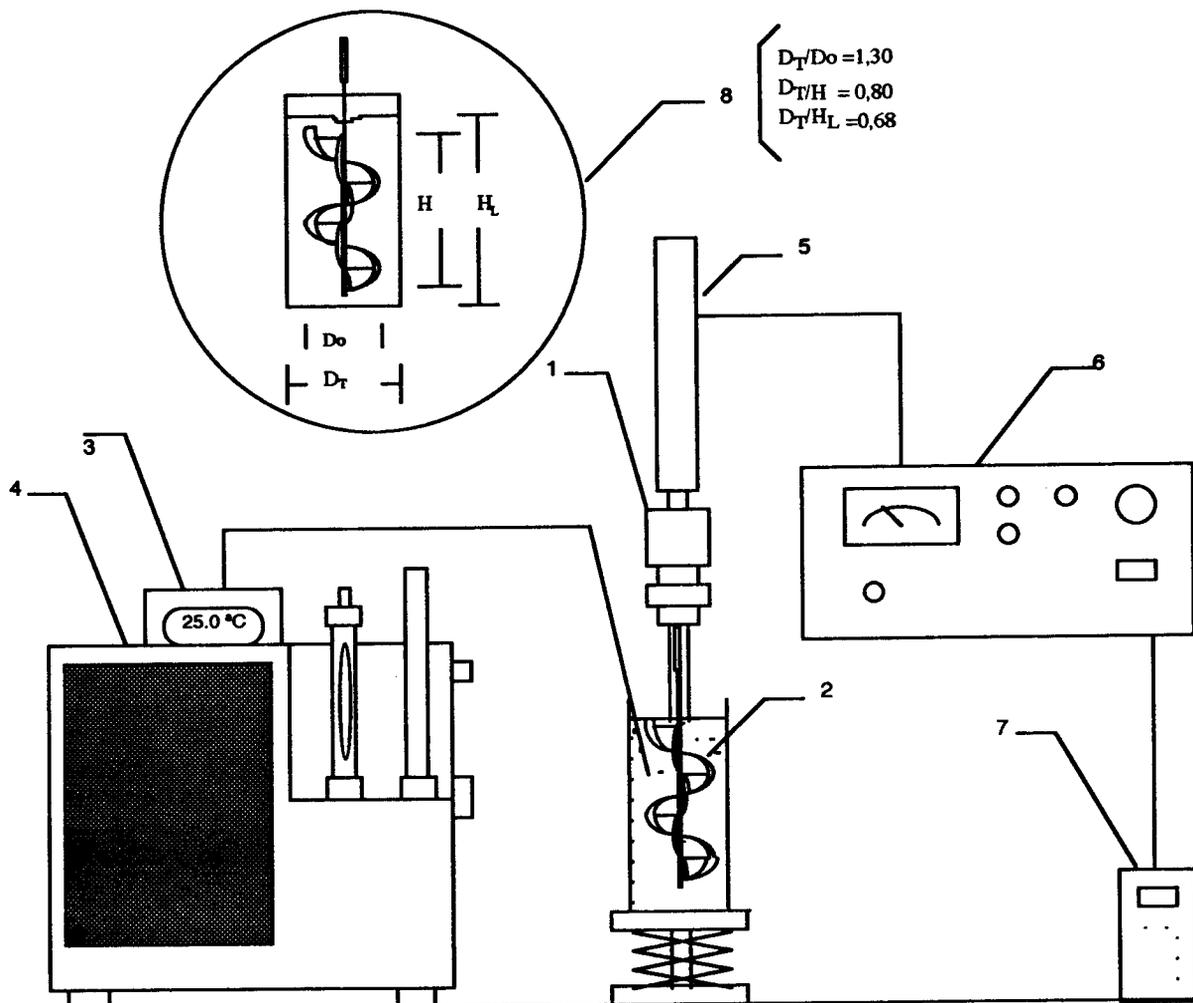


Figura 4.3. Diagrama Esquemático do Equipamento usado na calibração do Reômetro de Agitador Helicoidal de Dupla Hélice. (1) Cabeçote do torque, (2) AHDH, (3) termopar, (4) banho de temperatura constante para aquecer previamente os fluidos, (5) motor impulsor, (6) console de controle do reômetro Haake, (7) voltímetro para conferir a rotação do reômetro, (8) correlações geométricas conservadas durante as medições.

4.1.5. Equipamento e Material usado na Preparação das Suspensões de Purê de Maçã e Soro de maçã:

a). Obtenção de Polpa e Soro: Foram utilizados 24 frascos com 1,420 kg de purê de maçã cada, marca Wegmans Apple Sauce tipo natural (Wegmans Food Markets, Inc. Rochester, N.Y. 14692, USA) , uma centrífuga marca Sorvall Centrifuges modelo RC-5B Rotor GSA (Ivan Sorvall, Inc., Norwalk, C.T). A separação foi feita a 11750 g (8500) a 4°C, durante 45 minutos.

b). Classificação do tamanho de partícula. - Para a classificação foi utilizado um conjunto de quatro peneiras No. 14, 18, 40 e 60 mesh marca USA Standard (ASTM Designation E 11, Newark , Wire Cloth Co. Newark, N.J.) e um vibrador marca Geoscience (Instrument Co., NewYork). A polpa foi classificada em três tamanhos, passando-a pelas peneiras soro obtido em a), durante 15 minutos, três vezes.

4.1.6. Equipamento e Material e usado na Medição das constantes reológicas das suspensões de Purê de Maçã:

a). Medição do Índice de Consistência K , Índice de Comportamento Reológico n e da Viscosidade Aparente η_a :

Foi utilizado o Agitador Helicoidal de Dupla Hélice, acoplado ao sistema de medição MK 500 do Haake Rotovisco conforme § 4.1.4, com controle de temperatura a 25°C e um copo de 600 ml e diâmetro 7,54 cm , marca Kimax, USA, como no sistema mostrado no No. 8 da **Figura 4.3.**

b). Medição da Tensão de Corte Inicial σ_0 :

Foi utilizado um copo de 600 ml marca Kimax USA para colocar a suspensão, um agitador de seis pás retas que é descrito na **Figura 4.4**.

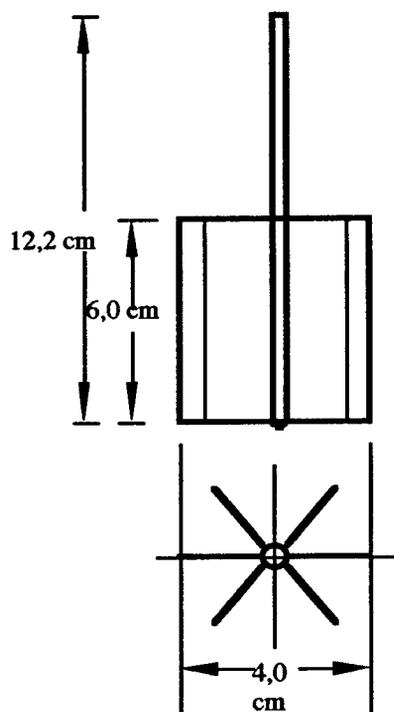


Figura 4.4. Diagrama esquemático do agitador de seis pás retas utilizado para medir a Tensão de corte inicial σ_0 (Qiu & Rao, 1988).

O agitador de pás retas foi acoplado no reômetro de marca Haake Rotovisco modelo RV2 e sistema de medição MK 500, conectado a um registrador marca Honeywell Industrial Division modelo Elektronik 19 (Fort Washington, Pa. 19034) com controle de temperatura marca Fisher Scientific Isotemp Refrigerated Circulator modelo 9500, USA. Na **Figura**

4.5. é mostrado o esquema de montagem utilizado na medição do torque máximo T_m .

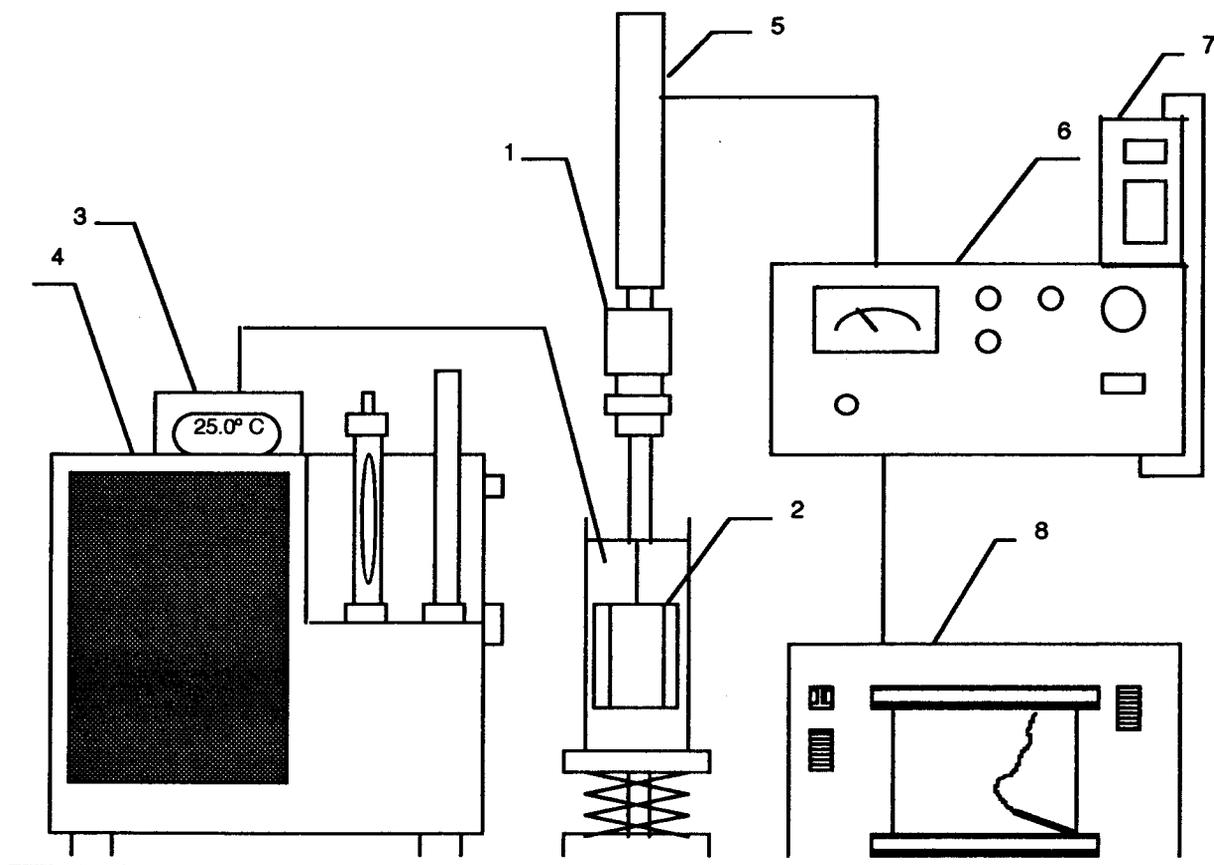


Figura 4.5. Diagrama Esquemático do Equipamento usado na Medição do Torque Máximo para o cálculo direto da Tensão de corte inicial. (1) Cabeçote do torque, (2) agitador de 6 pás retas, (3) termopar, (4) banho de temperatura constante para aquecer previamente as amostras, (5) motor impulsor, (6) console de controle do reômetro Haake, (7) registrador gráfico do torque em função do tempo, (8) voltímetro para conferir a rotação do reômetro (QIU & RAO, 1988).

c). Medição da Viscosidade μ do Soro de purê de maçã:

Foi utilizado um viscosímetro capilar Cannon-Fenske 150 (Cannon Instrument Co., State College, Pennsylvania, U.S.A.) um banho Maria marca Cole Palmer, modelo Tecam-TE1-Tempette, USA), um cronômetro, um fluido Padrão de 9,75 centiPoises Brookfield (Brookfield Engineering Laboratories Sotuhgton, MA) .

d). Medição da Densidade ρ do Soro de purê de maçã:

Foi feita com picnômetros marca Pyrex, USA, de volume de 25 ml, com controle de temperatura a 25°C marca Fisher Scientific Isotemp Refrigerated Circulator modelo 9500, USA.

e). Medição dos graus Brix do Soro de purê de maçã:

Foi feita com um refratômetro Abbé marca American Optical Modelo 10450, Scientific Instrument Division, (Buffalo, NY 14215 USA), com correção por temperatura a 25°C.

f). Cálculo da concentração efetiva de polpa (%p/p) nas amostras:

Foi utilizada uma Centrífuga Sorvall RC-5B e um Rotor GSA (Ivan Sorvall, Inc., Norwalk, CT).

4.1.7. Medição da distribuição do tamanho médio de partícula:

Foi feita em amostras de purê num Analisador Laser Coulter Modelo LS130 marca Coulter Scientific Instruments, (Coulter Corporation, Miami, Fl., 33196 USA) acoplado a um computador Gateway 2000 (4PX2-50V) para processar os dados estatisticamente e um registrador Hewlett Packard Modelo Desk Jet 550C para imprimir os resultados e os gráficos.

4.1.8. Microfotografia das partículas de purê de maçã:

Foram tomadas fotos em amostras previamente diluídas num microscópio marca Olympus modelo BH2-RFCA 1.25X. Objetivas usadas: 10 e 40, um monitor a cores marca Sony (Color Video Monitor) modelo PVM-1340, com sistema de video câmara marca Optramics Engineering modelo LX-450 e um sistema de impressão a cores marca Sony (Color Video Printer) modelo UP-2200 Mavigraph.

4.1.9. Equipamento de Computação usado no cálculo das constantes reológicas de Suspensões de Purê de Maçã.

Foram usados os Programas em FORTRAN desenvolvidos no Laboratório 105 Food Science & Technology-NYSAES para a Calibração, o “Krieger” e “Function Cal”, para o cálculo das constantes reológicas e o “Cup Kaake”; descritos no item 4.2.1; para a construção dos gráficos foi usado o “KaleidaGraph” versão 3.0, 1993 (Adelbeck Software-Synerggy PCS Inc. Reading, PA 19606, USA); para os diagramas foi usado o “MacDrawPro” 1,0 versão 7.1.2., CLARIS, 1991, USA.

4.2. MÉTODOS

4.2.1. Métodos usados na Calibração do Reômetro de AHDH.

Os pares de dados de torque-velocidade de rotação dos fluidos padrão obtidos com o reômetro de AHDH mostrado na Figura 4.3 foram processados utilizando os seguintes programas em FORTRAN: “Krieger” e “Function Cal” desenvolvidos para Macintosh no Laboratório de Food Science Cornell University, N.Y., EUA, os quais tem as seguintes aplicações:

a). Programa “Krieger” .- Lê os dados do Reômetro Haake S e a velocidade de rotação [RPM] calcula e apresenta os valores de tensão de corte σ [Pa] e gradiente de velocidade $\dot{\gamma}$ [s^{-1}], aplicando o modelo de Newton equação [4.1]:

$$\sigma = \eta_a \cdot \dot{\gamma} \quad \dots[4.1]$$

A partir do quociente $\sigma/\dot{\gamma}$ calcula e apresenta o perfil correspondente de viscosidade aparente η_a ; com os logaritmos dos pares de dados σ [Pa] e $\dot{\gamma}$ [s^{-1}], aplicando o modelo lei da potência (ou de Ostwald-de Waele), equação [4.2]:

$$\sigma = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad \dots[4.2]$$

Por regressão linear de mínimos quadrados calcula os valores do índice de consistência K e o índice de comportamento reológico n e aplicando o modelo de Casson equação [4.3]:

$$\sigma^{0.5} = k_{oc} + k_c \dot{\gamma}^{0.5} \quad \dots[4.3]$$

Calcula por regressão linear os valores de k_{oc} e k_c os quais correspondem aos valores da tensão residual de Casson equação [4.4] e a viscosidade plástica de Casson equação [4.5] respectivamente segundo:

$$\sigma_{oc} = (k_{oc})^2 \quad \dots[4.4]$$

$$\eta_c = (k_c)^2 \quad \dots[4.5]$$

b). Programa "Function Cal".- Utiliza os dados de: leitura S do reômetro Haake, velocidade de rotação N [RPM], índice de consistência K , índice de comportamento reológico n , do programa "Krieger", o valor da constante de calibração do cabeçote do sistema de medição utilizado (segundo a recalibração feita em 6 de fevereiro de 1990 e conferida antes das medições) foram: para MK-50 = 453.07×10^{-7} [N·m], para MK-500 = $4736,0 \times 10^{-7}$ [N·m], para MK-1000 = $9788,1 \times 10^{-7}$ [N·m]; o diâmetro do AHDH, $D_o = 0,0579$ [m]; calcula pelo método de RIEGER e NOVAK, (1973) vide equação [3.13] os valores da "Function" equação [4.6] e número de Reynolds (Re_n) para um fluido lei da potência, equação [4.7] segundo:

$$"FUNCTION" = \frac{P}{KN^{\frac{3n+1}{3}} D_o^3} \quad \dots[4.6]$$

$$Re = \frac{N^{2-n} D_o^2 \rho}{K} \quad \dots[4.7]$$

Apresentando esses valores em função da velocidade de rotação N [s^{-1}] e do torque T [N.m], ao final calcula e apresenta o valor médio do Ln ["Function"].

c). **Cálculo da constante k_s [-]** .- Com os valores médios de Ln ["Function"] de cada fluido padrão, utilizando o programa KaleidaGraph versão 3.0 , 1993 (Adelbeck Software-Synergy software PCS Inc. Reading, PA 19606,USA) para Macintosh (Apple Computer, Inc.) foi construído um gráfico em função do índice de comportamento reológico do fluido na forma de $[n-1]$ que é uma relação linear, segundo o método de RIEGER e NOVÁK (1973) transquevendo a equação [3.23]:

$$Ln\left[\frac{P}{KN^{n+1}D_o^3}\right] = LnA + (1-n)Lnk_s \quad \dots[4.8]$$

Do antilogaritmo do coeficiente angular da curva obtém-se o valor da constante k_s [-], que é a proporcionalidade entre o gradiente de corte $\dot{\gamma}$ [s^{-1}] e a velocidade de rotação N [s^{-1}] para o reômetro AHDH segundo a equação [4.9]:

$$\dot{\gamma} = k_s \cdot N \quad \dots[4.9]$$

d). **Cálculo da Faixa de Operação do Reômetro AHDH.**- A faixa de taxas de deformação $\dot{\gamma}$ [s^{-1}] e viscosidade aparente η_a [Pa.s] que podem ser medidos no reômetro AHDH está baseada na teoria da agitação não-newtoniana reportada por METZ et alii, (1979) cujo método foi aplicado para turbinas tipo Rushton (CANTU-LOZANO, 1982,) :

O consumo de potência do AHDH está dado por:

$$P = P_o \rho N^3 D_o^5 \quad \dots[4.10]$$

Em regime laminar na faixa de $Re < 10$ num gráfico de $\log Ne$ ou $\log P_o$ versus $\log Re$, para qualquer tipo de agitador, a relação é linear com declividade aproximada de -1, RUSHTON et alii (1950a, 1950b), então:

$$Ne = P_o = \frac{A}{Re} \quad \dots[4.11]$$

e o número de Reynolds é dado por:

$$Re = \frac{\rho N D_o^2}{\eta_a} \quad \dots[4.12]$$

O torque está relacionado com o consumo de potência pela equação seguinte:

$$P = 2\pi NT \quad \dots[4.13]$$

Combinando as equações [4.1-] a [4.13] obtem-se uma relação do torque em função da velocidade de agitação:

$$T = \frac{A D_o^3 \eta_a}{2\pi} \cdot N \quad \dots[4.14]$$

Pela medição do torque T em função da velocidade de rotação N do AHDH para um fluido newtoniano ($\eta_a = \text{constante}$) foi calculada a constante A , isto foi representado num gráfico de Ne vs. Re em coordenadas logarítmicas.

A faixa de taxas de deformação $\dot{\gamma}$ [s^{-1}] e viscosidade aparente η_a [Pa.s] que podem ser medidas no reômetro de AHDH está restringida pelos três seguintes limites:

- O Número de Reynolds deve ser <10 regime laminar.
- O Torque mínimo que poder ser medido.
- O Torque máximo que pode ser medido.

O número de Reynolds restringe em primeiro lugar a relação entre o η_a [Pa.s], então da equação [4.6] para $n=1,0$ e $K=\eta_a$ (newtoniano) que equivale à equação [4.12]:

$$\frac{\rho N D_o^2}{\eta_a} \leq 10 \quad \dots[4.15]$$

e de [4.9]

$$\dot{\gamma} = k_s \cdot N \quad \dots[4.9]$$

onde $k_s = 17,81$ [-], combinando [4.15] e [4.9] tem-se:

$$\dot{\gamma} \leq \frac{k_s \cdot 10 \cdot \eta_a}{\rho D_o^2} \quad \dots[4.16]$$

substituindo para $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ e $D_o = 0.0579 \text{ m}$:

$$\dot{\gamma} \leq 53,13 \eta_a \quad \dots[4.17]$$

As limitações do torque primeiramente podem ser calculadas, também para uma relação entre $\dot{\gamma}$ [s^{-1}] e η_a [Pa.s] da equação [4.14]:

$$\eta_a = \frac{2\pi T}{AND_o^3} \quad \dots[4.18]$$

No reômetro Haake Rotovisco utilizando o sistema MK 500 e o mínimo torque que pode ser medido é $2,349 \times 10^{-4}$ [N.m] então substituindo valores na equação [4.18]:

$$\eta_a \geq \frac{7,39 \times 10^{-1}}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.s}], \text{ para o torque mínimo} \quad \dots[4.19]$$

O torque máximo que pode ser medido no Haake Rotovisco MK 500 é $4,698 \times 10^{-2}$ [N.m], então substituindo valores em [4.18]:

$$\eta_a \leq \frac{1,48 \times 10^1}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.s}] \quad \text{para o Torque máximo} \quad \dots[4.20]$$

Com as equações [4.17], [4.19] e [4.20] foi construído um gráfico com as três linhas cuja área representa a faixa de operação do reômetro de AHDH utilizado nas determinações reológicas.

4.2.2. Métodos usados na Preparação das Suspensões de Purê de Maçã:

a). **Obtenção de Polpa e Soro:** Foram separados Polpa e Soro de 24 frascos com 1,200 kg de purê de maçã cada um, por centrifugação à $11.750 \times g$ (8.500 rpm) à 4°C durante 45 minutos em centrífuga. Os equipamentos estão indicados no item 4.1.5.

b). **Classificação do tamanho de partícula:** A polpa foi classificada em 3 tamanhos , num equipamento com quatro peneiras No. 14, 18, 40 e 60 mesh com ajuda de um vibrador e lavando a polpa com a mesma quantidade em peso de soro, obtido em a) durante 15 minutos por 3 vezes. A polpa e soro obtidos conforme 4.1.5., seguindo o fluxograma da **Figura 4.6**, produziram amostras utilizadas neste estudo.

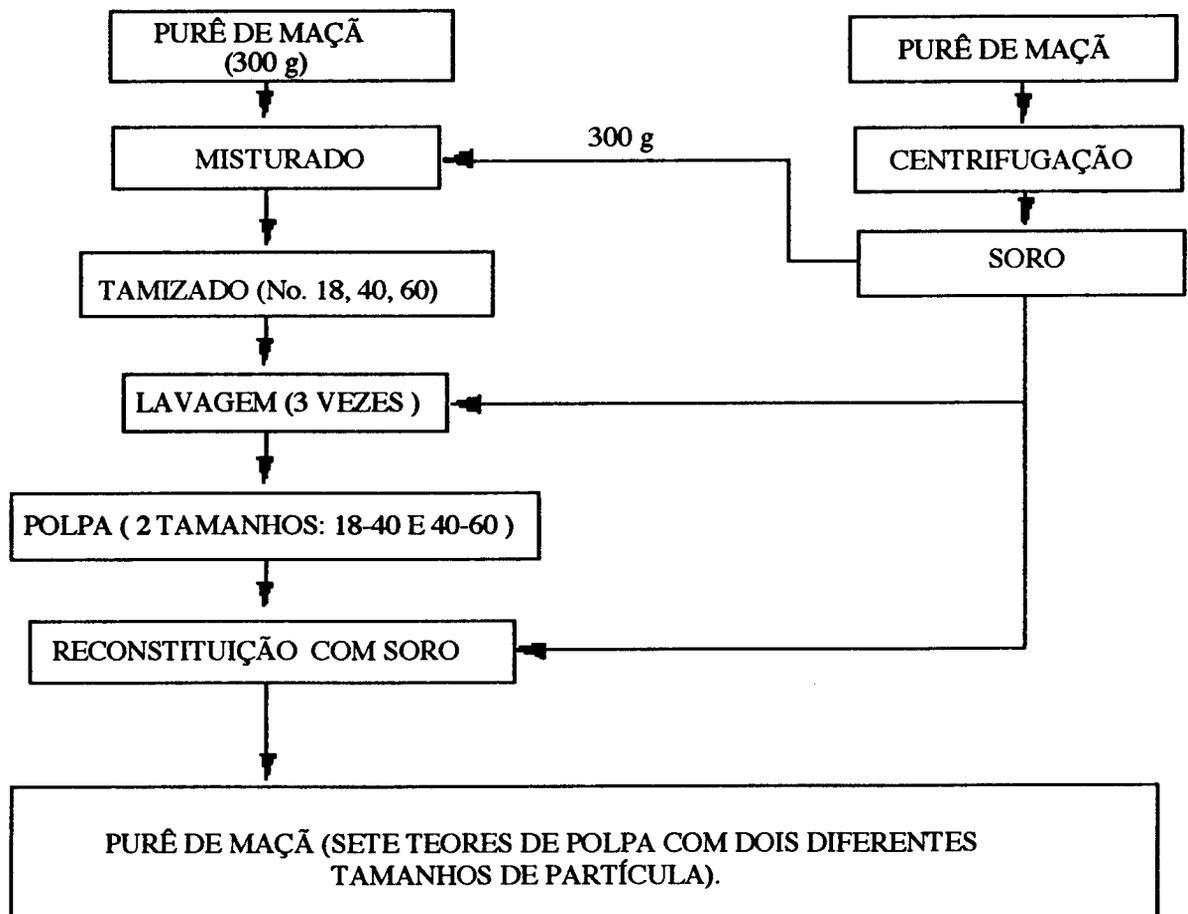


Figura 4.6. Esquema de preparação das amostras de Purê de Maçã com sete diferentes teores de polpa e dois diferentes tamanhos de partícula.

c). **Preparação das Suspensões de Purê de Maçã.-** Foram preparadas 7 amostras com polpa do tamanho (-14+18) mesh e 7 amostras do

tamanho (-18+40) mesh, em total 14 amostras com peso de 600 g cada , de diferentes concentrações, variando de 15-30 % de peso de polpa em soro previamente centrifugado como foi apresentado na **Figura 4.6**.

4.2.3. Métodos usados na Medição das Constantes Reológicas das Suspensões de Purê de Maçã.

a). Medição do Índice de Consistência K , Índice de Comportamento Reológico n e da Viscosidade Aparente η_a :

Foram feitas a partir das medições de torque e velocidade de rotação obtidos com as suspensões de purê de maçã com o Agitador Helicoidal de Dupla Hélice, acoplado ao sistema de medição de torque Haake Rotovisco MK 500 com controle de temperatura a 25°C e conservando as mesmas relações geométricas da calibração do AHDH, como no sistema mostrado no No. 8 da Figura 4.3. Os valores das constantes reológicas foram obtidos utilizando o Programa “Cup-Haake” que aplica o método de Bongenaar et alii (1973).

b). Programa “Cup-Haake” .-Este programa utiliza os dados de Leitura S da célula do Haake usada como medidor de torque e velocidade de rotação do reômetro de AHDH, a constante k_s [-], o diâmetro do AHDH D_o [m], a densidade do fluido ρ [kg/m³], o índice de consistência K_y [Pa.s ^{n_y}] e o índice de comportamento reológico n_y [-] de um fluido padrão, para calcular o índice de consistência da suspensão a testar K_x [Pa.s ^{n_x}], aplicando o Método de BONGENAAR et alii (1973), segundo a equação [4.21]:

$$\frac{T_x}{T_y} = \frac{\sigma_x}{\sigma_y} = \frac{K_x \cdot N^{n_x} \cdot k_s^{n_x}}{K_y \cdot N^{n_y} \cdot k_s^{n_y}} \quad \dots[4.21]$$

Para uma velocidade de rotação N específica a equação [4.21] pode ser simplificada:

$$\frac{T_x}{T_y} = \frac{\sigma_x}{\sigma_y} = \frac{K_x (N \cdot k_s)^{n_x}}{K_y (N \cdot k_s)^{n_y}} = \frac{K_x}{K_y} (N \cdot k_s)^{n_x - n_y} \quad \dots[4.22]$$

para: $|n_x - n_y| < 0,1$...[4.23]

o termo $(N k_s)^{n_x - n_y} \approx 1,0$...[4.24]

$$\frac{T_x}{T_y} = \frac{K_x}{K_y} \Rightarrow K_x = K_y \frac{T_x}{T_y} \quad \dots[4.25]$$

T_x e T_y são medidos no sistema de AHDH e K_x pode ser calculado de [4.25], para o cálculo da viscosidade aparente η_a da suspensão utiliza-se a equação:

$$\eta_{a_x} = \eta_{a_y} \frac{T_x}{T_y} \quad \dots[4.26]$$

O inconveniente do método de BONGENAAR et alii(1973) é que ele implica em se contar com grande número de fluidos padrão não-newtonianos com diferentes valores de n_y para cumprir com a condição da equação [4.23]. Com o programa "Cup Haake isto não é necessário porque ele realiza uma iteração com um só valor de n_y e diferentes valores de n_x .

O índice de comportamento reológico do fluido a testar, n_x , é calculado diretamente por regressão linear dos logaritmos da leitura S do reômetro e

da velocidade de rotação (RPM), já que ambos são proporcionais aos valores de σ_x e $\dot{\gamma}_x$ respectivamente (BONGENAAR et alii, 1973, RAO et alii 1975, METZ et alii, 1979). Desta forma a suspensão fica caracterizada reologicamente.

c). **Cálculo da constante k' .**- Com a ausência do Programa “Cup-Haake”, deve ser calculada o k' constante de proporcionalidade entre o torque T e a tensão de corte σ . Baseados nos resultados obtidos com a calibração de um reômetro de turbina (CANTU LOZANO, D., 1982), o qual consiste em achar uma correlação da tensão de cisalhamento σ e o torque T :

Combinando a lei de Newton da viscosidade [4.1], a equação [4.14] e a [4.9]:

$$\sigma = \eta_a \cdot \dot{\gamma}_\omega \quad \dots[4.1]$$

$$T = \frac{AD_o^3 \eta_a}{2\pi} \cdot N \quad \dots[4.14]$$

$$\dot{\gamma}_\omega = k_s \cdot N \quad \dots[4.9]$$

Resulta uma equação que relaciona a tensão de corte σ com o torque T :

$$\sigma = \frac{2\pi k_s}{AD_o^3} \cdot T \quad \dots[4.24]$$

Fazendo o conjunto de constantes igual a uma constante só, temos:

$$\sigma = k' \cdot T \quad \dots[4.25]$$

Substituindo os valores correspondentes de essas constantes já conhecidas obtém-se o valor de k' :

$k' = 3,119 \times 10^3 \text{ [m}^{-3}\text{]}$ com as seguintes correlações:

$$\dot{\gamma} = 17,81N \quad [\text{s}^{-1}] \quad \dots[4.26]$$

$$\sigma = 3,119 \times 10^3 \cdot T \quad [\text{Pa}] \quad \dots[4.27]$$

Com os valores de torque e velocidade de agitação para o sistema de AHDH com xarope de milho foram calculados pelo método de METZ et alii (1979) os valores de K e n e foram comparados com os obtidos no Haake Rotovisco.

d). Medição da Tensão Inicial σ_0 :

Foram feitas a partir das medições dos dados de torque máximo [N.m] a uma velocidade de rotação de 0.4 rpm nas 14 amostras de purê de maçã, colocadas num copo de 600 ml utilizando um agitador de seis pás retas, como é descrito na **Figura 4.4.** o método consiste em introduzir cuidadosamente o agitador de pás retas no recipiente que contém a amostra, até que a suspensão cubra totalmente as pás. A altura da suspensão e o diâmetro do recipiente devem ser , pelo menos, duas vezes maior que a altura e que o diâmetro do agitador para minimizar qualquer efeito causado pela parede do recipiente. O agitador é ligado para rodar a uma velocidade rotacional constante, e o momento torsional (torque) requerido para manter o movimento constante do agitador é medido em função do tempo, durante um período de 10 minutos. Tem-se, dentro das leituras do torque um valor máximo. Isto é devido a que o agitador roda a partir do repouso e a região

da suspensão próxima das pontas das pás será deformada elasticamente, e se obterá uma relação linear de resposta torque-tempo até um máximo, que pode ser atribuído a um estiramento da rede de enlaces que interligam os elementos da estrutura (partículas ou agregados ou ambos) (DZUE and BOGER 1983).

Para as leituras foi colocada a amostra no copo de medição em posição centrada ao agitador e com ajuda do suporte-elevador elevou-se o copo cuidadosamente introduzindo-se no agitador. Foi coberta a boca do copo com filme plástico com uma perfuração no meio para girar livremente a haste do agitador e foi esperado durante 20 minutos com para que a amostra recuperasse sua estrutura tridimensional. Enquanto isso, foi colocado em zero a agulha da escala de leitura S do reômetro e o traçador do registrador de carta, sendo fixada a velocidade de rotação de 0,4 rpm; depois do tempo de espera é iniciada a rotação e a leitura do torque em função do tempo vai aumentando no início em forma logarítmica, até atingir um valor máximo e posteriormente vai decrescendo até um valor mínimo que é quando a estrutura da suspensão foi modificada, sendo essa trajetória registrada no gráfico. Os valores do torque máximo foram substituídos na equação [4.28]:

$$T_m = \frac{\pi D_v^3}{2} \left(\frac{H_v}{D_v} + \frac{1}{3} \right) \sigma_o \quad \dots[4.28]$$

O agitador utilizado descrito na **Figura 4.4** foi de 6 paletas de $D_v = 0,040$ m e de $H_v = 0,060$ m, acoplado ao sistema de medição de torque Haake RV2) com controle de temperatura de acordo com o método reportado por Qiu & Rao (1988). Então, para uma geometria constante da equação [4.8] calcularam-se os valores da tensão residual σ_o , em função do torque máximo medido, de acordo a equação seguinte:

$$\sigma_o = \frac{T_m}{k_v} \quad \dots[4.29]$$

onde: $k_v = \frac{\pi D_v^3}{2} \left[\frac{H_v}{D_v} + \frac{1}{3} \right]$ só depende das dimensões do agitador. Com a

geometria utilizada obteve-se o valor de $k_v = 2,55 \text{ m}^3$ que foi usado na equação [4.29].

e). Medição da viscosidade dinâmica μ do Soro de maçã:

O viscosímetro foi previamente calibrado com o fluido padrão por triplicata e com controle de temperatura para determinar a sua constante [centistokes/s]. Posteriormente foi determinada, por triplicata, a viscosidade cinemática ν [centistokes] do soro e com o valor da densidade ρ [g.cm^{-3}] foi calculada a viscosidade dinâmica μ .

f). Medição da Densidade ρ do Soro de maçã:

Os picnômetros junto com seus termômetros foram colocados até peso constante na Estufa a 40°C e esfriados em dessecador. Em seguida foram encheidos com o soro até derramar no capilar, colocado o termômetro e levados ao banho Maria até 25°C . Antes do pesagem foram limpos com acetona. O cálculo da densidade foi feito com a seguinte fórmula:

$$\rho_{25^\circ\text{C}} = \frac{\{(Picnômetro + amostra) - Picnômetro\}g}{25ml} = \quad \dots[4.30]$$

g). Medição dos graus Brix do Soro:

Foi colocada uma gota do soro no prisma do Refratômetro observando o campo fez-se a leitura com correção por temperatura a 25°C.

h).Cálculo da concentração efetiva de polpa (% p/p) nas amostras:

Foram centrifugadas por duplicata 20 g de cada amostra à 11,750 xg (8500 rpm) durante 45 minutos, a 4° C. Posteriormente foi decantado cuidadosamente o soro da polpa e foram pesados, calculando-se o peso com a fórmula:

$$\%Polpa = \frac{(pesopolpa)g}{(pesoamostra)g} \times 100 \quad \dots[4.31]$$

4.2.4. Método usado no Cálculo do diâmetro médio de partícula:

Como foi especificado no 4.2.2 foram utilizados 4 diferentes tamanhos de peneira de No. 14, 18, 40 e 60 sendo colocadas em forma ascendente como mostra a **Figura 4.8.**

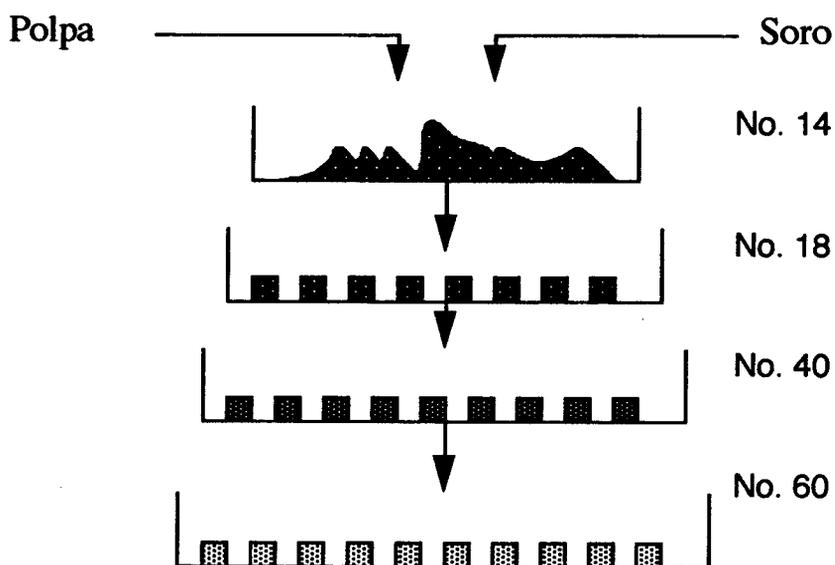


Figura 4.7. Diagrama que mostra o esquema da separação da polpa de purê de maçã por tamanho das partículas.

Para o cálculo foi aplicado o método de KIMBALL & KERTESZ, (1952) com as aberturas nominais das peneiras utilizadas como é mostrado na Tabela 4.2. para as partículas que passaram por uma peneira mas não na seguinte, o diâmetro médio assumido é a média das aberturas das duas peneiras utilizadas.

Tabela 4.2. Tabela demonstrativa do cálculo do diâmetro médio de partícula.

Peneira No.	Abertura nominal [mm]	Diâmetro médio da partícula [mm]
14	1,410	
18	1,000	1,205
40	0,420	0,710
60	0,250	0,335

Então o diâmetro médio assumido para as partículas que passaram pela peneira No. 14 e foram retidas na peneira No. 18, denominadas com a nomenclatura [-14+18], foi de 1,21 mm , para as partículas [-18+40] foi de 0,71 mm e para as partículas [-140+60] foi de 0,34; estas últimas partículas foram dispensadas nas medições reológicas, devido a que seu aspecto era como uma “massa” por ser em partículas de diâmetro muito pequeno.

4.2.6. Medição da distribuição do tamanho médio de partícula:

Foram feitas em amostras previamente diluídas seguindo a técnica especificada pelo fabricante do Analisador Laser Coulter Modelo LS130 marca Coulter Scientific Instruments, (Coulter Corporation, Miami, Fl., 33196 USA).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Do projeto e construção do AHDH:

A principal preocupação do projeto e construção do AHDH foi de obter leituras de torque dentro do intervalo do medidor utilizado. Neste caso a confiabilidade foi aceitável porque com as dimensões e relações geométricas do sistema utilizado, obteve-se em média 15 pares de dados com S (% Torque) e N (velocidade de rotação).

5.2. Da Calibração do Reômetro de AHDH.-

5.2.1. Dependência do consumo de potência em função do número de Reynolds:

De acordo com RUSHTON, J.H. et alii, (1950a, 1950b); FORESTI e LIU, (1958), BRAUER, H., (1979); METZ, B. et alii, (1979); NIENOW, A.W. (1985) para o regime laminar ($Re \leq 10$), para qualquer tipo de geometria e forma de agitador, num gráfico em coordenadas logarítmicas da Potência adimensional (No. de Potência, P_o ou No. de Newton, (N_e) versus No. de Reynolds (Re), sempre existirá uma relação linear recíproca cujo coeficiente angular é aproximadamente -1, de acordo com a equação [4.11]:

$$P_o = N_e = \frac{A}{Re} \quad \dots[4.11]$$

isto foi aplicado para o AHDH com uma solução de xarope de milho no sistema de medição do Haake Rotovisco MK 500 a 25 °C. Obteve-se uma constante de reciprocidade $A=191,6$ e um coeficiente angular de -1,05 com $R^2=0,99$.

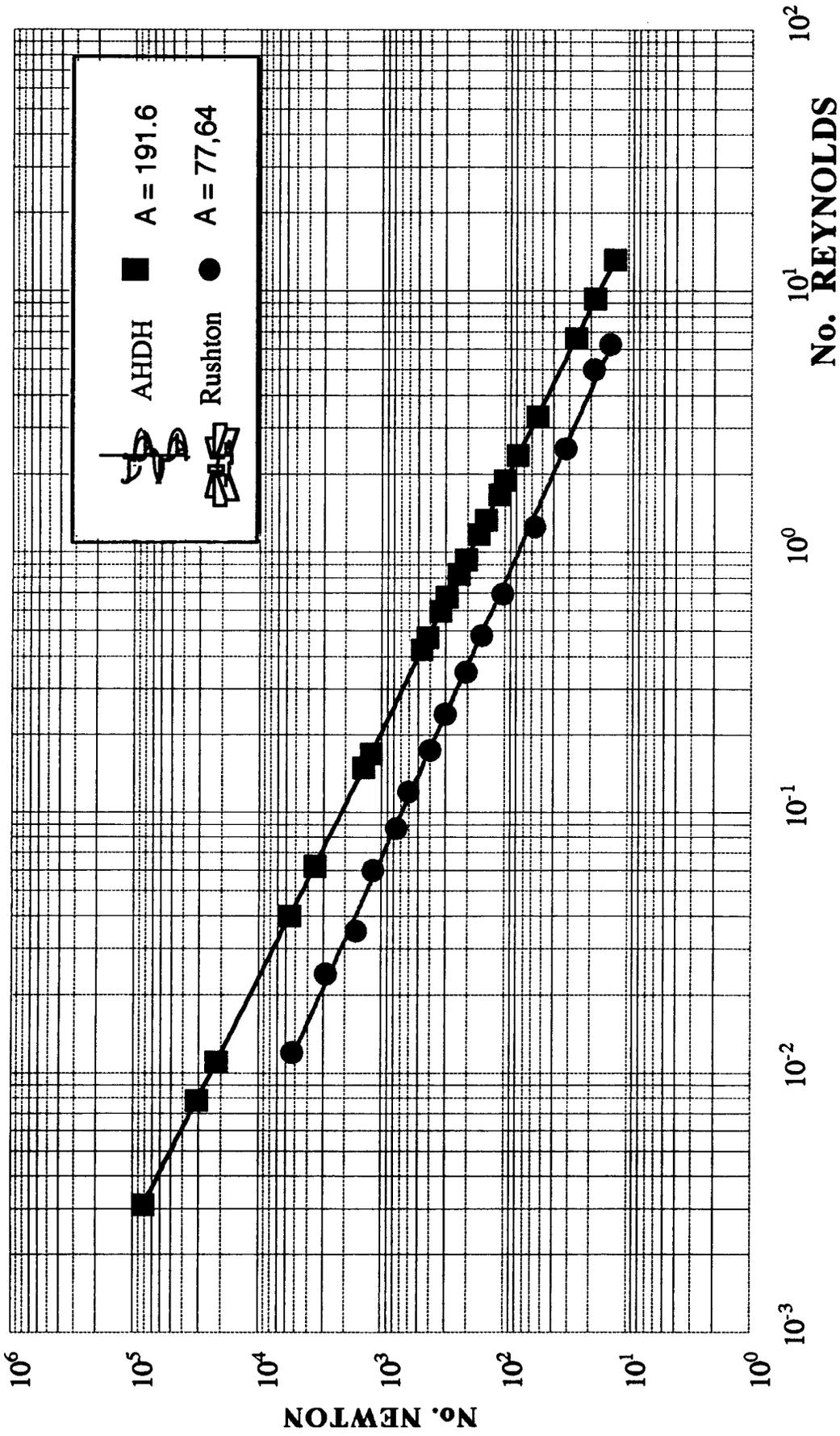


Figura 5.1. Gráfico do No. de Newton (Potência) vs No. de Reynolds do AHDH e uma Turbina Rushton (CANTU LOZANO, D. 1982).

Então substituindo na equação [4.11] esta dependência é representada matematicamente pela equação [5.1]:

$$P_o = N_e = \frac{191,6}{Re} \quad \dots[5.1]$$

e em forma gráfica pela **Figura 5.1**. onde estão incluídos os dados de uma turbina Rushton (CANTU LOZANO, D. 1982) cujo valor da constante é $A= 77,64$, mostrando que as exigências de potência do sistema do AHDH são maiores devido à sua geometria mais complexa.

5.2.2. Cálculo da constante k_s da equação [4.9]:

Para o cálculo desta constante de proporcionalidade foi aplicado o método de RIEGER & NOVAK, (1973) que é mostrado em forma gráfica na **Figura 5.2**. O valor achado foi de $k_s = 17,81$, que corresponde ao antilogaritmo do valor 2,88, com um coeficiente de correlação $R^2=0,923$.

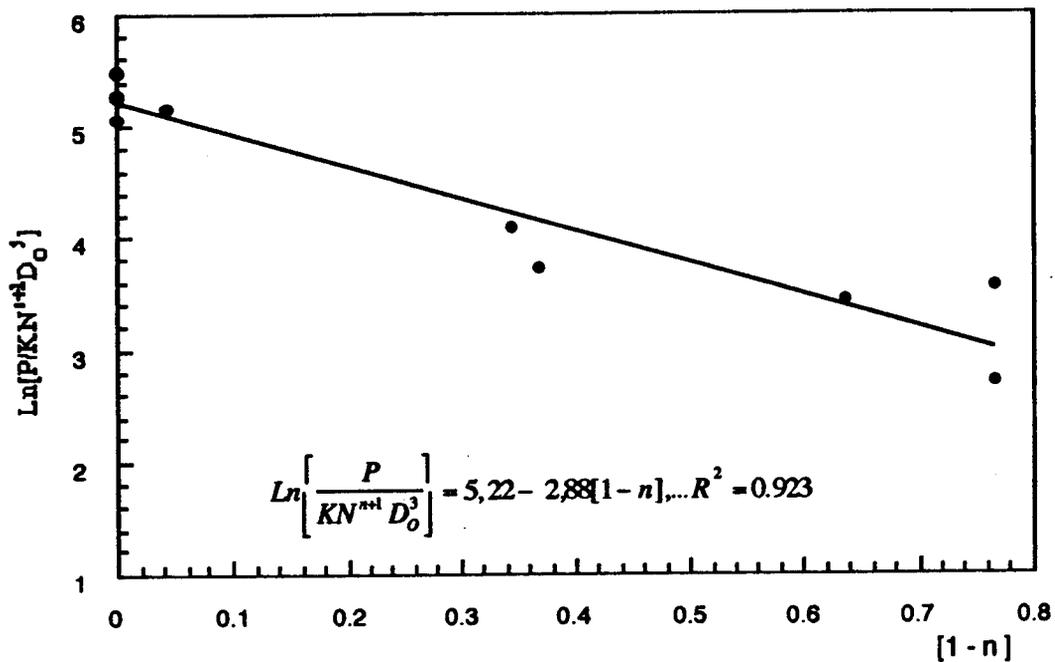


Figura 5.2. Calibração do reômetro de AHDH, cálculo de k_s , método de Rieger e Novak (1973).

Referindo-se à equação [3.23], o antilogaritmo de $\text{Ln } A$ com valor 5,22 é 184,93. Nota-se que existe uma pequena diferença de 3,6 % com o valor da constante $A=191,6$ da equação [5.1]. Considerando que ambos gráficos estão em coordenadas logarítmicas esta diferença é desprezível. Isto foi amplamente discutido por RAO & COOLEY, (1984) quando compararam seus resultados experimentais do k_s obtidos com este método com o proposto por METZNER & OTTO, (1957), concluindo que um pequeno erro na determinação do k_s pode significar grandes erros na magnitude da taxa efetiva de cisalhamento.

A constante k_s guarda uma relação linear entre a taxa de deformação γ e a velocidade de rotação N segundo a equação [5.2]. Na Figura 5.3 é mostrado o gráfico da relação linear da constante do AHDH junto com a correlação, equação [5.3], da turbina Rushton de 6 pás retas de $D_o=3,5$ cm, utilizando como medidor de torque um viscosímetro Brookfield LVT, obtida anteriormente (CANTU LOZANO, D., 1982):

$$\dot{\gamma} = 17,81N \quad \dots[5.2]$$

$$\dot{\gamma} = 38,42N \quad \dots[5.3]$$

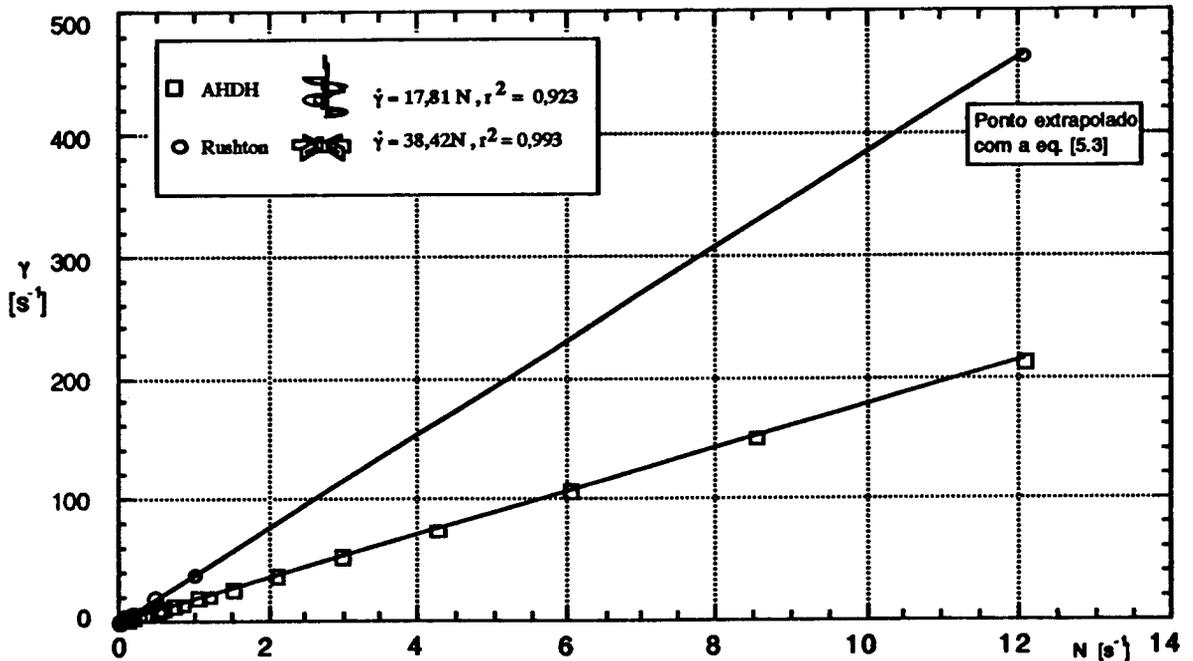


Figura 5.3. Distribuição linear da taxa de cisalhamento com a velocidade de rotação do AHDH e de uma turbina Rushton (CANTÚ-LOZANO, D.,1982).

Para a turbina Rushton o coeficiente de correlação é maior que o do AHDH devido, seguramente, a que a turbina agita ou corta o fluido em forma radial e axial mas apenas numa pequena porção da totalidade do fluido. De forma grosseira, esta porção agitada pela turbina é inversa à viscosidade do fluido e no caso do AHDH a sua agitação é axial, em todo o volume e nos sentidos ascendente e descendente como foi mostrado nas Figuras 3.1 e 3.2. Portanto o esforço de cisalhamento é maior. Os valores das constantes de proporcionalidade k_s são independentes das propriedades do fluido e só dependem da geometria e forma do agitador, como foi reportado por: METZNER & OTTO, (1957); CALDERBANK & MOO-YOUNG, (1959,1961); BONGENAAR et alii. (1972); RIEGER & NOVÁK, (1973) RAO, M.A., (1975); METZ,B. et alii (1979) e por RAO & COOLEY, (1984).

5.2.3. Cálculo da Faixa de Operação do Reômetro de AHDH.

A Figura 5.4. representa as equações [4.18], [4.20] e [4.21] que correspondem às três linhas retas que limitam a área de operação do AHDH. Esses resultados foram obtidos utilizando o sistema de medição do Haake Rotovisco de cilindros concêntricos MK 500.

$$\dot{\gamma} \leq 53,13\eta_a \quad [\text{s}^{-1}] \quad \text{para: } Re \leq 10,0 \quad \dots[4.18]$$

$$\eta_a \geq \frac{7,39 \times 10^{-1}}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.s}] \quad \text{para o torque mínimo} \quad \dots[4.20]$$

$$\eta_a \geq \frac{1,48 \times 10^2}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.s}] \quad \text{para o Torque máximo} \quad \dots[4.21]$$

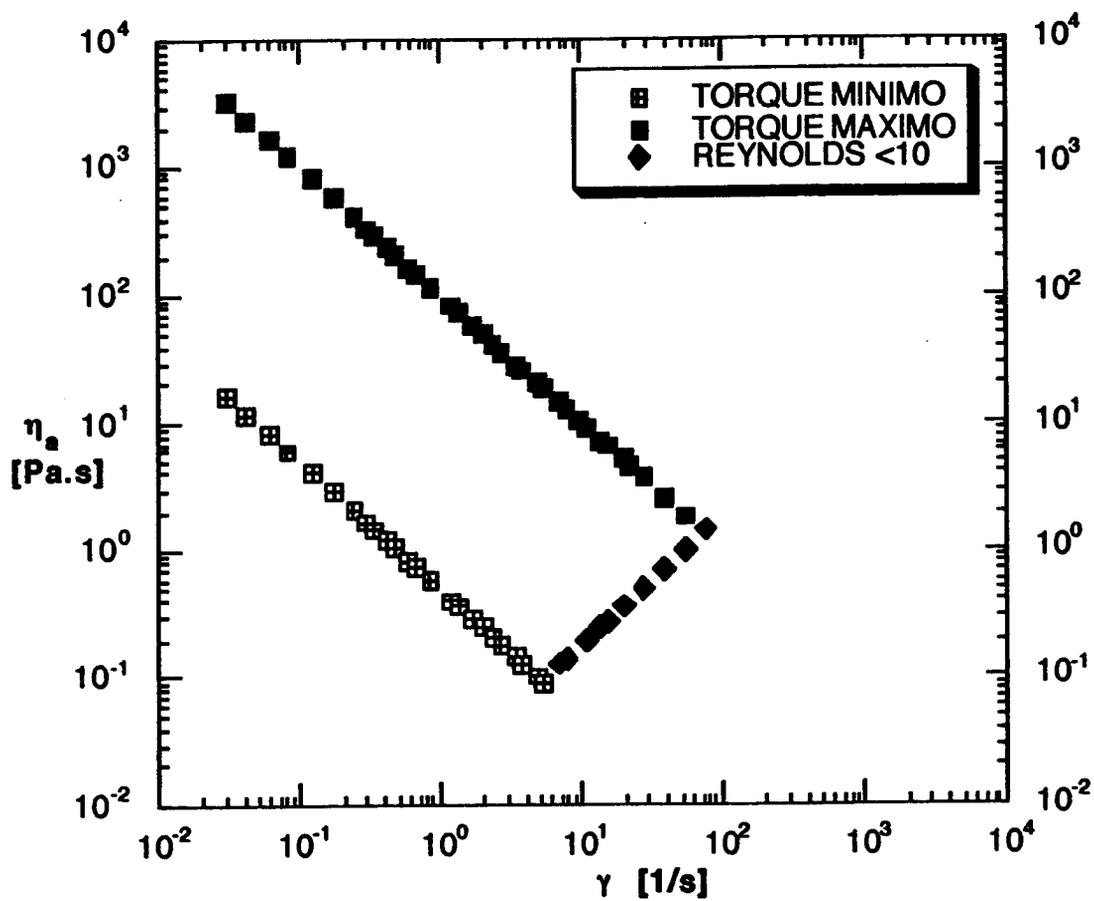


Figura 5.4. Faixa de operação do reômetro de AHDH.

Analisando a faixa de operação do AHDH mostrada na **Figura 5.4.** vemos que para uma suspensão com viscosidade $\eta_a = 1,0$ [Pa.s] a máxima velocidade de corte que pode ser medida será de $\dot{\gamma} = 50$ s^{-1} ou pela equação [5.2], $N = 2,81$ s^{-1} para o que o Reynolds seja menor que 10. No caso de uma suspensão com viscosidade alta como $\eta_a = 100,0$ [Pa.s] pode-se aumentar a velocidade de rotação até $\dot{\gamma} = 1000$ s^{-1} ou seja $N = 56,15$ s^{-1} sem problema de ultrapassar o No. Reynolds, porém neste caso o limite seria a máxima leitura permíssivel do torquímetro usado.

5.2.3.1. Comparação da Taxa de operação do reômetro de AHDH com um reômetro de turbina.

Na Figura 5.5 é mostrada a área de operação do reômetro de AHDH com a faixa de operação de um reômetro de turbina tipo Rushton que, como foi mencionado no item anterior, o principal limite da faixa de operação do reômetro é o intervalo de medição de torque. No caso da turbina foi usado uma célula de um viscosímetro Brookfield LVT em que a faixa de torque é muito mais estreita do que a do Haake Rotovisco MK 500 usado no AHDH, resultando numa taxa de operação muito maior que a da turbina Rushton.

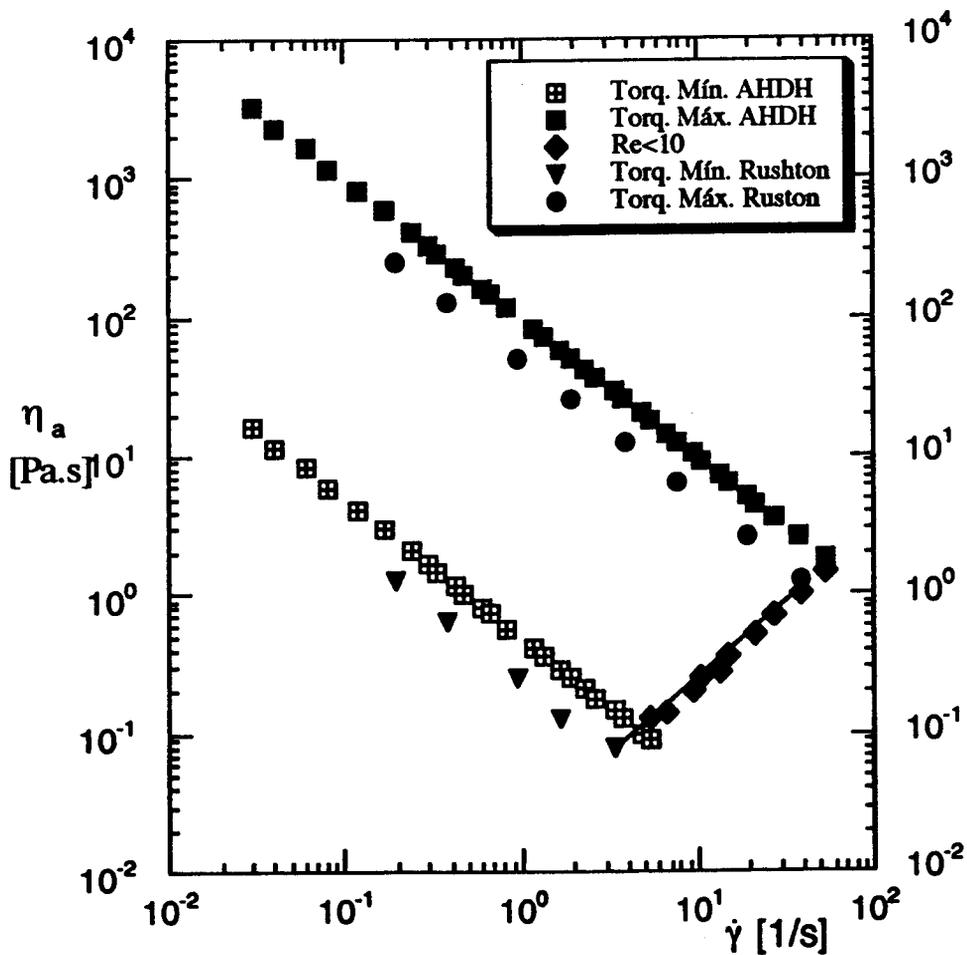


Figura 5.5. Comparação da Faixa de operação do reômetro de AHDH com a do reômetro de turbina Rushton.

É importante observar que, para uma velocidade de rotação constante segundo a equação [4.14], existe uma correlação direta entre o torque e a viscosidade:

$$T = \frac{AD_o^3 \eta_a}{2\pi} \cdot N \quad \dots[4.14]$$

re-arranjando:

$$T = \frac{AD_o^3 N}{2\pi} \cdot \eta_a \quad \text{para } N = \text{constante.} \quad \dots[5.22]$$

Isto foi ressaltado por OLDSHUE, J.Y., (1983) e por DICKEY & HILL,(1993) mencionando que a origem do torque é a dissipação viscosa do fluido.

5.2.4. Comparação do desempenho do reômetro de AHDH com o reômetro Haake Rotovisco de cilindros concêntricos MK 500.

Para um fluido lei da potência colocado no sistema de medição de AHDH obtém-se leituras de % de torque S em função da velocidade de rotação N [rpm] as quais são proporcionais à tensão de cisalhamento σ e à velocidade de corte $\dot{\gamma}$ respectivamente, isto é:

Do modelo lei da potência:

$$\sigma = K\dot{\gamma}^n \quad \dots[5.23]$$

Para o sistema AHDH:

$$(k'T) = K(k_s N)^n \quad \dots[5.24]$$

Para o sistema Haake Rotovisco:

$$(k''T) = K(k'''N)^n \quad \dots[5.25]$$

Em coordenadas logarítmicas as três equações tem a mesma declividade que corresponde ao índice de comportamento reológico n do fluido. Na **Figura 5.6** é mostrado o resultado para uma solução com 2,5 % de Metocel, medido com o sistema AHDH, tendo nos valores de n uma diferença de apenas 5,46 %. Esta é a base para utilizar o agitador como um reômetro, como discutido por METZ et alli (1979).

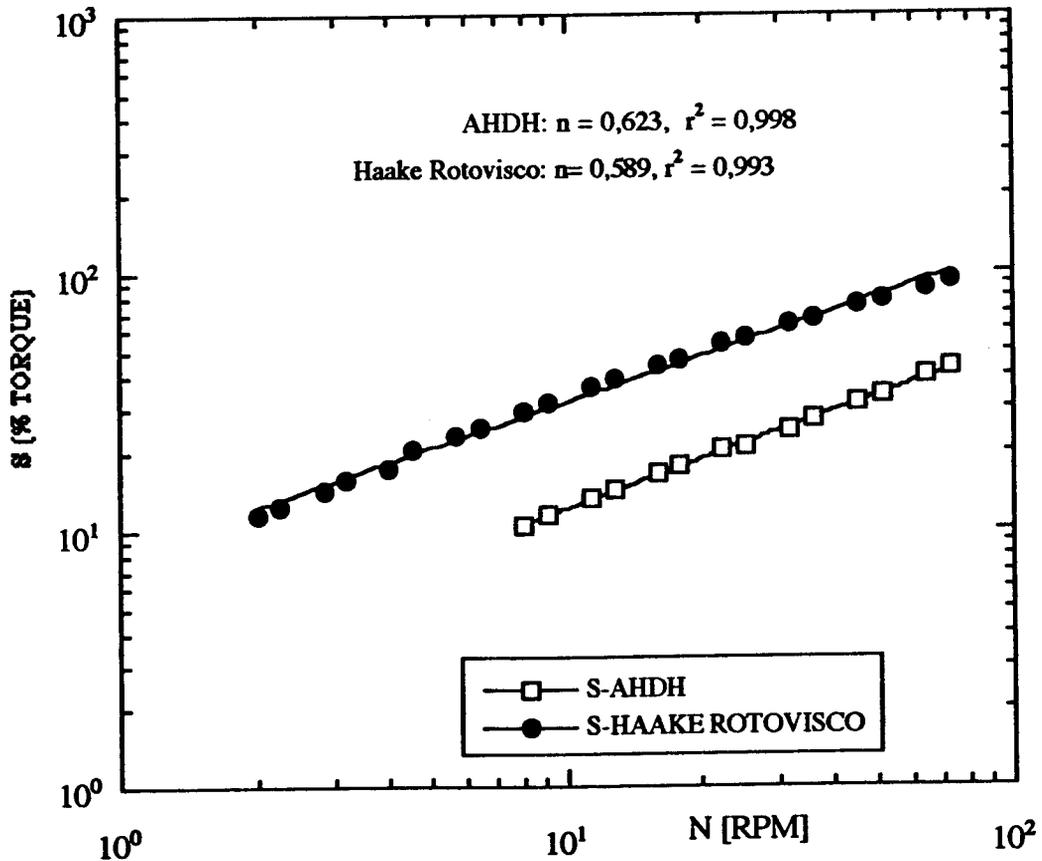


Figura 5.6. Comparação do comportamento do reômetro AHDH com o Haake Rotovisco com uma solução com 2,5 % de Metocel.

5.2.5. Cálculo da constante k' :

Com a ausência de um programa como o Cup Haake é necessário calcular uma terceira constante de proporcionalidade entre a tensão de corte σ e o torque T definida anteriormente na equação [4.27]:

$$\sigma = 3,119 \times 10^3 \cdot T \quad [\text{Pa}] \quad \dots [4.27]$$

As correlações [4.26] e [4.27] foram testadas com os pares de dados do sistema AHDH de um fluido de xarope de milho.

5.3. Medição das constantes reológicas K, n, e η_a das suspensões de purê de maçã:

Na Figuras 5.7. e 5.8. são mostrados os reogramas das suspensões de purê de maçã para os dois diâmetros médios estudados, 0,71 mm e 1,21 mm respectivamente, aplicando o modelo lei da potência, onde pode ser observado que enquanto a concentração de polpa aumenta as características mais pseudoplásticas ficam mais acentuadas.

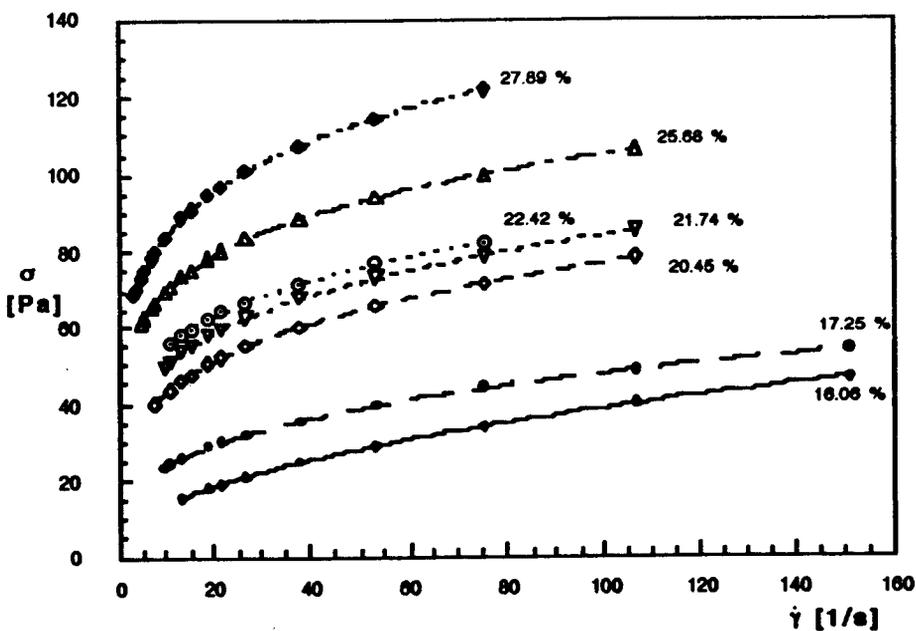


Figura 5.7. Reogramas das suspensões de purê de maçã de diâmetro médio 0,71 mm com o modelo lei da potência.

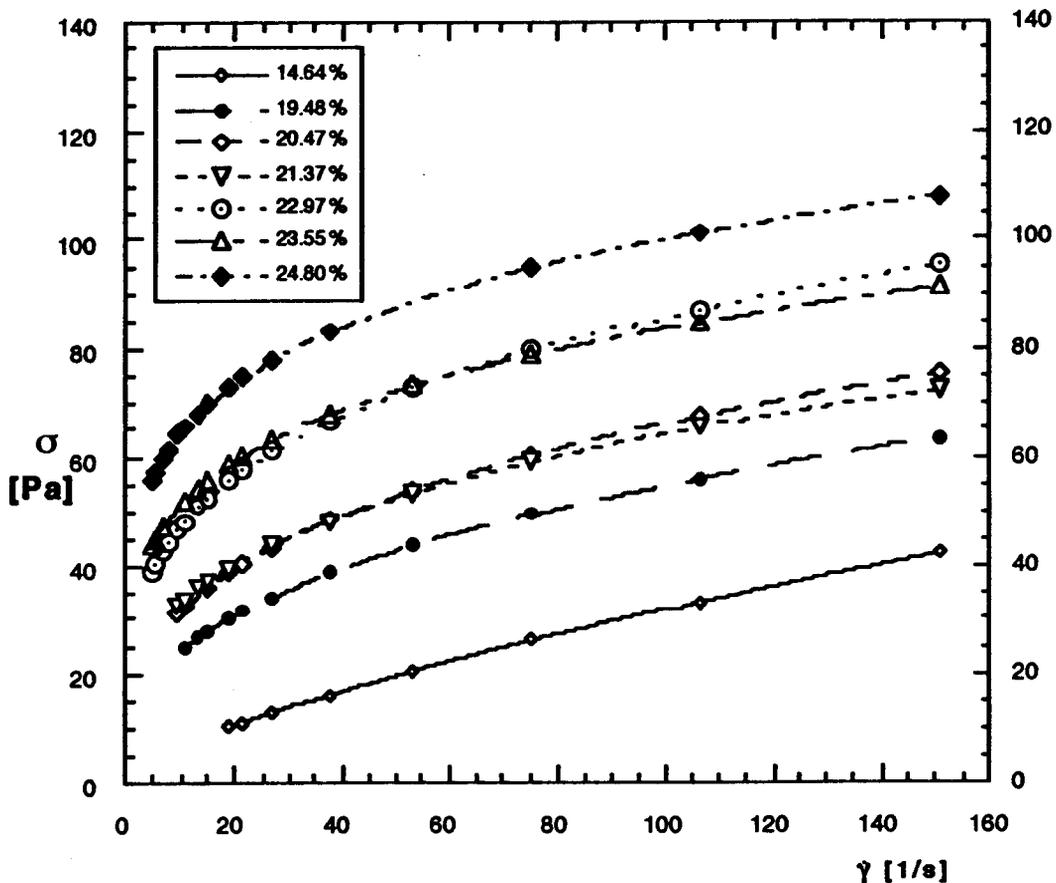


Figura 5.8. Reogramas das suspensões de purê de maçã de diâmetro médio 1,21 mm com o modelo lei da potência.

Nas Figuras 5.9 e 5.10 estão mostrados em forma gráfica os valores das constantes reológicas K e n das suspensões de purê de maçã, calculadas por regressão linear para os diâmetros médios 1,21 mm e 0,71 mm respectivamente; os valores do índice de consistência K aumentaram com o teor de polpa e o índice n ao contrário, diminuiu com o aumento de concentração de polpa o que coincide com o reportado por QIU & RAO (1988) e por MISSAIRE et alii (1990).

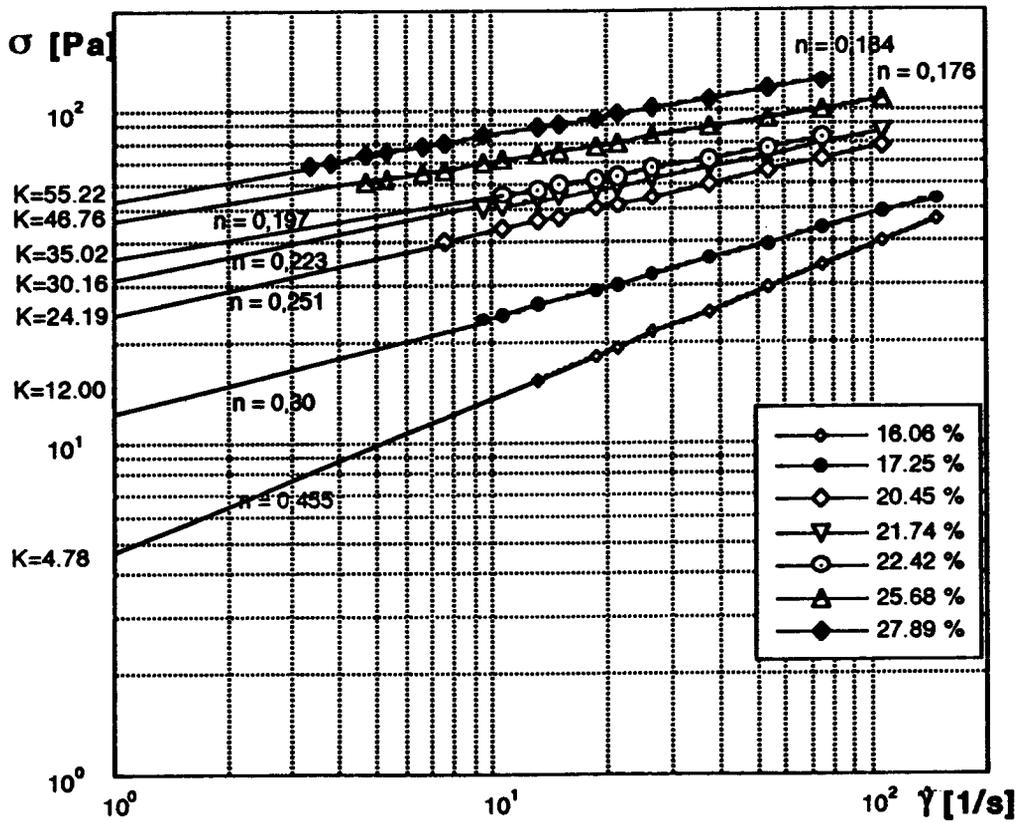


Figura 5.9. Cálculo de K e n linearizando o modelo lei da potência das suspensões de purê de maçã, com diâmetro médio de partículas de 0,71 mm.

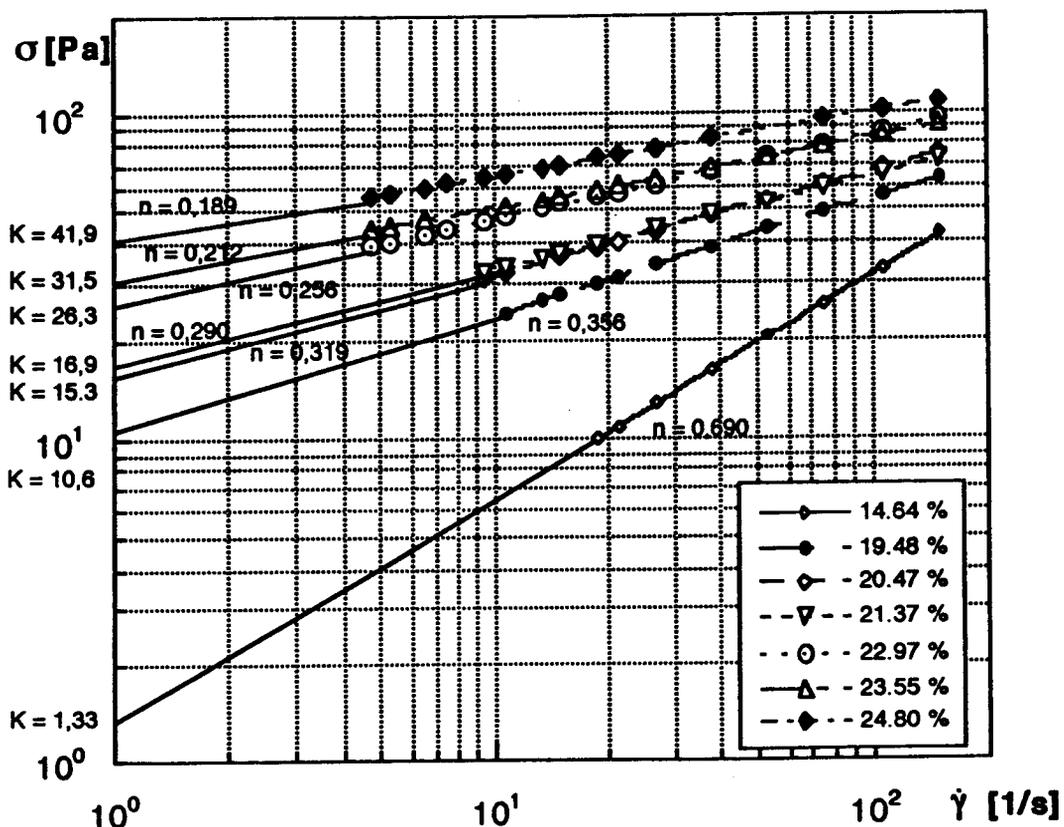


Figura 5.10. Cálculo das constantes K e n linearizando o modelo de lei da potência das suspensões de purê de maçã, diâmetro médio de partícula 1,21 mm.

5.6. Do efeito da concentração e tamanho da partícula nas constantes reológicas: K, n, η_a, η_r e σ_0 :

Nas Tabelas 5.1 e 5.2 são mostrados os valores das constantes reológicas K e n do modelo lei da potência das suspensões de purê de maçã, de diâmetro médio 0,71 mm e 1,21 mm respectivamente, observando que foram maiores para as partículas de menor tamanho, este comportamento concorda com o reportado por QIU & RAO (1988) e por MISSAIRE et alii (1990).

Tabela 5.1. Valores das constantes reológicas **K** e **n** das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio 0,71 mm, aplicando o modelo lei da potência.

% Polpa	n [-]	K [Pa.s ⁿ]	R ²
16,06	0,455	4,78	0,949
17,25	0,300	12,00	0,915
20,45	0,251	24,19	0,976
21,74	0,223	30,16	0,988
22,92	0,197	35,02	0,972
25,68	0,176	46,76	0,993
27,89	0,184	55,22	0,989

Tabela 5.2. Valores das constantes reológicas **K** e **n** das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio 1,21 mm, aplicando o modelo lei da potência.

% Polpa	n [-]	K [Pa.s ⁿ]	R ²
14,64	0,690	1,33	0,973
19,48	0,356	10,63	0,972
20,47	0,319	15,25	0,943
21,37	0,290	16,93	0,957
22,97	0,256	26,31	0,991
23,55	0,212	31,53	0,948
24,80	0,189	41,89	0,972

As Figuras 5.11 e 5.12 apresentam os reogramas das suspensões de purê de maçã para as partículas com diâmetro médio 0,71 mm e 1,21 mm respectivamente, aplicando o modelo de Casson.

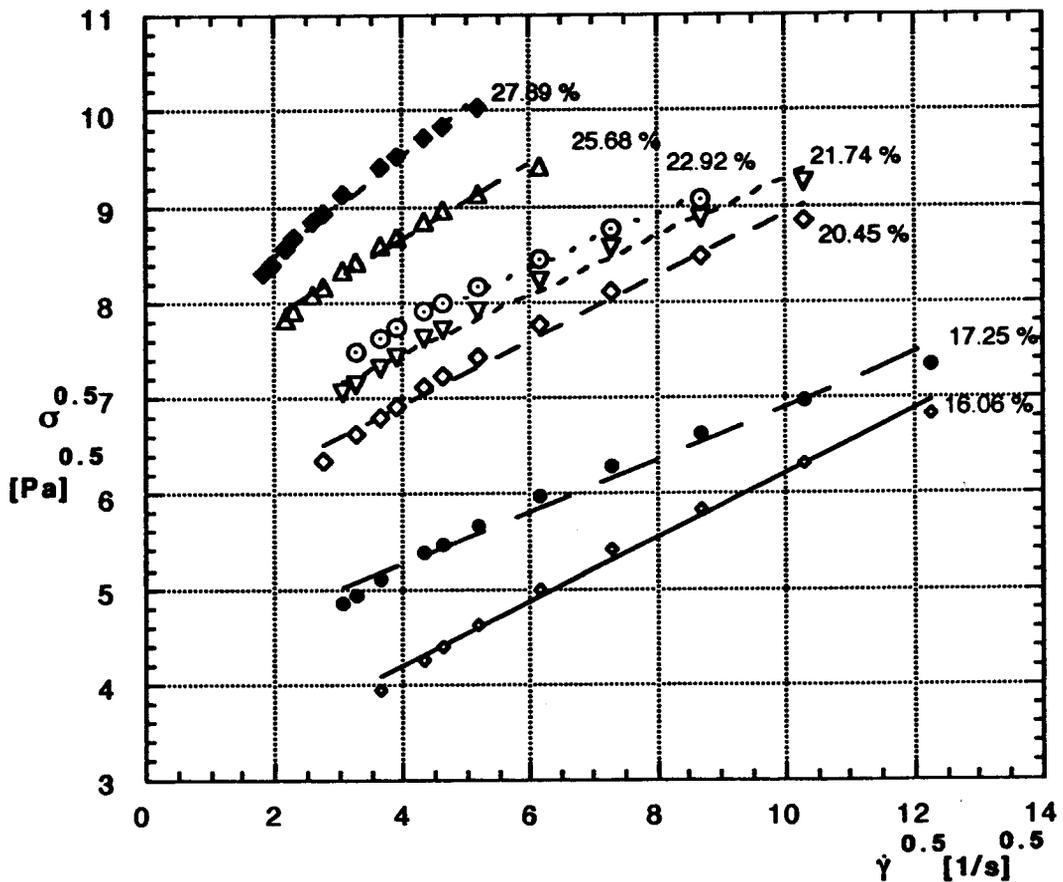


Figura 5.11. Reogramas das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio 0,71 mm, aplicando o modelo de Casson.

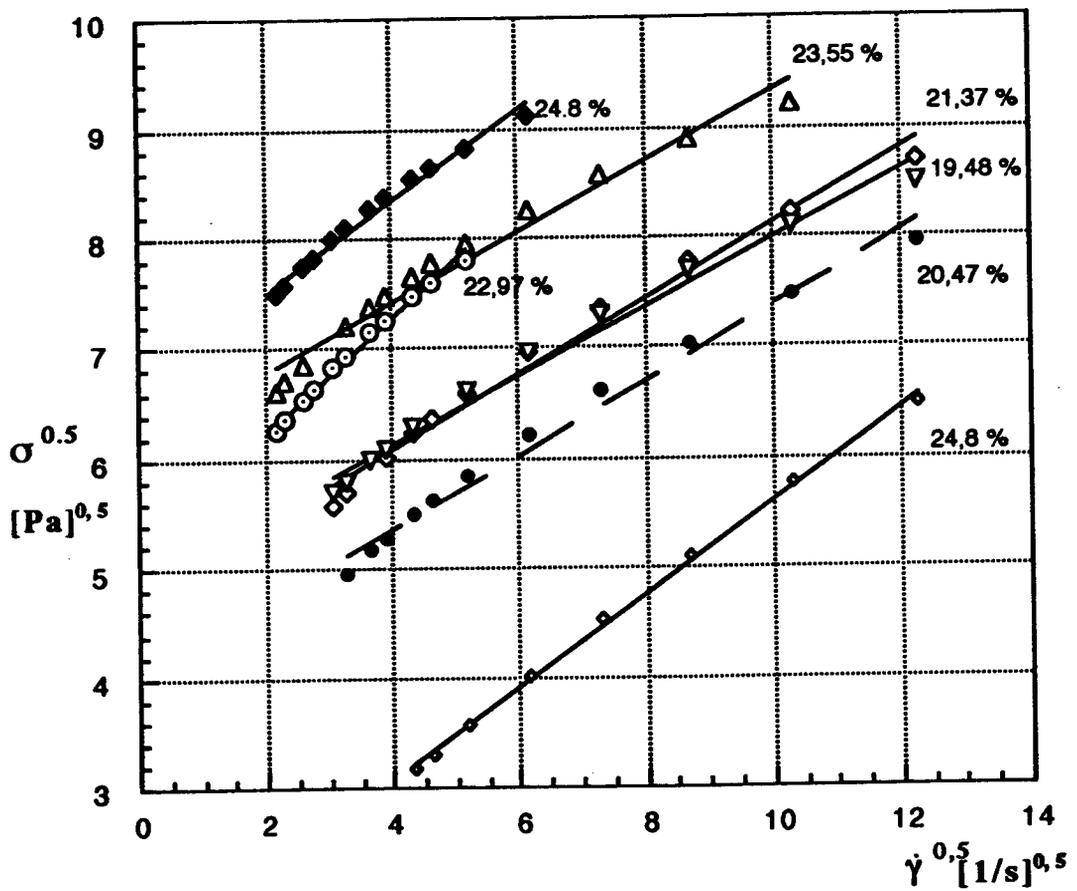


Figura 5.12. Reogramas das suspensões de purê de maçã com diâmetro meio de partículas de 1,21 mm, aplicando o modelo de Casson.

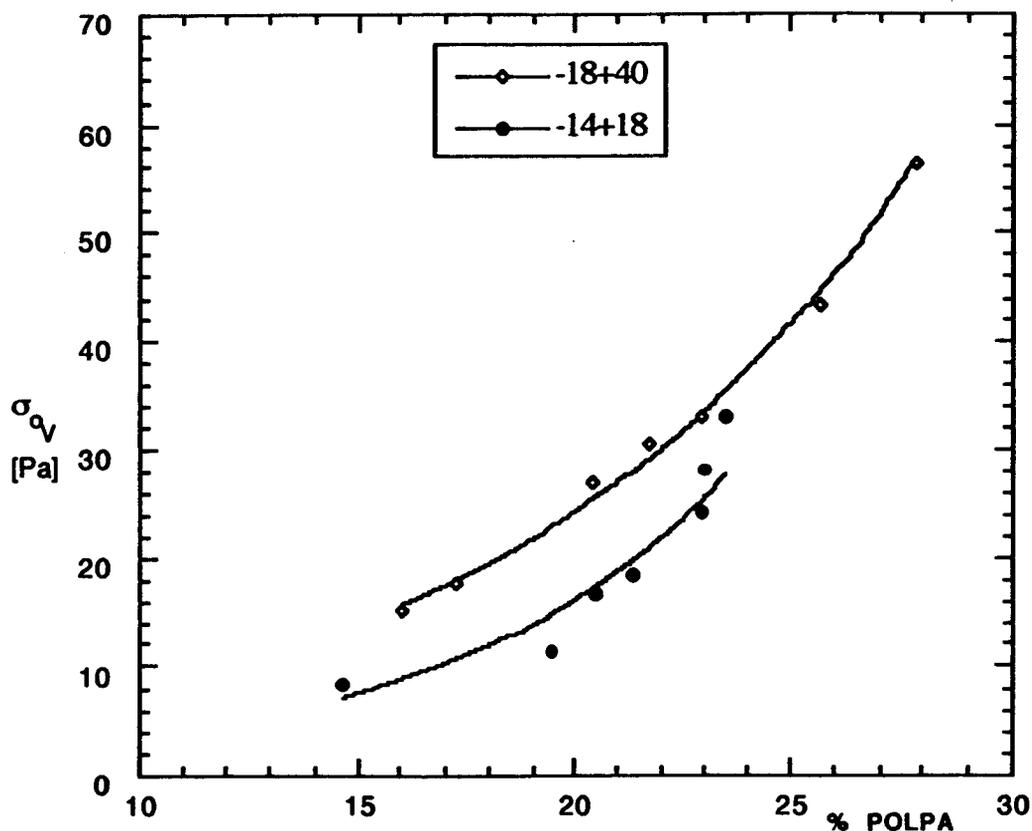


Figura 5.13. Variação dos valores experimentais da tensão residual σ_q das suspensões de purê de maçã para os dois diâmetros médios: 0,71 e 1,21 mm.

Comparando ambas curvas da Figura 5.13, é evidente que os valores experimentais da tensão residual foram maiores nas partículas de menor tamanho o que concorda com o reportado por QIU & RAO (1988) e por MISSAIRE et alii (1990). Na Tabela 5.3. são apresentados os valores dos parâmetros do modelo de Casson para as suspensões de purê de maçã com diâmetro médio de partícula de 0,71 mm. Nas Figuras 5.14 e 5.15 são apresentados os valores da tensão residual experimentais e extrapolados para o modelo de Casson das suspensões de purê de maçã de diâmetro médio 0,71 e 1,21 mm respectivamente, mostrando melhor ajuste nos dados experimentais das partículas de menor tamanho, isto é, nas de 0,71 mm.

Tabela 5.3. Valores dos parâmetros modelo de Casson para as suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio de 0,71 mm.

% Polpa	σ_{0c} [Pa]	η_c [Pa.s]	R ²
16,06	8,12	0,112	0,992
17,25	14,10	0,135	0,983
20,45	25,23	0,214	0,926
21,74	37,75	0,107	0,987
22,92	42,30	0,101	0,988
25,68	51,50	0,135	0,968
27,89	60,76	0,170	0,966

Tabela 5.4. Valores dos parâmetros do modelo de Casson das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio de 1,21 mm.

% Polpa	σ_{0c} [Pa]	η_c [Pa.s]	R ²
14,64	7,96	0,177	0,998
19,48	12,38	0,192	0,962
20,47	17,97	0,204	0,994
21,37	19,03	0,194	0,997
22,97	29,50	0,202	0,982
23,55	31,74	0,222	0,994
24,68	42,61	0,220	0,993

Comparando os valores da tensão residual de Casson σ_{0c} e a viscosidade plástica de Casson η_c das Tabelas 5.3 e 5.4 observa-se que estes valores foram maiores para partículas com menor diâmetro médio, isto é, dizer as de 0,71 mm.

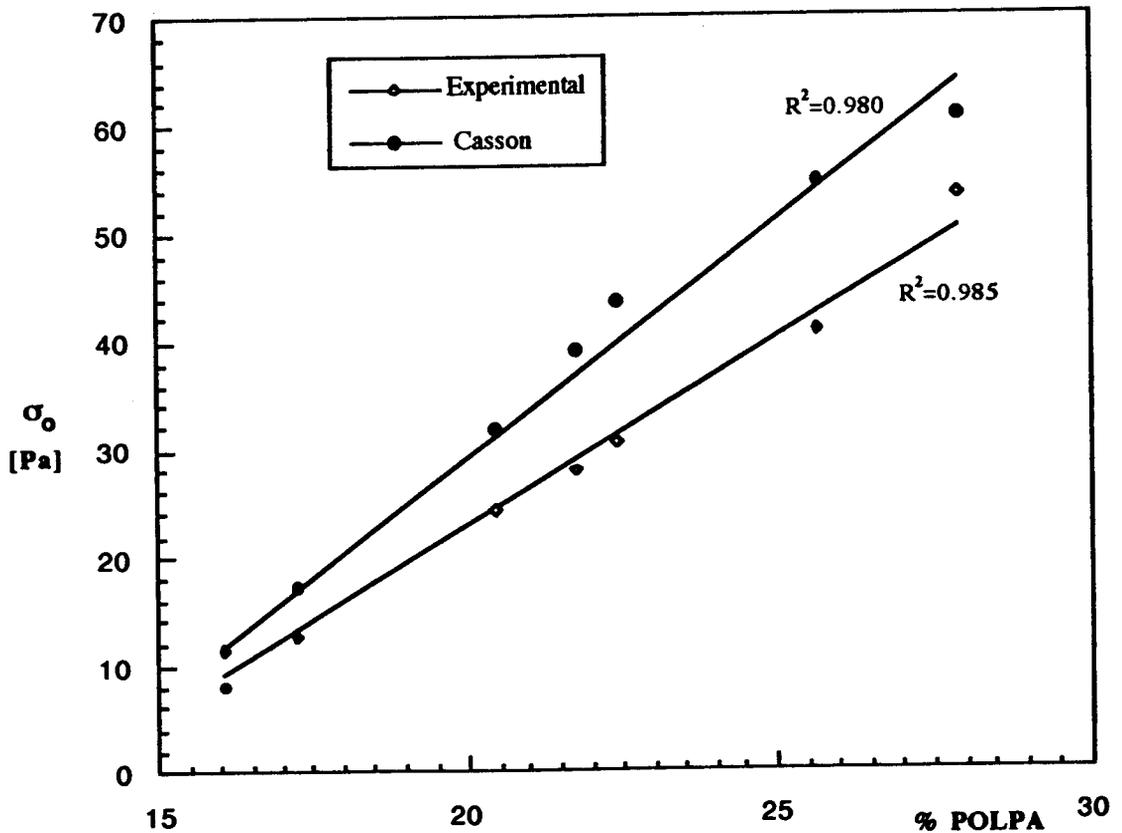


Fig. 5.14. Comparação da tensão residual experimental com a do modelo de Casson, das suspensões de purê de maçã com partículas com diâmetro médio de 0,71 mm.

Na Figura 5.15 são apresentados os reogramas das suspensões de purê de maçã de diâmetro médio 0,71 mm, aplicando o modelo de Hershel-Bulkley.

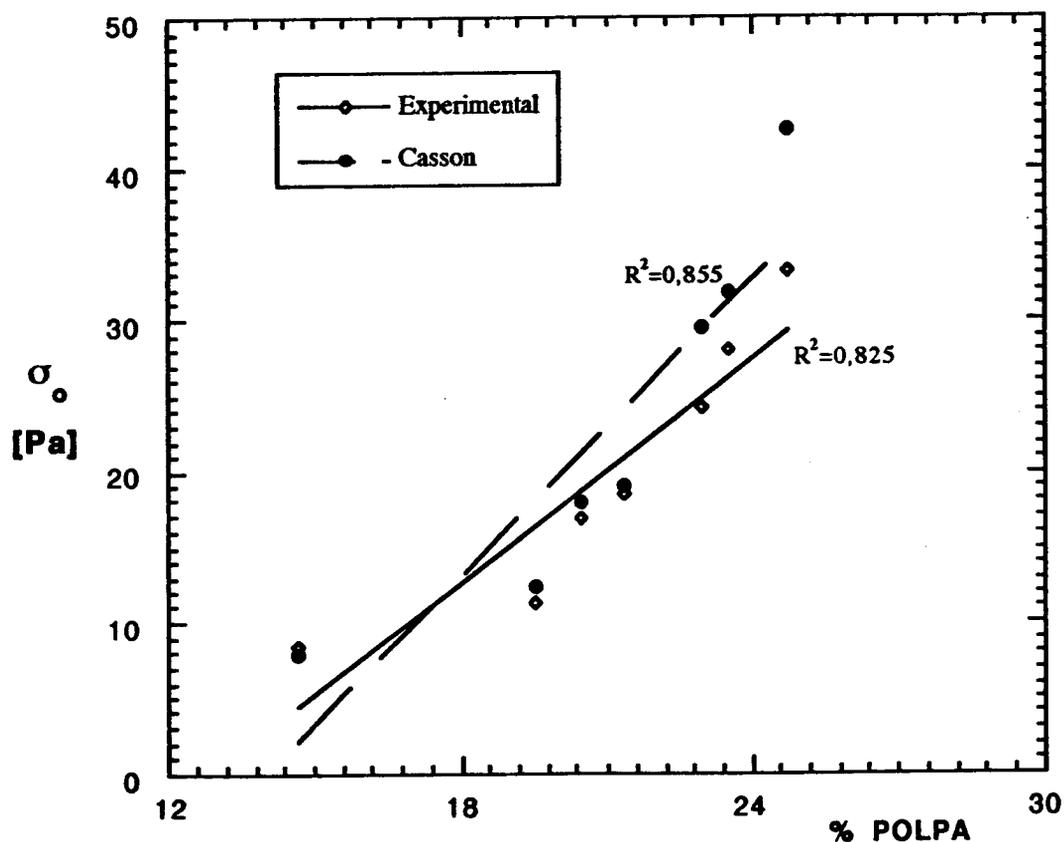


Figura 5.15. Comparação da tensão residual experimental com a do modelo de Casson, das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio de 1,21 mm

Na **Figura 5.16** são apresentados os reogramas das suspensões de purê de maçã de diâmetro médio 0,71 mm, aplicando o modelo de Hershel-Bulkley.

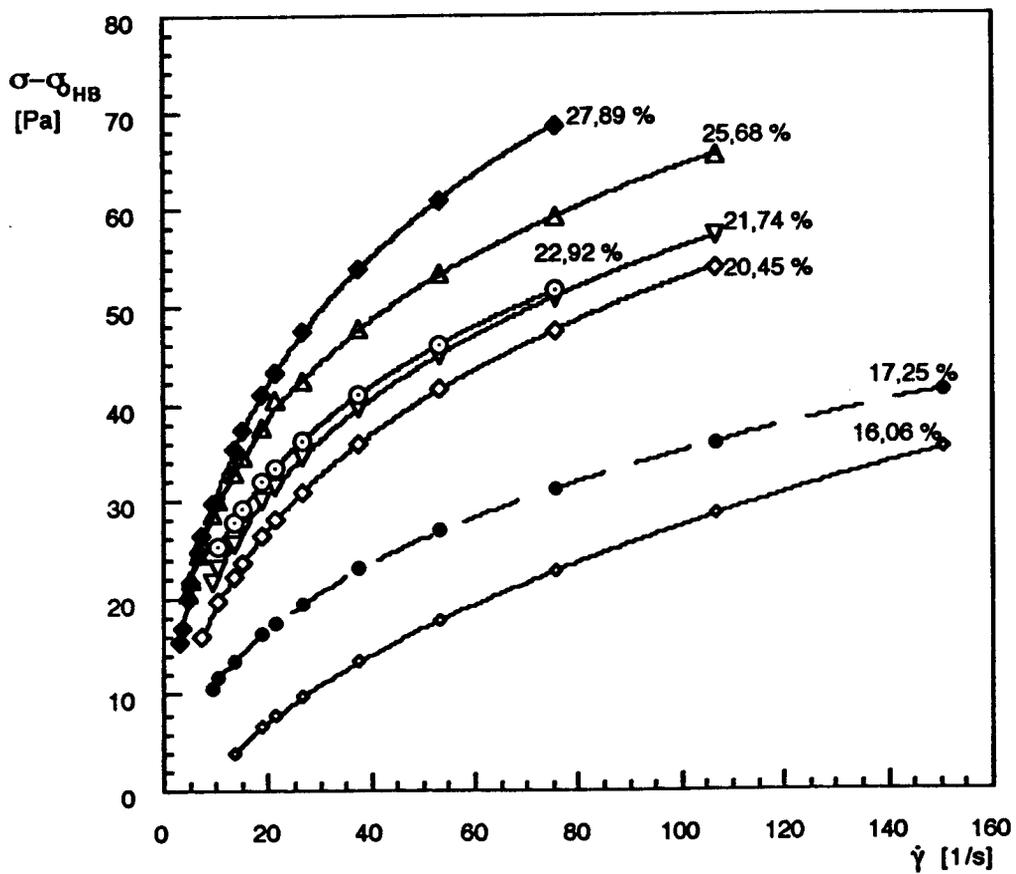


Figura 5.16. Reogramas das Suspensões de Purê de Maçã com o modelo de Herschel-Bukley, diâmetro médio de partículas de 0,71 mm.

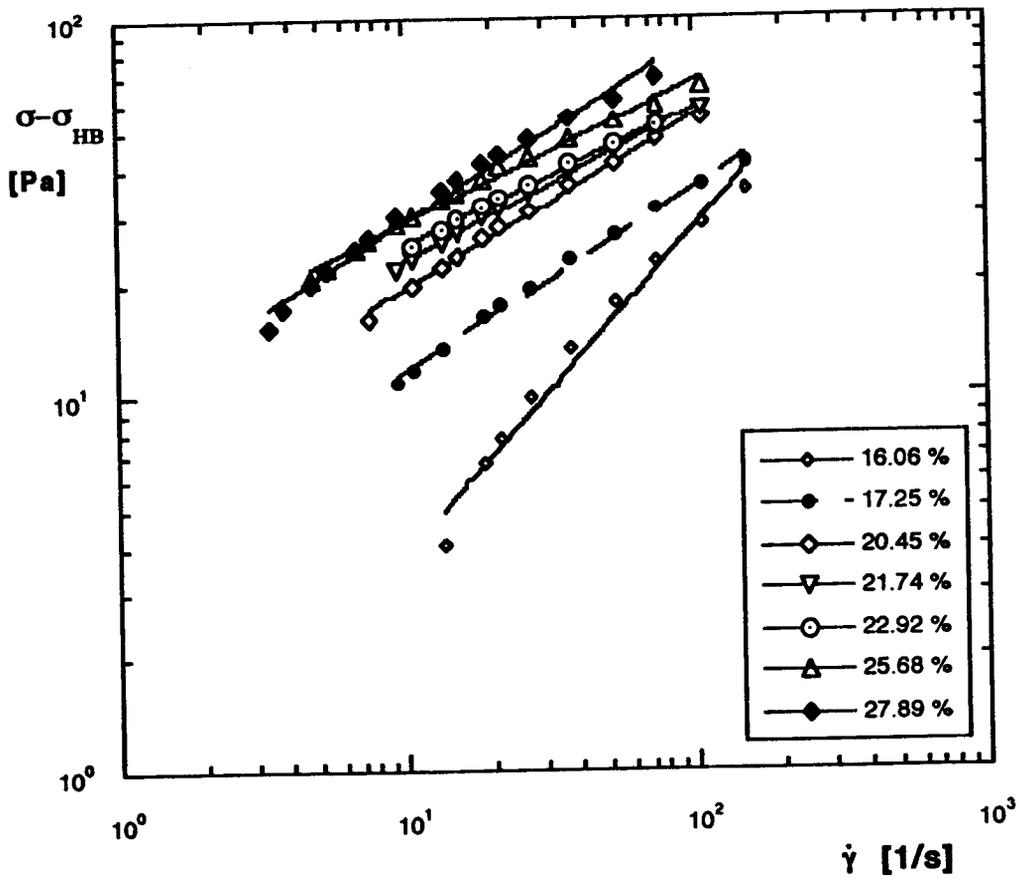


Figura 5.17. Cálculo dos parâmetros do modelo de Herschel Bulkley para partículas de diâmetro médio de 0,71 mm.

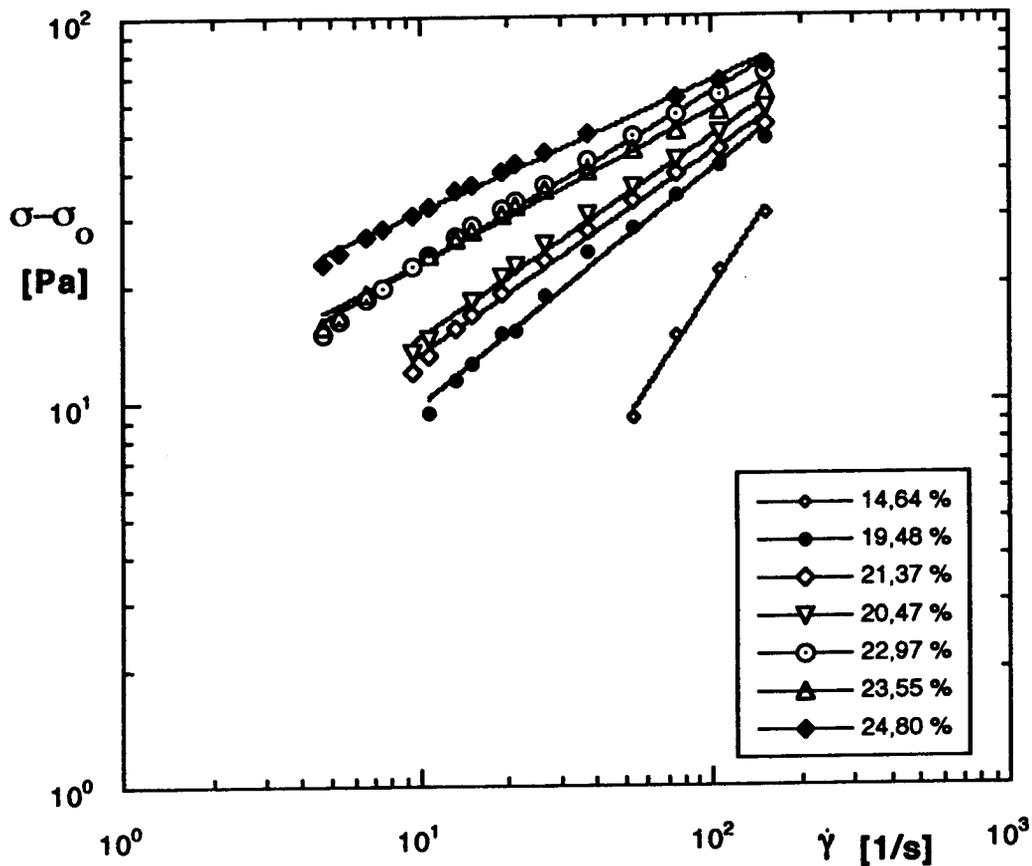


Figura 5.18. Cálculo dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm.

Tabela 5.5. Parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio de 0,71 mm.

% Polpa	n_H	K_H	R^2
16,06	0,859	0,536	0,985
17,25	0,483	3,844	0,995
20,45	0,452	6,82	0,995
21, 74	0,400	9,11	0,997
22,92	0,363	10,90	0,998
25,68	0,370	12,30	0,991
27,89	0,476	9,67	0,983

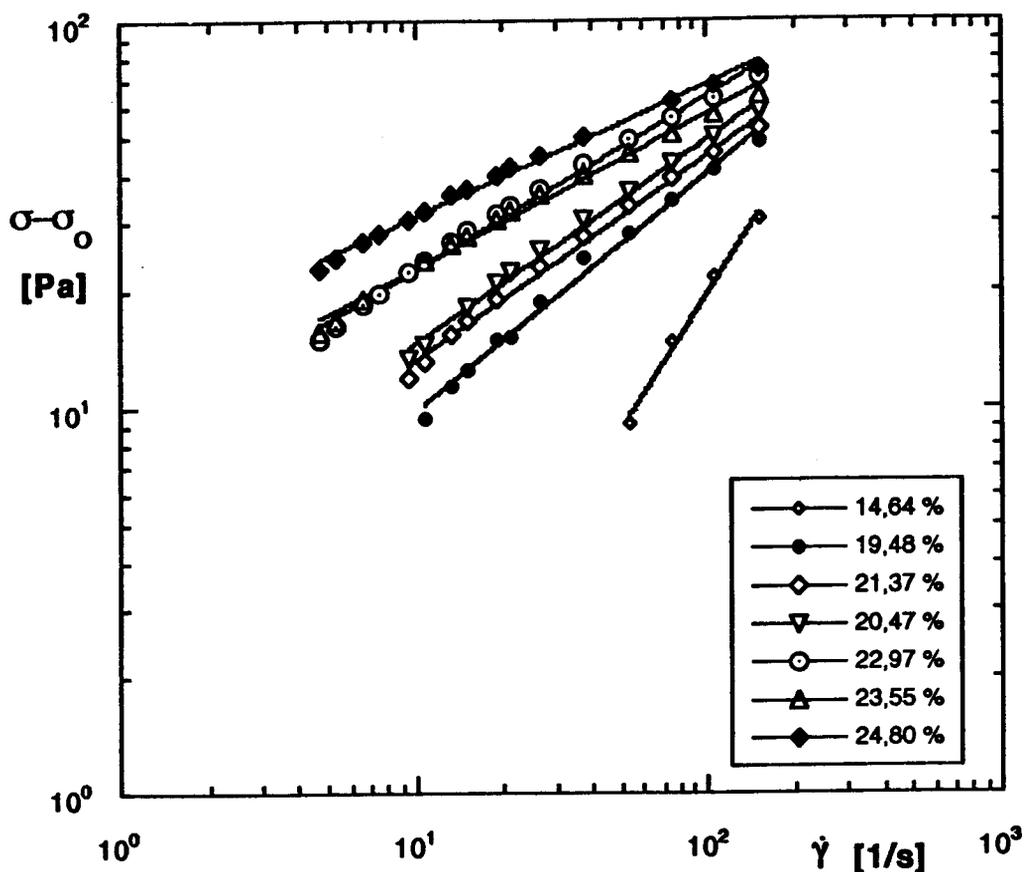


Figura 5.19. Cálculo dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm.

Na **Tabela 5.5.** são apresentados os valores dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley para as suspensões de purê de maçã com diâmetro médio de partículas de 0,71 mm., onde observa-se que os valores do índice de comportamento reológico de Herschel-Bulkley n_H foram um pouco maiores que os valores do índice de comportamento reológico lei da potência n , da **Tabela 5.1** para mesma amostra. Análogamente observa-se com os valores das suspensões de purê de maçã com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm ao comparar os valores das **Tabelas 5.2 e 5.6.**

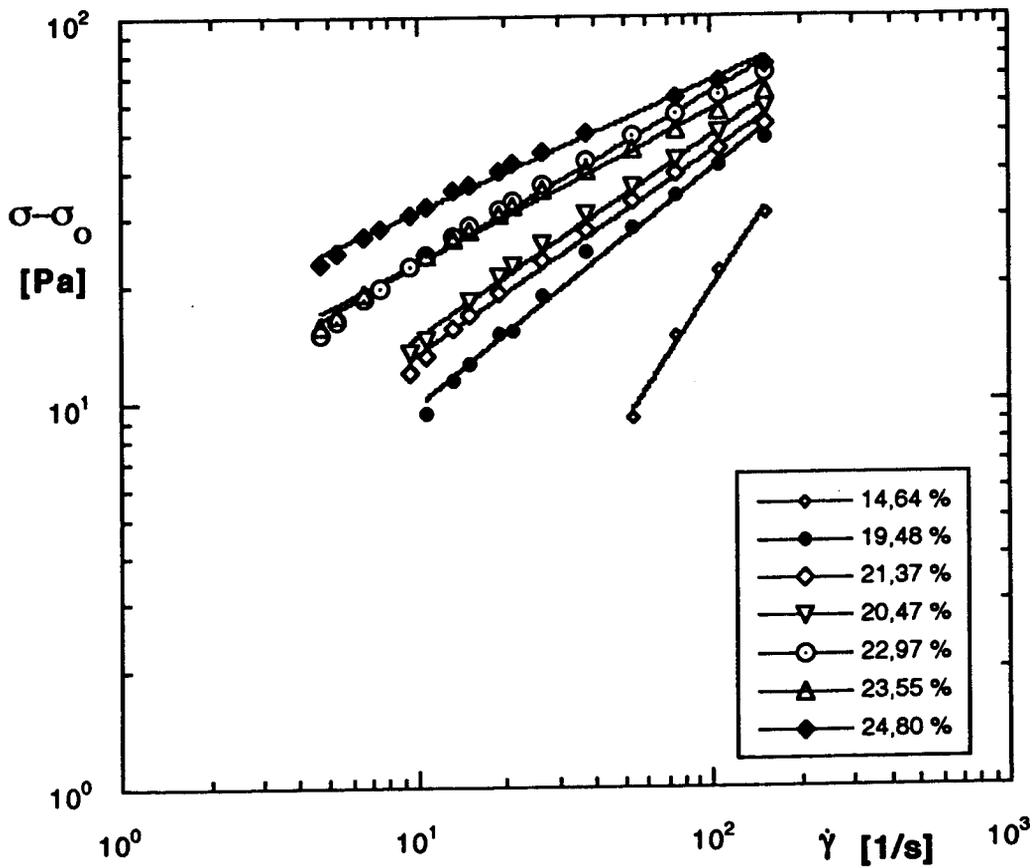


Figura 5.19. Cálculo dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm.

Tabela 5.6. Parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley das suspensões de purê de maçã com partículas de diâmetro médio de 1,21 mm.

% Polpa	n_H	K_H	R^2
14,64	1,16	0,0923	0,995
19,48	0,612	2,41	0,990
21,37	0,526	3,96	0,993
20,47	0,446	8,15	0,992
22,97	0,399	9,15	0,992
23,55	0,339	14,3	0,995
24,80	0,524	4,40	0,994

Um modelo que surgiu desta pesquisa para mostrar a influência da concentração de polpa nos valores da viscosidade relativa η_r e que também foi aplicado com o índice de consistência K é o seguinte:

$$\eta_r^{0,5} = A - \frac{B}{P} \quad \dots[5.1]$$

Dentro das taxas de concentração testadas deu uma boa correlação. As **Figuras 5.20 e 5.21** apresentam esta relação para valores de viscosidade relativa, medida a uma taxa de cisalhamento de 100 s^{-1} , para as partículas de diâmetro médio 0,71 e 1,21 mm respectivamente. As **Figuras 5.22 e 5.23** apresentam esta mesma relação para o índice de consistência. Este modelo descreve adequadamente o efeito da concentração da polpa para as duas constantes reológicas sendo o melhor ajuste para as partículas de menor tamanho.

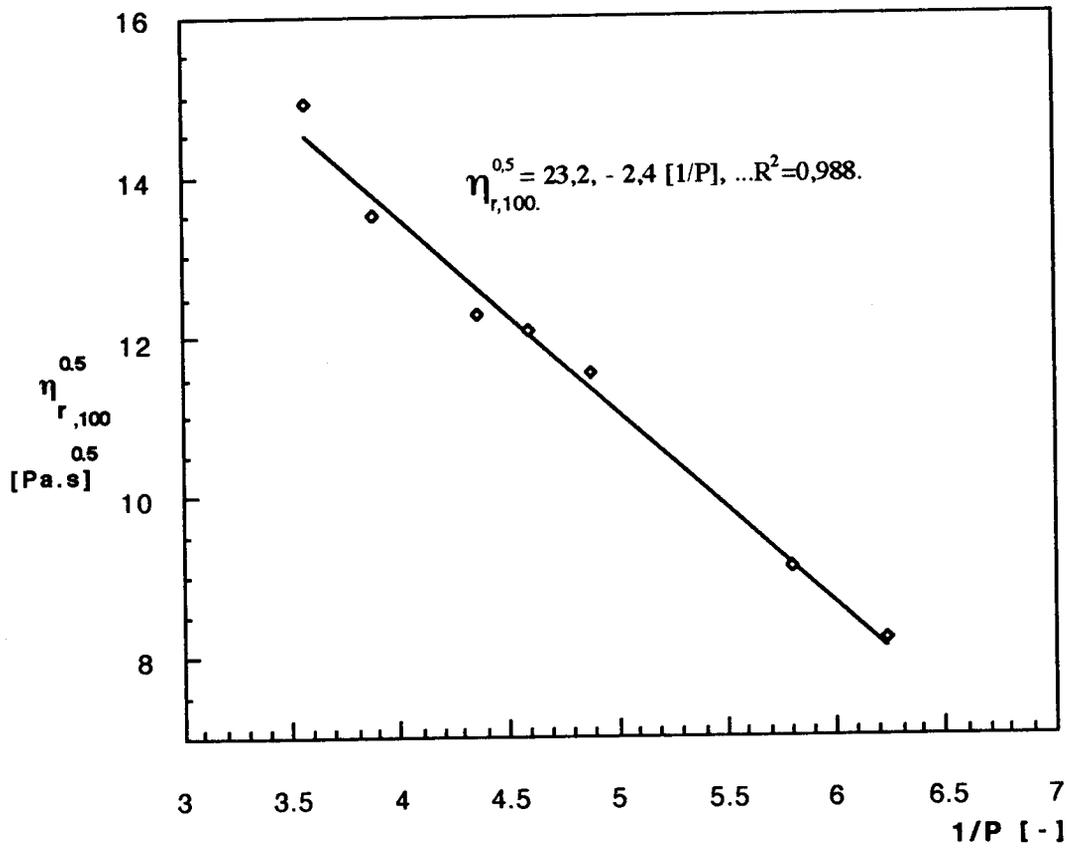


Figura 5.20. Variação da viscosidade relativa η_r com o teor de polpa de maçã com diâmetro médio de partículas de 0,71 mm.

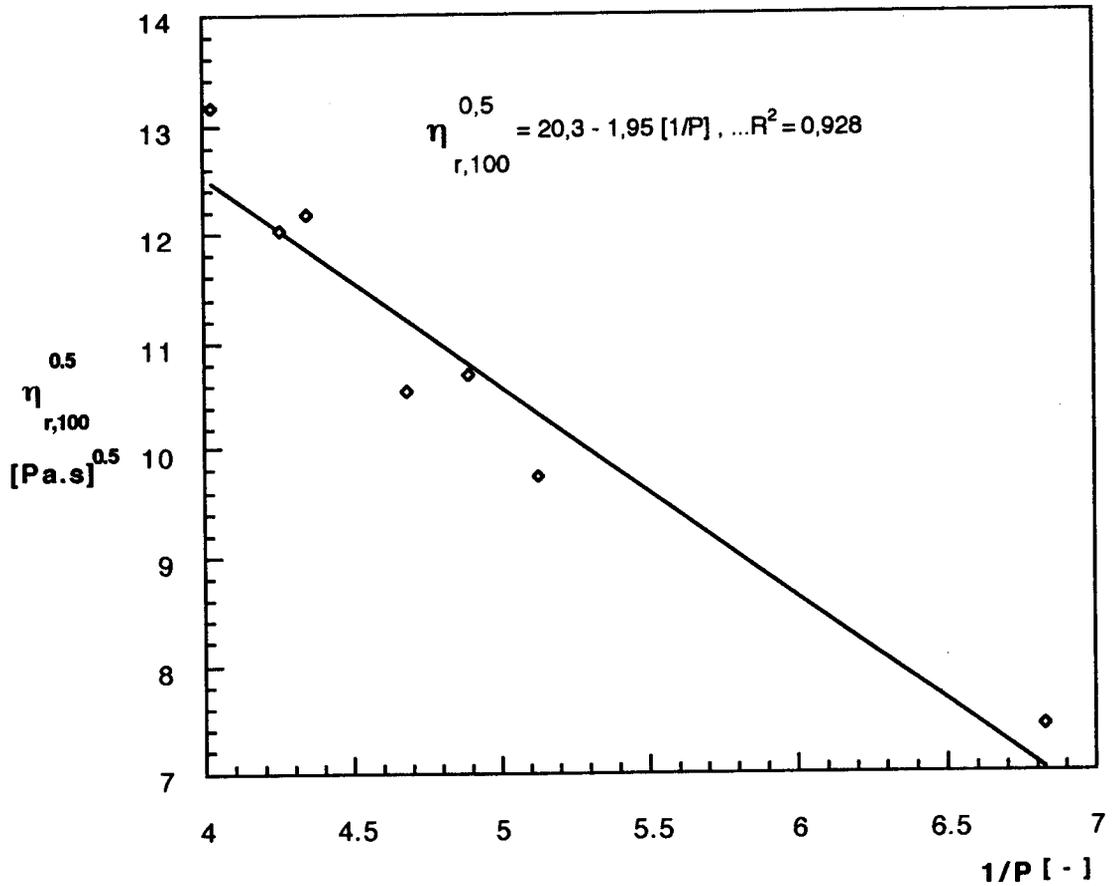


Figura 5.21. Variação da viscosidade relativa η_r com o teor de polpa de purê de maçã com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm.

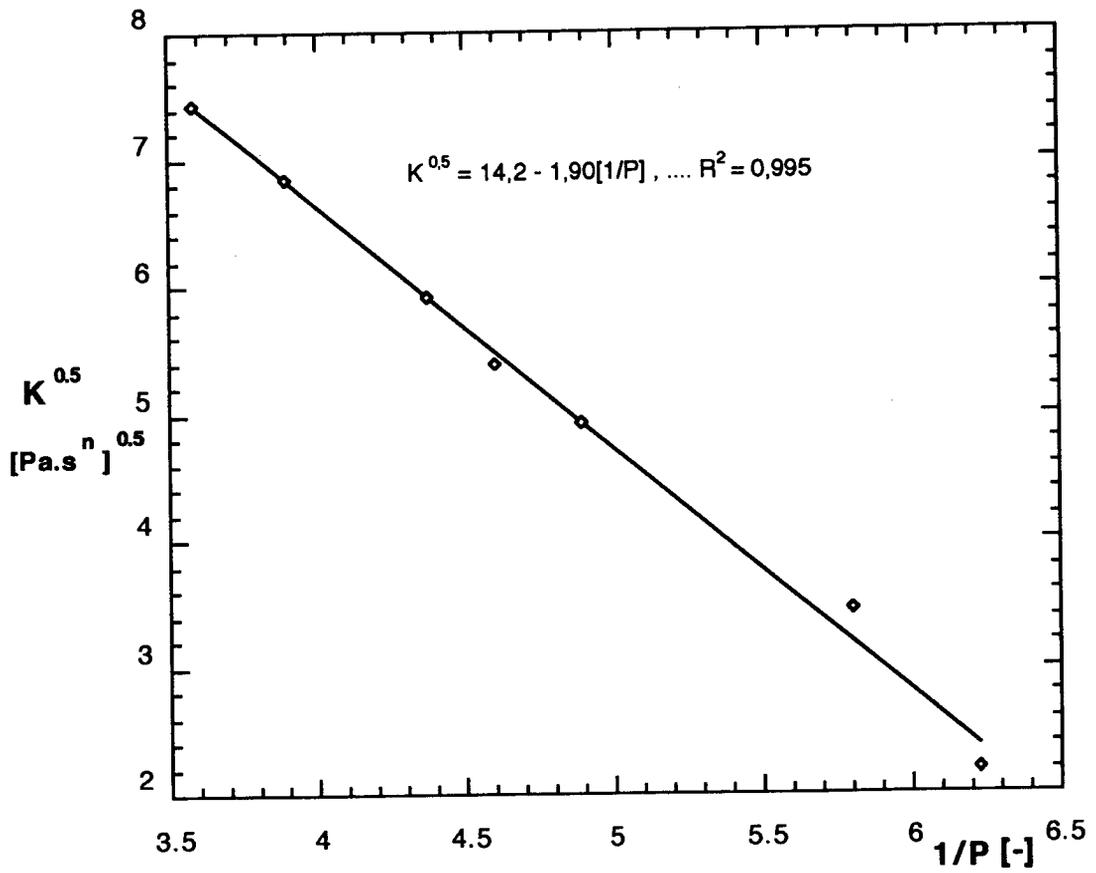


Figura 5.22. Variação do índice de consistência K com o teor de polpa de maçã com diâmetro médio de partículas de 0,71 mm.

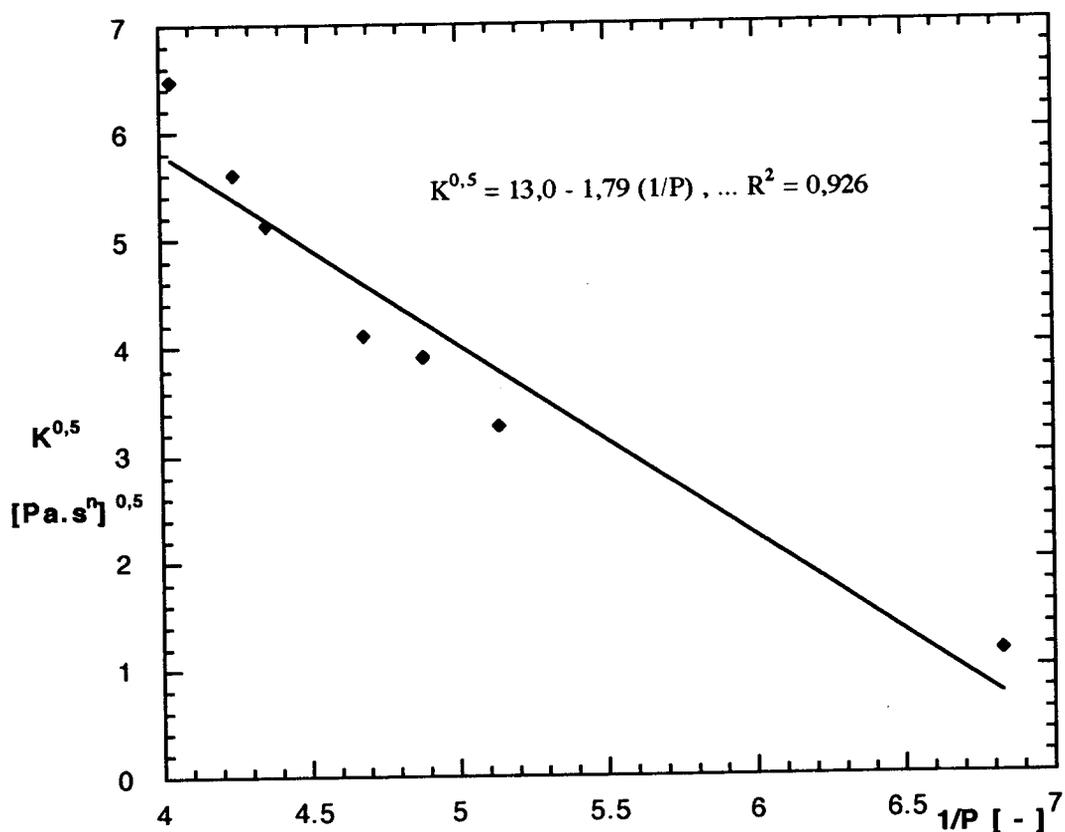


Figura 5.23. Variação do índice de consistência K com o teor de polpa de maçã com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm.

Para conhecer a influência do tamanho de partícula na viscosidade relativa foi aplicado o modelo de Péclet recomendado para este tipo de suspensões com partículas esféricas. Nas **Figuras 5.24a.** e **5.24b** são mostradas as microfotografias das partículas de purê de maçã para ambos os diâmetros médios 0,71 mm e 1,21 mm respectivamente, onde pode observar-se uma forma quasi-esférica; YOO & RAO, 1994, aplicaram este modelo para suspensões de purê de tomate. A **Figura 5.25** mostra o efeito. Foram colocados os dados de duas amostras de purê de maçã de diferentes raios a , e à concentração aproximadamente igual, e pode-se observar na figura, que as partículas de menor tamanho, AP40 que correspondem ao diâmetro médio de 0,71 mm situam-se nos maiores níveis de viscosidade; isto é devido a que as partículas de menor tamanho proveem maiores

espaços interpartícula que são ocupados por fluido, neste caso, o soro o que provoca mais interação, aumentando a viscosidade.

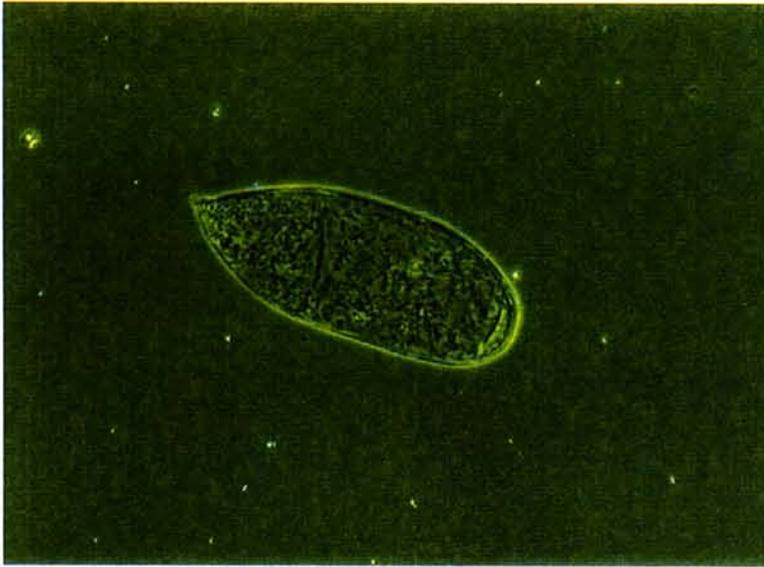


Figura 5.24.a. Microfotografia das partículas de purê de maçã com diâmetro médio de 0,71mm.

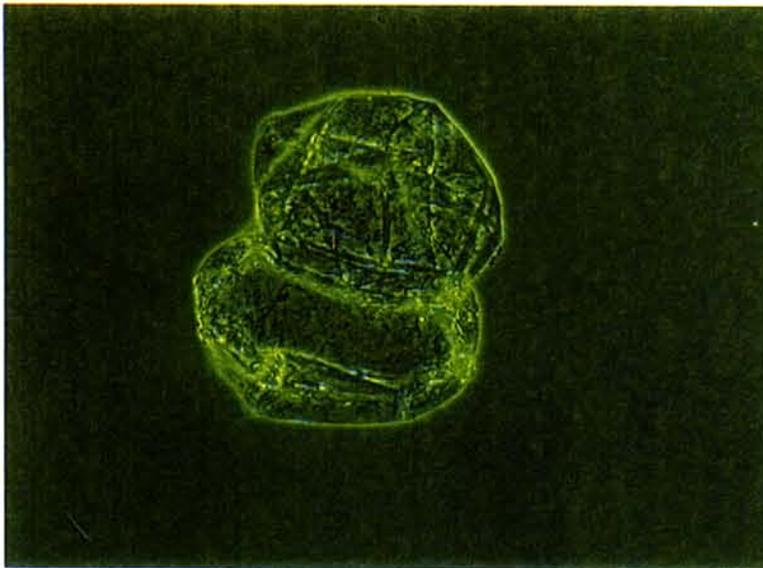


Figura 5.24.b. Microfotografia das partículas de purê de maçã com diâmetro médio de 1,21mm.

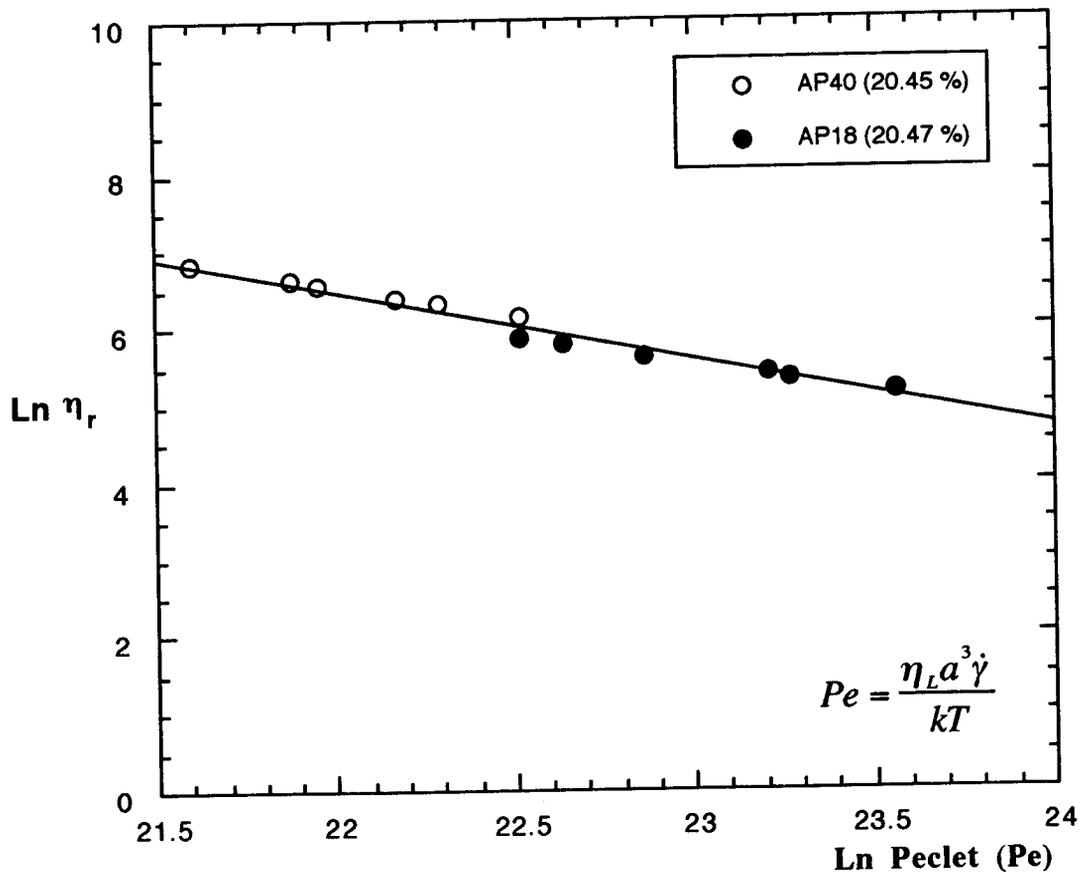


Fig. 5.25. Efeito do tamanho da partícula a na viscosidade relativa η_r de purê de maçã.

Nas Figuras 5.26. e 5.27 são apresentados os reogramas das suspensões de purê de maçã de diâmetros médios de partículas de 0,71 mm e de 1,21 mm respectivamente, com o modelo de Mizrahi-Berk que é uma modificação do modelo de Casson aplicada para suco de laranja concentrado.

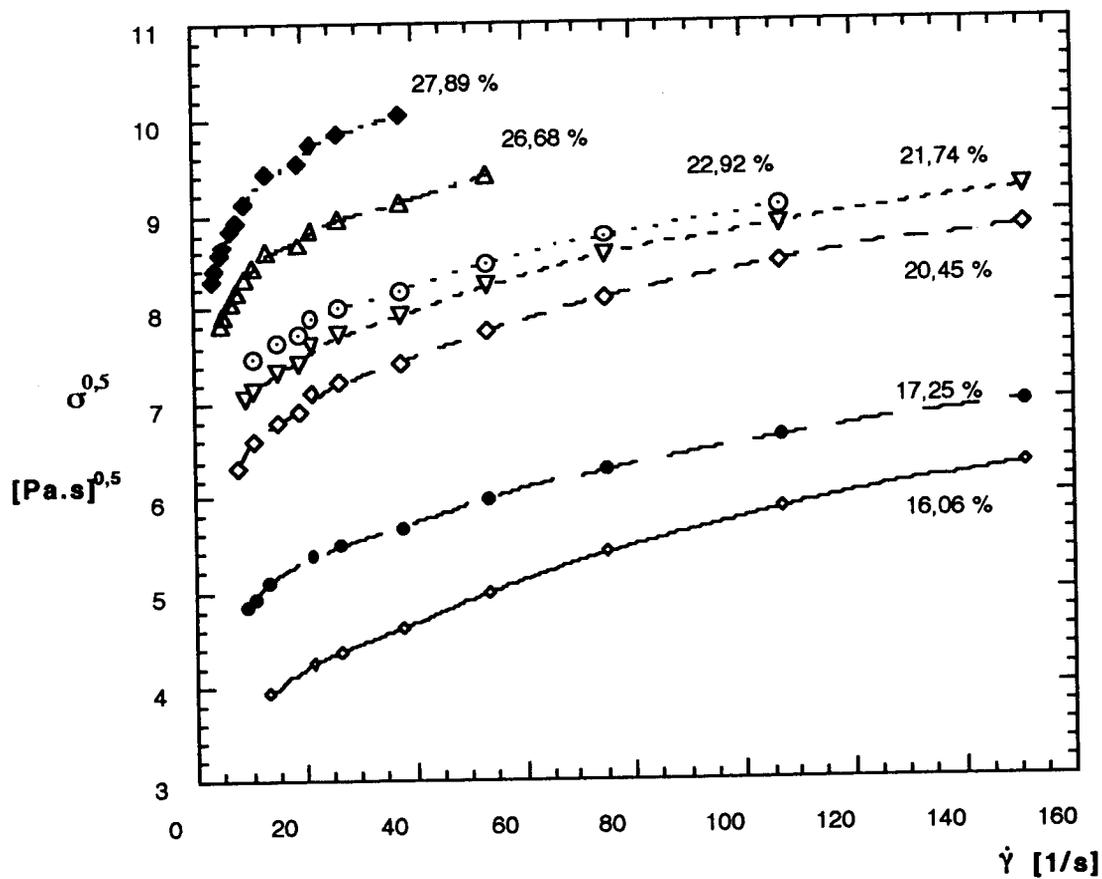


Figura 5.26. Reogramas das suspensões de purê de maçã com diâmetro médio de partículas de 0,71 mm aplicando o modelo de Mizrahi-Berk.

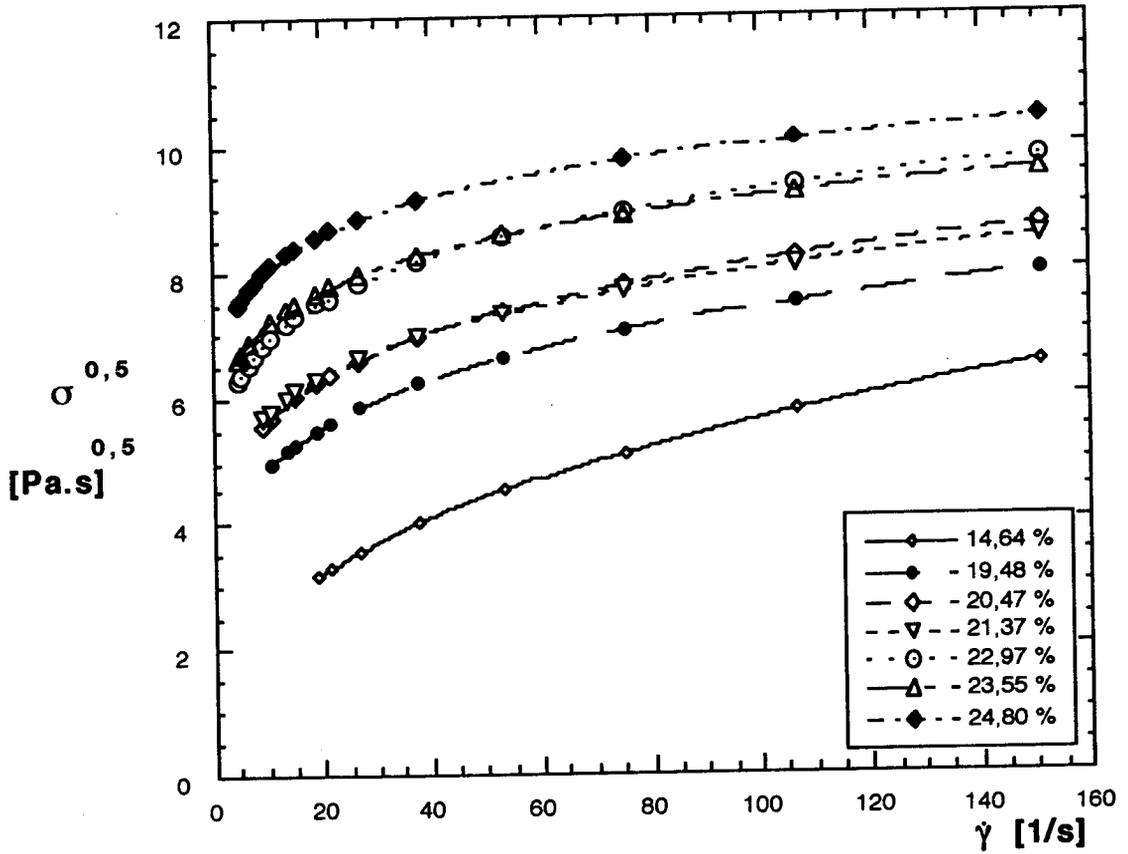


Figura 5.27. Reogramas das suspensões de purê de maçã com diâmetro médio de partículas de 1,21 mm aplicando o modelo de Mizrahi-Berk.

6. CONCLUSÕES

O desempenho do Reômetro AHDH foi aceitável e é considerado adequado para a caracterização das propriedades reológicas das suspensões de purê de maçã, pois em todos os casos as magnitudes dos coeficientes de correlação foram altas e sua aplicação pode estender-se para qualquer tipo de suspensões com características reológicas similares.

Os valores do índice de consistência K , da viscosidade aparente η_a e, portanto, da viscosidade relativa η_r aumentaram com o incremento da concentração de polpa, apresentando comportamento não-Newtoniano com características pseudoplásticas, sendo que o índice de comportamento reológico n diminuiu com o aumento do teor de polpa.

Os valores do índice de consistência K , da viscosidade aparente η_a e, portanto, da viscosidade relativa η_r aumentaram com a diminuição do tamanho da partícula.

Os valores experimentais de σ_0 representados com o modelo de Hershel-Bulkley, aumentaram com o conteúdo de polpa. Sendo que os valores extrapolados de σ_0 para o modelo de Casson, foram próximos dos valores experimentais.

Os valores experimentais de σ_0 aumentaram com a diminuição do tamanho da partícula.

A influência do tamanho de partícula foi descrito pelo número de Péclet. Os valores da viscosidade relativa η_r aumentaram com a diminuição do tamanho da partícula.

7. BIBLIOGRAFIA

1. AIBA, S.; HUMPHREY, A.E.; MILLS, N.F. *Biochemical Engineering*, New York, Academic Press, 1973.
2. BAILEY, J.E.; OLLIS, D.F. Transport Phenomena in Bioprocess Systems. In: _____; _____ *Biochemical Engineering Fundamentals*. Second edition. New York: McGraw-Hill Book Company: p. 501-505. (Chemical Engineering Series).
3. BONGENAAR, J.J.T.M.; KOSSEN N.W.F.; METZ, B.; MEIJBOON, F.W. A Method for Characterizing the Rheological Properties of Viscous Fermentation Broths. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, v. XV, n. 10, p. 201-206, Oct. 1973.
4. BRAUER, H. Power Consumption in Aerated Stirred Tank Reactor Systems. *Advances in Biochemical Engineering*, Springer-Verlag, v. 13, p. 87-119, 1979.
5. CALDERBANK, P.H.; MOO-YOUNG, M.B. The Prediction of Power Consumption in the Agitation of Non-Newtonian Fluids. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* London, v. 37, p. 26-33, 1959.
6. _____; _____. The Powers Characteristics of Agitators for the Mixing of Newtonian and Non-Newtonian Fluids. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* London, v. 39, p. 337-347, 1961.
7. CANTÚ-LOZANO, D. *Estudo da Caracterização das Propriedades Reológicas de Caldos de Fermentação*. Campinas, 1982. 74p. Tese (Mestre em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas.
8. CANTU-LOZANO, D; JIMÉNEZ, M.A.; LOYOLA, R.A. *Control Reológico de un Tratamiento Biológico de Efluentes Contaminados-CoSNET*- Projeto clave 296.90 com o apoio econômico do Consejo del Sistema Nacional de Educación Tecnológica para o Instituto Tecnológico de Orizaba-México, mayo de 1992.

9. CHAVAN, V.V.; ARUMUGAM, M.; ULBRECHT, J. On the Influence of Liquid Elasticity on Mixing in a Vessel Agitated by a Combined Ribbon-Screw Impeller. *AIChE Journal*. New York. v. 21. n. 3. p. 613-615. May 1975.
10. CHAVAN, V.V.; ULBRECHT, J.J. Power Correlations for Close-Clearance Helical Impellers in Non-Newtonian Liquids. *Ind. Eng. Process Des. Develop.*, London, v. 12, n. 4, p.472-476. 1973.
11. COULSON, J.M.; RICHARDSON, J.F. editado por RICHARDSON, J.F.; PEACOCK, D.G. *Chemical Engineering*, First Edition Oxford: Pergamon Press, 1971 v. III, p. 468-469.
12. DICKEY, S.D. ; HILL, R.S. Use the Right Speciality-Polymer Pilot Plant. *Chemical Engineering Progress* . p. 22-29. June 1993.
13. DZUE, N.Q.; D.V. BOGER. Yield Stress Measurement for Concentred Suspensions. *Journal of Rheology*. Wesport, v. 22, n. 4, p. 321-349. 1983.
14. EXPO-SEP '86. *II Concurso Regional de Prototipos Didáticos y de Investigación, Autoequipamiento 1986*. México. SEP-ANUIES-UV. em coAutoria com GASPARETTO, C.A.; MORAES, I.O , dezembro 1986.
15. EINSTEIN, A. "Eine neue Bestimmung der Molekül-dimensionem" *Annalen der Physik*. Berlin, v. 34, n. 4, p. 591-592, 1911.
16. FORD, D.E.; ULBRECHT, J. Influence of Rheological Properties of Polymer Solutions upon Mixing and Circulation Times. *Ind. Eng. Chem. Des. Dev.*, London. v. 15, n. 2. p. 321-325. October 1975.
17. FORESTI, R. Jr.; LIU, T. Agitation of Non-Newtonian Liquids in the Laminar Region. *Industrial and Engineering Chemistry*, London, v.

51, n. 7, p. 860=864, 1958.

18. GALINDO, E. ; NIENOW, A.W.; BADHAM,R.S. Mixing of Simulated Xanthan Gum Broths. In: KING, R. (Editor). *Bioreactor Fluids Dinamics*. London-NewYork: BHRA- Elsevier Applied Science Publisher, 1988. p. 65-78.
19. HOOGENDOORN, C.J.; DEN HARTOG, A.P. Model studies in the viscous flow region. *Chemical Engineering Science*. v. 22, p. 1689-1699. Oxford. 1967.
20. KIMBALL,L.B.; KERTESZ, Z.I. Practical Determination of Size Distribution of Suspended Particles in Macerated Tomato Products. *Food Technology* , New York, v. 6. p. 68-71, 1952.
21. LEONG-POI,L.; GRANT ALLEN, D. 1992. Direct Measurement of the Yield Stress of Filamentous Fermentation Broths with the Rotating Vane Technique. *Biotechnology and Bioengineering.*, New York, n. 40. p. 403-412.July 1992
22. METZ, B.; KOSSEN N.W.F.; VAN SUIJDAM, J.C. The Rheology of Mould Suspensions. *Advances in Biochemical Engineering*, Springer-Verlag, v.11, p.107-156, 1979.
23. METZNER, A.B.; OTTO, R.E. Agitation of non-Newtonian Fluids. *A.I.Ch.E. Journal*, New York, v. 3, n. 3. p. 3-10, 1957.
24. MIDDLETON, J.C. Gas-liquid dispersion and mixing. In: HARNBY,N.; EDWARDS, M.F.; NIENOW, A.(Editors) *Mixing in t the Process Industries::* Boston: Butterworth & Co. (Publishers), 1985. c. 17, p. 322-344.
25. MISSAIRE,F.; QIU, C-G.; RAO, M.A. Yield Stress of structured and unstructured food suspensions. *Journal Texture Studies.*, Wesport, v. 21, p. 479-490, 1990.

26. NAGATA, S. Flow Patterns in Agitated Liquids. In: NAGATA, S. *Mixing: Principles and Applications*. New York: John Wiley and Sons Inc., 1975. c. 3. p.121-203.
27. NIENOW, A.W. ; ELSON, T.P. Aspects of Mixing in Rheologically Complex Fluids. *Chem. Eng. Res. Des.*, London, v. 66, p. 5-15, January, 1988.
28. NOVÁK, V.; RIEGER, F. Homogenization with Helical Screw Agitators. *The Transaction of the Institution of Chemical Engineers*, London, v. 47, n. 10, p. T335-T340, Dec. 1969.
29. OLDSHUE, J.Y. Impeller Fluid Shear Rates and Pumping Capacity. In: _____ . *Fluid Mixing Technology*. New York: McGraw-Hill Pub. Co., 1983. p. 24-42. (Chemical Engineering Series).
30. QIU, C-G ; RAO, M.A. Role of Pulp Content and Particle Size in Yield Stress of Apple Sauce. *Journal of Food Science*, New York, v. 53, p. 1165-1170, 1988.
31. RAO, M.A. Measurement of flow properties of food suspensions with mixer. *Journal Texture Studies*, Westport, v. 6, p.533-539, 1975.
32. RAO, M.A. Measurement of Flow Properties of Fluid Foods- Developments, Limitations and Interpretation of Phenomena. *Journal of Texture Studies.*, Westport, v. 8, p. 257-282, 1977.
33. RAO, M.A. Predicting the Flow Properties of Food Suspensions of Plant Origin. *Food Technology*, New York, p.85-88, March, 1987.
34. RAO, M.A. Review: The structural approach to rheology of plant food dispersions. Revisión: La reología de las dispersiones de alimentos vegetales una perspectiva estructural. *Revista Española de Ciencia y Tecnología de Alimentos*, Barcelona, v. 32, n. 1, p. 3-17, 1992.
35. RAO, M.A. ; COOLEY, H.J. Determination of Effective Shear

Rates in Rotational Viscometers with Complex Geometrias.
Journal of Texture Studies, Westport, v.15, p.327-335, 1984.

36. RIEGER, F., NOVÁK, V. Power Consumption of Agitators in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* London, v. 51, p. 105-111, 1973.
37. SKELLAND, A.H.P. Non-Newtonian Flow and Heat Transfer. New York, John Wiley & Sons Inc., p.35, 1967.
38. STEFFE, J.F. Yield Stress: Phenomena and Measurement in: *Advances in Food Engineering*, Boca Raton, edited by R. Paul Singh and M.A. Wirakartakusumah. CRC Press, Chapter 9, p.363-376, 1992.
39. YOO, B.; RAO, M.A. Effect of Unimodal Particle Size and Pulp Content on Rheological Properties of Tomato Puree. Comunicação pessoal do Dr. M.A. Rao, Food Science & Technology 105 Laboratory, NYSAES, Cornell University, 72 p., Geneva, N.Y., abril, 1994.
40. VAND, V. Viscosity of Solutions and Suspensions. *Journal of Physical & Colloid Chemistry*, n. 52, p. 275-321, 1948.
41. VITALI, A.A.; RAO, M.A. Flow Properties of Low-Pulp Concentrated Orange Juice: Effect of Temperature and Concentration. *Journal Food Science*. New York, vol. 49, p. 882-888, 1984.