

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

"Obtenção de Correlação para Transferência de Calor e de Quantidade de Movimento, para Fluidos Newtoniano e não-Newtoniano, em um Trocador munido de Promotores Estacionários Anulares de Turbulência".

por: KIL JIN PARK

orientador: Prof. Joaquim Severino
de P. Netto

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP, para obtenção do Título de Doutor.

-1979-

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

"À minha esposa, Margareth, e
ao meu filho, Kil Jin."

ÍNDICE

Páginas

Resumo	
Summary	
Nomenclaturas	
I - Introdução	1
II - Revisão Bibliográfica	2
III - Materiais e Métodos	19
IV - Resultados e Discussão	29
V - Conclusão	40
Apêndice	43
Gráficos 1 a 6	47
Tabelas I a IX	54
Gráficos 7 a 16	74
Bibliografia	97
AGRADECIMENTOS	102

RESUMO

Neste trabalho foram estudadas as correlações de transferências de calor e de quantidade de movimento em um trocador, munido de promotores estacionários de turbulência.

Os promotores são do tipo torcido de reversão sucessiva colocados no espaço anular.

O estudo foi desenvolvido no escoamento laminar com fluidos Newtoniano e não-Newtoniano.

As correlações obtidas foram:

- 1) o fator de fricção para o fluido Newtoniano é dado pela equação:

$$f_s = (129) Re_s^{-1} \cdot \theta_s(D, \lambda),$$

onde,
$$\theta_s(D, \lambda) = \frac{D_2/D_1}{(D_2-D_1)[1 + (\pi\lambda)^2]}^{1/2}$$

- 2) o fator de fricção para o fluido de lei de potência é dado pela equação:

$$f_n = (129) \cdot Re(n, \bar{K})^{-1}$$

- 3) o número de Nusselt para o fluido Newtoniano é dado pela equação:

$$Nu = 1,61 (Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48} \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,62}$$

- 4) o número de Nusselt para o fluido de lei de potência é dado pela equação:

$$Nu = 1,61 (Re(n, K))^{0,62} (Pr, gen)^{0,40} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

Summary

Heat and Momentum Transfer correlations were studied in exchanger fitted with Mationless Turbulence Promoters.

The promoters were of the reversed twisted type fitted with in an annular space.

Laminar flow was studied with both Newtonian and non-Newtonian Fluids.

The following correlations were obtained:

1) friction factor for Newtonian flow:

$$f_s = (129) Re_s^{-1} \cdot \phi_s(D, \lambda), \quad \text{being}$$

$$\phi_s(D, \lambda) = \frac{D_2/D_1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi \lambda^2)]^{1/2}}$$

2) friction factor for Power-Law flow:

$$f_n = (129) \cdot Re(n, \bar{K})^{-1}$$

3) Nusselt number for Newtonian flow:

$$Nu = 1,61 (Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48} \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,62}$$

4) Nusselt number for Power-Law flow:

$$Nu = 1,61 (Re(n, \bar{K}))^{0,62} (Pr, gen)^{0,40} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

NOMENCLATURAS

A	- Área transversal do escoamento	; em (cm ²)
A _w	- Área da transferência de calor	; em (cm ²)
b	- Espessura das pás dos promotores	; em (cm)
CL	- Calor latente	; em (cal/g)
C _p	- Calor específico	; em (cal/g°C)
D _e	- Diâmetro equivalente	; em (cm)
D ₁	- Diâmetro interno	; em (cm)
D ₂	- Diâmetro externo	; em (cm)
f _s	- Fator de fricção para fluido newtoniano	; adim.
f _n	- Fator de fricção para fluido não-newtoniano	; adim.
g	- Aceleração da gravidade	; em (cm/s ²)
hm	- Coeficiente convectiva média	; em (cal/s cm ² °C)
h _{ma}	- Altura manométrica	; em (cm)
K	- Constante reológica	; em (g/S ⁿ⁻² cm)
\bar{K}	- Relação dos diâmetros (D ₁ /D ₂)	; adim.
k	- Condutividade térmica	; em (cal/S cm ⁰ C)
L _a	- Comprimento normal	; em (cm)
L _s	- Comprimento real	; em (cm)
M	- Massa	; em (g)
\dot{M}	- Vazão mássica	; em (g/s)
n	- Índice reológica	; adim.
ΔP	- Diferença de pressão	; em (g/cm S ²)
Q	- Vazão volumétrica	; em (cm ³ /s)

Q	- Fluxo de calor	; em (cal/s)
R	- Raio	; em (cm)
r	- Posição radial	; em (cm)
T	- Temperaturas	; em ($^{\circ}\text{C}$)
ΔT_f	- Diferença de temperatura do fluido	; em ($^{\circ}\text{C}$)
ΔT_{ma}	- Diferença média aritmética das temperaturas	; em ($^{\circ}\text{C}$)
u	- Velocidade local	, em (cm/s)
V_a	- Velocidade do escoamento	; em (cm/s)
V_s	- Velocidade real	; em (cm/s)
ρ_m	- Densidade do fluido manométrico	; em (g/cm^3)
ρ	- Densidade do fluido	; em (g/cm^3)
μ	- Viscosidade	; em ($\text{g}/\text{cm s}$)
μ_a	- Viscosidade aparente	; em ($\text{g}/\text{cm s}$)
μ_e	- Viscosidade efetiva	; em ($\text{g}/\text{cm s}$)
λ	- Ângulo de torção	; adim.
τ	- Tensão de cisalhamento	; ($\text{g}/\text{cm s}^2$)
G_z	- Número de Graetz	; adim.
N_u	- Número de Nusselt	; adim.
P_r	- Número de Prandtl para fluido newtoniano	; adim.
$P_{r,gen}$	- Número de Prandtl para fluido não-newtoniano	; adim.
R_{es}	- Número de Reynolds para fluido newtoniano	; adim.
$R_{e(n, \bar{K})}$	- Número de Reynolds para fluido não-newtoniano	; adim.

Sub-índices

b	- Na temperatura média aritmética	; -
f	- final	; -
i	- inicial	; -

nc - Escoamento de fluido não-newtoniano com promotores; ; -
ns - Escoamento de fluido não-newtoniano sem promotores ; -
sc - Escoamento de fluido newtoniano com promotores ; -
ss - Escoamento de fluido newtoniano sem promotores ; -
w - Na temperatura da parede ; -

I - INTRODUÇÃO

As indústrias alimentícias, químicas e farmacêuticas trabalham frequentemente com fluidos de alta viscosidade.

Os processos de aquecimento e resfriamento que envolvem fluidos de alta viscosidade representam um problema de aplicação da engenharia em escoamento laminar.

Para este escoamento, a maior preocupação reside-se em diminuir a resistência térmica. E com esta finalidade tem sido estudada a maneira de promover turbulência com o uso de promotores estacionários.

Os promotores estacionários escolhidos foram do tipo torção com a reversão sucessiva.

A construção do trocador munido de promotores estacionários, no espaço anular, foi baseado na viabilidade das condições para tal.

Os fluidos de alta viscosidade, devem ser analisados em dois grupos fundamentalmente diferentes, que são; fluido Newtoniano e fluido Não-Newtoniano. Daí a nossa intenção de pesquisar dois fluidos, onde um é Newtoniano e outro é Não-Newtoniano.

II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

II.1. Fator de Fricção

1.1. Fluidos Newtonianos

Em engenharia, os cálculos de perda de pressão são feitos através do fator de fricção.

A definição de fator de fricção é baseada nos estudos de perdas friccionais em escoamentos turbulentos, que mostram o fator sendo proporcional a energia cinética (ou pressão dinâmica) e a área da superfície sólida em contacto com o fluido (1, 13, 38).

Para o escoamento laminar, nos dutos circulares de secção constante, temos a equação de Hagen-Poiseulle:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{32 \mu V}{D^2} \quad [1]$$

O fator de fricção de Fanning é definido por:

$$f = \frac{D}{2\rho V^2} \frac{\Delta P}{L} \quad \text{ou} \quad f = \frac{(D\Delta P/4L)}{\rho V^2/2} = \frac{\tau_w}{\rho V^2/2} \quad [2]$$

onde $\frac{\pi D^2}{4} \Delta P = \pi DL \tau_w$. [3]

Combinando as equações [1] e [2] temos (13, 20):

$$f = \frac{16}{Re} \quad [4]$$

Existem outros autores como Blasius, Moore, etc. que definem o fator de fricção sendo quatro vezes maior do definido por Fanning, e temos também a definição com duas vezes a da Fanning (13).

Para os cálculos de números de Reynolds nos dutos não-circulares, o comprimento característico do escoamento, diâmetro para dutos circulares e diâmetro equivalente para não circulares, é definido através do conceito do raio hidráulico;

$$R_h = \frac{\text{Área seccional transversal}}{\text{perímetro molhado}}$$

Assim, o diâmetro equivalente é quatro vezes o raio hidráulico.

O fator de fricção para escoamentos anulares é dado pela equação (13, 20);

$$f = \frac{16}{Re} \left\{ \frac{(1 - D_1/D_2)^2}{1 + (D_1/D_2)^2 + \left\{ [1 - (D_1/D_2)^2] / \ln(D_1/D_2) \right\}} \right\} \quad [5]$$

onde o Re é baseado no diâmetro equivalente.

1.2. Fluidos Não-Newtonianos

Para fluidos não-Newtonianos, os parâmetros K' e n' são definidos pela equação (46);

$$\tau_w = K' \left(\frac{8V}{D} \right)^{n'} \quad [6]$$

Substituindo a equação [6] na [2] temos:

$$f = \frac{K'(8V/D)^{n'}}{\rho V^2/2} = \frac{2K'8^{n'}}{D^{n'}V^{2-n'}\rho} = \frac{16K'8^{n'-1}}{D^{n'}V^{2-n'}\rho}$$

Substituindo $\gamma = K'8^{n'-1}$ temos:

$$f = \frac{16\gamma}{D^{n'}V^{2-n'}\rho} \quad [7]$$

Comparando a equação [7] com a equação [4] temos:

$$Re, gen = \frac{D^{n'}V^{2-n'}\rho}{\gamma} \quad [8]$$

Para o fluido de lei de potência temos:

$$\tau_w = K\left(\frac{-du}{dr}\right)_w^n \quad [9]$$

$$\therefore \ln \tau_w = \ln K + n \ln \left(\frac{-du}{dr}\right)_w$$

Assumindo K e n constantes temos:

$$\frac{d(\ln \tau_w)}{d\left[\ln\left(\frac{-du}{dr}\right)_w\right]} = n \quad [10]$$

Para o escoamento laminar, a vazão é dada por:

$$Q = \pi \int_0^R u 2r dr = \pi \int_0^R u d(r^2),$$

integrando por partes:

$$Q = \pi \left[u r^2 - \int r^2 du \right]_0^R,$$

com a condição de não-deslizamento ($r = R \Rightarrow u = 0$), temos:

$$Q = \pi \left[- \int r^2 du \right]_0^R \quad [11]$$

Com a condição do escoamento laminar e a propriedade do fluido é independente do tempo, podemos expressar da seguinte maneira:

$$du = -f(\tau_{rx}) dr$$

E para dutos circulares temos:

$$\tau_{rx} = \tau_w \frac{r}{R}$$

$$\therefore r^2 = \frac{R^2 \tau_{rx}^2}{\tau_w^2} \quad e \quad dr = \frac{R}{\tau_w} d(\tau_{rx})$$

Substituindo na equação [11] temos:

$$Q = \pi \int_0^{\tau_w} \frac{R^2 \tau_{rx}^2}{\tau_w^2} f(\tau_{rx}) \frac{R}{\tau_w} d(\tau_{rx})$$

$$\text{ou: } \frac{Q}{\pi R^3} = \frac{8Q}{\pi D^3} = \frac{1}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau_{rx}^2 f(\tau_{rx}) d(\tau_{rx}) \quad [12]$$

$$\frac{Q \tau_w^3}{\pi R^3} = \frac{8Q \tau_w^3}{\pi D^3} = \int_0^{\tau_w} \tau_{rx}^2 f(\tau_{rx}) d(\tau_{rx}) \quad [13]$$

Diferenciando com respeito a τ_w pela regra de Leibnitz (49) temos:

$$3 \left(\frac{8Q}{\pi D^3} \right) \tau_w^2 + \tau_w^3 \frac{d(8Q/\pi D^3)}{d\tau_w} = \tau_w^2 f(\tau_w)$$

$$3 \left(\frac{8Q}{\pi D^3} \right) + \tau_w \frac{d(8Q/\pi D^3)}{d\tau_w} = f(\tau_w)$$

Substituindo a equação [3] temos:

$$3 \left(\frac{8Q}{\pi D^3} \right) + \frac{DAP}{4L} \frac{d(8Q/\pi D^3)}{d(DAP/4L)} = f(\tau_w) = \left(\frac{-du}{dr} \right)_w$$

Substituindo $Q = \frac{\pi D^2 V}{4}$ e rearranjando temos:

$$\left(\frac{-du}{dr} \right)_w = \frac{3}{4} \left(\frac{8V}{D} \right) + \left(\frac{8V}{D} \right) \frac{d[1/4(8V/D)] / (8V/D)}{d(DAP/4L) / (DAP/4L)}$$

$$\left(\frac{-du}{dr}\right)_w = \frac{8V}{D} \left[\frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{d[\ell_n(8V/D)]}{d[\ell_n(D\Delta P/4L)]} \right] \quad [14]$$

Da equação [6] temos:

$$n' = \frac{d[\ell_n(D\Delta P/4L)]}{d[\ell_n(8V/D)]} \quad [15]$$

Substituindo na [14] temos:

$$\left(\frac{-du}{dr}\right)_w = \frac{8V}{D} \left[\frac{3}{4} + \frac{1}{4n'} \right] = \frac{3n'+1}{4n'} \cdot \frac{8V}{D} \quad [16]$$

$$\therefore \ell_n \left(\frac{-du}{dr}\right)_w = \ell_n\left(\frac{8V}{D}\right) + \ell_n\left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)$$

Diferenciando com respeito a $(\ell_n \tau_w)$ temos:

$$\frac{d[\ell_n \left(\frac{-du}{dr}\right)_w]}{d(\ell_n \tau_w)} = \frac{d[\ell_n(8V/D)]}{d(\ell_n \tau_w)} + \frac{d[\ell_n \left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)]}{d(\ell_n \tau_w)}$$

Substituindo equações [10] e [15] temos:

$$\frac{1}{n} = \frac{1}{n'} + \frac{d[\ell_n \left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)]}{d(\ell_n \tau_w)} \quad [17]$$

$$\therefore n = \frac{n' d(\ell_n \tau_w)}{d(\ell_n \tau_w) + n' d[\ell_n \left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)]}$$

$$n = \frac{n' d(\lambda_n \tau_w)}{d(\lambda_n \tau_w) + n' d\left[\lambda_n \left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)\right] \frac{dn'}{dn'}}$$

$$n = \frac{n' d(\lambda_n \tau_w)}{d(\lambda_n \tau_w) + n' \left[\frac{4n'}{3n'+1} \cdot \frac{(4n')^3 - (3n'+1)^4}{(4n')^2} \right] \frac{dn'}{dn'}}$$

ou; $n = \frac{n'}{1 - \frac{1}{3n'+1} \left[\frac{dn'}{d(\lambda_n \tau_w)} \right]}$ [18]

Os valores de n e n' referem-se a um valor particular de tração, independente de se referir na parede ou não,

$$\therefore n = \frac{n'}{1 - \frac{1}{3n'+1} \left[\frac{dn'}{d(\lambda_n \tau_{rx})} \right]}$$
 [19]

Da equação [19], o termo $\left[\frac{dn'}{d(\lambda_n \tau_{rx})} \right]$ do denominador para fluidos da lei de potência é igual a zero, pois na equação [15] temos uma linha reta no gráfico de $\lambda_n(\tau_w)$ Vs. $\lambda_n(8V/D)$

$$\therefore n = n'$$
 [20]

Substituindo a equação [16] na equação [9] temos:

$$\tau_w = K \left(\frac{-du}{dr} \right)_w^n = K \left(\frac{3n'+1}{4n'} \right)^n \left(\frac{8V}{D} \right)^n$$

Como $n = n'$, temos:

$$\tau_w = K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \left(\frac{8V}{D} \right)^n \quad [21]$$

Comparando a equação [21] com a equação [6] temos:

$$K' = K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \quad [22]$$

Substituindo equações [20] e [22] na equação [8] temos:

$$Re_{gen} = \frac{D^n V^{2-n} \rho}{8^{n-1} K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} \quad [23]$$

Estudos para escoamentos anulares foram desenvolvidos por Fredrickson e Bird (7, 45), procedendo-se da seguinte maneira (para fluidos de lei de potência):

- para um valor dado de \bar{K} e n obtêm-se o valor correspondente de $\gamma(1/n, \bar{K})$ fornecidos pelos autores, onde $\bar{K} = D_1/D_2$.

- calcular; $\alpha_p = \frac{n \gamma (1 - \bar{K})^{(2n+1)/n}}{2n+1} \quad [24]$

- calcular; $Re(n, \bar{K}) = \frac{D_2^n V^{2-n} \rho / K}{2^{n-3} (1 - \bar{K}^2)^{n+1} / (1+\bar{K})} \cdot \alpha_p^n \quad [25]$

- calcular; $f = \frac{16}{Re(n, \bar{K})}$, onde; $f = \frac{\Delta P D_2 (1 - \bar{K}^2)}{2L(1+\bar{K}) \rho V^2} \quad [26]$

Os autores (8) mostraram que para o caso de $K = 0$, suas expressões se reduzem a expressão conhecida para tubos, isto é, $Re, gen = Re_{(n,0)}$.

II.2. Transferência de Calor

2.1. Fluidos Newtonianos

Uma das soluções mais simples de transferência de calor nos dutos circulares em escoamento laminar é dado pelo Lévêque.

Apesar da análise ter sido feita para placas planas (2, 15, 39), o resultado é facilmente aplicado para dutos circulares.

Uma das primeiras análises de transferência de calor no escoamento laminar, em tubos, foram feitas por Graetz e a equação (22) para a temperatura da parede constante é:

$$Nu = 1,75 (Gz)^{1/3} \quad [27]$$

Drew, Hogan e McAdams (6) demonstraram que para o caso de aquecimento com vapor, pode supor a temperatura da parede uniforme. Neste mesmo trabalho, os autores afirmam a preferência do uso de coordenada de Gz em vez de Re .

Num trabalho posterior, Drew (5) afirma que a correlação em função sõ de Gz é inadequada para diferentes fluidos e provavelmente inadequada para um mesmo fluido em diferentes níveis de temperaturas.

Kirkbride e McCabe (12) comparam os dados teóricos de Nusselt-Gröber com os dados experimentais e afirmaram que a equação pode ser expressa na forma de $N_u = f \left(Pe, \frac{Dv}{\mu}, \frac{L}{D} \right)$ para o escoamento laminar e turbulento.

A equação modificada, das fórmulas teóricas de Lévêque e Graetz, é dada por Sieder e Tate (3, 16, 33, 44),

$$N_u = 1,86 (G_z)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad [28]$$

Sieder e Tate (44) afirmam que a influência de Grashof deve ser considerado para $G_r > 25.000$.

McAdams (23) afirma que para pequenos D e ΔT , a equação [28] apresenta desvio máximo de 60% e para grandes D e ΔT , o desvio chega até 250%.

A correlação largamente utilizada no escoamento turbulento totalmente desenvolvido é a de Dittus-Boelter (21, 36),

$$N_u = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad [29]$$

Lawrence e Sherwood (19) verificaram o efeito de comprimento do tubo na transferência de calor, e mostraram que para o aquecimento de água no escoamento turbulento, o efeito de comprimento é desprezível. E não verificaram a mesma influência para o escoamento laminar.

No trabalho posterior, Sherwood (43), trabalhando com 4 fluidos diferentes, testou a equação de Dittus-Boelter para o escoamento laminar e turbulento. Mas, dá maior ênfase no escoamento turbulento, e do escoamento laminar só afirma que a equação não serve.

A equação empírica para o escoamento laminar em função de Re e Pr é dada por Chen, Hawkins e Solberg (33, 24),

$$N_u = 1,02 R_e^{0,45} P_r^{0,5} \left(\frac{De}{L}\right)^{0,4} \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{0,8} \left(\frac{\mu_b}{\mu_1}\right)^{0,14} Gr^{0,05} \quad [30]$$

para o escoamento anular com aquecimento no duto interno.

Outra correlação comumente utilizada para o escoamento laminar é a equação de Mikheyev (25),

$$N_u = 0,17 \cdot R_e^{0,33} P_r^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr_b}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad [31]$$

onde a constante, 0,17, deve ser corrigida através do fator de correção fornecido pelo autor, em casos que o comprimento do duto é menor que 50 vezes o diâmetro.

Miller, Byrnes e Benforado (17) trabalhando no escoamento turbulento no espaço anular, encontraram a distância da entrada como sendo 4 vezes o diâmetro equivalente para o estabelecimento de Nu.

2.2. Fluidos Não-Newtonianos

A correção da viscosidade, μ_b/μ_w , para fluidos não-Newtonianos, é feita substituindo viscosidade por viscosidade aparente (μ_{ab}/μ_{aw}) (48).

A viscosidade aparente é definida como sendo;

$$\mu_a = \tau_{rx} / \left(\frac{-du}{dr}\right) \quad [32]$$

Para fluidos de lei de potência temos:

$$\frac{-du}{dr} = \left(\frac{\tau_{rx}}{K} \right)^{1/n},$$

substituindo na [32] temos:

$$\mu_a = \tau_{rx} / \frac{-du}{dr} = \tau_{rx} \frac{1-1/n}{K} = \left(\frac{\Delta P}{2L} \right)^{1-1/n} \frac{1/n}{K} r^{1-1/n} \quad [33]$$

A temperatura média para avaliar μ_b é definida como sendo:

$$\bar{T}_x = \frac{2\pi \int_0^R r u T dr}{2\pi \int_0^R r u dr} \quad [34]$$

pela analogia, μ_{ab} numa dada secção do duto circular é determinada;

$$\mu_{ab} = \frac{2\pi \int_0^R r u \mu_a dr}{2\pi \int_0^R r u dr} \quad [35]$$

onde, $u = \left(\frac{\Delta P}{2KL} \right)^{1/n} \frac{n}{n+1} \left(R^{(n+1)/n} - r^{(n+1)/n} \right)$ para o fluido de lei de potência.

A equação [35] fica:

$$\mu_{ab} = \left(\frac{\Delta P}{2L} \right)^{1-1/n} \frac{1/n}{K_b} \frac{\int_0^R (R^{1+1/n} r^{2-1/n} - r^3) dr}{\int_0^R (R^{1+1/n} r - r^{2+1/n}) dr} \quad [36]$$

integrando a equação [36] temos:

$$\mu_{ab} = \left(\frac{\Delta P}{2L}\right)_b^{1-1/n} K_b^{1/n} \frac{3n+1}{2(3n-1)} R^{1-1/n} \quad [37]$$

e da equação [33] temos:

$$\mu_{aw} = \left(\frac{\Delta P}{2L}\right)_w^{1-1/n} K_w^{1/n} R^{1-1/n} \quad [38]$$

para tubos, a relação de vazão $V_s \cdot \Delta P$ é de;

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{n}{3n+1} \left(\frac{\tau_w}{K}\right)^{1/n} \quad [39]$$

portanto, para valores dados de Q e R temos:

$$\left(\frac{\Delta P}{2L}\right)_b = \underline{\text{Cte}} \cdot K_b \quad \text{e} \quad \left(\frac{\Delta P}{2L}\right)_w = \underline{\text{Cte}} \cdot K_w$$

$$\therefore \frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}} = \left[\frac{K_b}{K_w} \frac{(3n+1)}{2(3n-1)} \right] \quad , \text{ é a expressão para flui-}$$

dos de lei de potência.

Pigford (47) introduziu a correção (δ) para a solução de Lévêque;

$$N_{u_i} = 1,75 \delta^{1/3} (G_z)^{1/3} \quad [40]$$

onde, $\delta = \frac{(-du/dr)_w \text{ para fluido não-Newtoniano}}{(-du/dr)_w \text{ para fluido Newtoniano}}$

Da equação [16] temos $n'=1$ para fluidos Newtonianos e $n'=n$ para fluidos de lei de potência, assim:

$$\delta = \frac{3n+1}{4n}$$

Metzner, Vaughn e Houghton (48) introduziram a modificação na equação [40]. Esta modificação empírica de (Y/γ_w) definido no ítem 1.2., isto é:

$$\gamma = 8^{n-1} K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \quad \text{para fluidos de lei}$$

de potência, resulta;

$$Nu = 1,75 \Delta^{1/3} (G_z)^{1/3} (Y/\gamma_w)^{0,14} \quad [41]$$

Christiansen e Craig (48) questionaram o uso do termo $(Y/\gamma_w)^{0,14}$ e concluíram que este termo é pouco consistente.

Num recente trabalho, Popovska e Wilkinson (35) estudaram transferência de calor com fluidos Newtonianos e não-Newtonianos e concluíram que, a solução através da equação do tipo Sieder e Tate ou de Metzner, poderá trazer graves erros. E recomendaram o uso de solução numérica.

II.3. Promotores Estacionários

A promoção de turbulência para o aumento de transferência de calor, convecção forçada, através de promotores estacionários de turbulência é obtida pela obstrução do escoamento.

Colburn (4) estudou a perda de pressão e transferência de calor com dez diferentes tipos de promotores, denominados por ele de retardadores. O autor obteve a correlação do tipo;

$$h = f(\overset{\circ}{m}, D, L, \Delta p)$$

Seigel (41) utilizou 3 tipos diferentes de promotores e apresentou a correlação do tipo;

$$\text{Nu}/\text{Pr}^{0,4} = f(\text{Re})$$

Knudsen e Katz (13, 18) fizeram a análise com aletas verticais e apresentaram o fator de fricção baseado no de Fanning,

$f = 24,6 (\text{Re})^{-1}$ para o escoamento laminar, e para a transferência de calor apresentaram;

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr}, S/D_e, W/D), \text{ onde}$$

S é a distância entre aletas e W é a altura da aleta.

Outros tipos de promotores que modificam o espaço anular foram estudados por Winkel (14). A constante, $C=f/\text{Re}$ baseado na definição de Fanning é apresentada variando entre 13,7 a 24,0.

Seymour (42) estudou a influência de ângulo de torção dos promotores (tipo torcido) e definiu o comprimento real (espiral) e a velocidade real (espiral) baseando-se neste ângulo;

$$L_s = L_a \left[1 + (\pi\lambda)^2 \right]^{1/2} \quad [42]$$

$$V_s = V_a \left[1 + (\pi\lambda)^2 \right]^{1/2} \quad [43]$$

e considerou $V_r = V_a(\pi\lambda)$, isto é, a velocidade rotacional tangente à parede.

O ângulo de torção, λ , é definido como sendo;

$$\lambda = (\text{ângulo de torção num comprimento equivalente a um diâmetro})/360^\circ \quad [44]$$

em outras palavras, $\lambda = 1$ significa a torção de 360° em um comprimento equivalente a um diâmetro.

Na sua análise, o autor obteve $\lambda \approx 0,2$ como sendo o valor ótimo.

Uma modificação direta deste tipo de promotores é apresentada pela Kenics Co. (29, 34), com a introdução de reversão sucessiva do escoamento.

Grace (26) sugeriu que para o escoamento laminar, a transferência de calor pode ser prevista pela equação de Sieder e Tate modificada;

$$Nu = 3,65 + 3,8 (G_z)^{1/3},$$
 para este tipo (Kenics Co.) de promotores.

Hong e Bergles (10) recomendaram outro tipo de correlação;

$$Nu = 5,172 \left\{ 1 + 5,484 \cdot 10^{-3} Pr^{0,7} (Re/y)^{1,25} \right\}^{0,5},$$

onde, $y = \text{torção} = H/D$

sendo, $H = \text{distância para } 180^\circ \text{ de torção.}$

Jagadeesh e Satyanarayana (11) utilizaram o tipo de promotores de Kenics Co. colocados no espaço anular e definem o diâmetro equivalente baseado no raio hidráulico,

$$De = \frac{4 \left[\frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) - (D_2^2 - D_1^2)b \right]}{\left[\pi(D_2 - D_1) + 2(D_2 - D_1 - 2b) \right]} \quad [45]$$

onde b é a espessura dos promotores.

Park (28) utilizando os promotores do tipo Jagadeesh, recomendou o uso de comprimento e velocidade reais de finidos por Seymour.

Recentemente, Nauman (27) fez um estudo analítico de transferência de calor e homogeneidade térmica dos promo

tores estacionários, utilizando a correlação do tipo Graetz.

Um breve resumo sobre estudos de transferência de calor, com promotores de turbulência, pode ser encontrado nas seções 7 (36) e 10 (37) de Rohsenow.

III - MATERIAIS E MÉTODOS

III.1. Materiais

1.1. Trocador de calor

O trocador de calor munido de promotores estacionários de turbulência, construído na UNICAMP é mostrado na página (46).

O tubo interno é de aço inóx 304 de uma polegada de diâmetro, onde foram soldadas as pás dos promotores.

As pás são de aço inóx 304 de 0,18 cm de espessura, e foram colocadas para dar reversão sucessiva no escoamento.

Cada conjunto de reversão completa, isto é, uma torção no sentido horário e uma torção no sentido anti-horário, formados por 4 pás, chama-se de um passo.

O tubo externo, que é a superfície de troca de calor, é de cobre de 1,5 polegadas de diâmetro e a camisa de vapor, também de cobre, é de 3 polegadas de diâmetro.

1.2. Instrumentação

1.2.a. Bomba com a rotação variável

Marca	- Mono Pumps Ltda
Tipo	- SJ 400/V
Procedência	- Inglaterra
Escala	- 0 a 1600 rpm
Divisão	- 20 rpm

1.2.b. Manômetro

Construído na Escola	
Escala	- 0 a 1000 mm

Divisão - 1 mm
Fluido - mercúrio

1.2.c. Cronômetro

Marca - Sportex
Procedência - Suíça
Escala - 0 a 60 seg.
Divisão - 0,1 seg.

1.2.d. Termômetro

Marca - Princo
Procedência - EE.UU.
Escala - (-20°C) a (50°C)
Divisão - 1°C

1.2.e. Potenciômetro

Marca - Foster Instrument Co. Ltd.
Procedência - Inglaterra
Escala - 0 a 20 mV
Divisão - 0,1 mV

1.2.f. Balança

Marca - Hobart
Procedência - Brasil
Escala - 0 a 25 kg
Divisão - 10 g

1.2.g. Viscosímetro

Marca - Contraves
Procedência - Alemanha
Escala - 0 a 100 unidade instrumental
Divisão - 1 escala

1.2.h. Densímetro

Marca - Assistent
Procedência - Alemanha
Escala - 0,750 a 1,250 g/cm³
Divisão - 0,010 g/cm³

1.3. Fluidos

1.3.a. Newtoniano : Glicerina

1.3.b. Não-Newtoniano : Carboxi-metil-celulose sódico.

III.2. Métodos

2.1. Obtenção de dados para o fluido Newtoniano

2.1.a. Vazão mássica

As vazões foram determinadas pesando-se o material escoado em intervalos de tempo cronometrados.

2.1.b. Perda de pressão

Os valores de queda de pressão foram obtidos através do manômetro de tubo em U.

Os valores de vazão VS. ΔP são mostrados na TABELA I.

2.1.c. Temperaturas

As temperaturas foram obtidas através dos termopares de cobre-constantan instalados.

2.1.d. Condensados

Foram obtidos dois (2) tipos de condensados;

- i) Condensado determinando a perda para o ambiente; foram recolhidos os condensados com o trocador de calor sem circulação do fluido de processo.
- ii) Condensado determinando a transferência do calor; foram recolhidos os condensados com a circulação do fluido do processo.

A diferença de (calor de condensado ii) - (calor de condensado i) fornece o calor transferido para o fluido do processo.

Os valores de vazão, calor transferido e temperaturas do fluido são mostrados na TABELA III.

2.1.e. Propriedades físicas

As propriedades físicas da glicerina foram tomadas da bibliografia.

As medidas das viscosidades a diferentes temperaturas, indicam (9,40) que a glicerina é de 98% de pureza em peso.

Como a glicerina é altamente higroscópica, foram verificadas as viscosidades dia-a-dia. Entretanto, elas mostraram que o fechamento do tanque com a copa plástica não permitiu a hidratação da glicerina, isto é, a viscosidade manteve-se constante a uma dada temperatura, durante o experimento.

As densidades também foram determinadas experimentalmente, e conferidas com os dados da bibliografia (9,30).

O calor específico (9,31) e a condutividade térmica (9,32) foram tomados da bibliografia.

Estes valores são mostrados nos gráficos 1, 2, 3 e 4.

2.2. Cálculos para o fluido Newtoniano

2.2.a. Velocidades

i) As velocidades do escoamento, no espaço anular do trocador (V_a), foram calculadas da seguinte maneira:

$$V_a = \frac{\text{Vazão Mássica}}{\rho \cdot A} = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A}$$

onde, a área é a área transversal do escoamento, isto é;

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) - (D_2 - D_1)b$$

ii) As velocidades reais definidas por Seymour como:

$$V_s = V_a [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2} \quad [43]$$

Temos aqui, 180° de torção em um comprimento de um diâmetro,

$$\therefore \lambda = \frac{180^\circ}{360^\circ} = 0,50$$

2.2.b. Perda de pressão

i) A perda de pressão em $g/cm s^2$ é calculada;

$$\Delta P = h m_2 g (\rho_m - \rho)$$

ii) A perda de pressão por unidade de comprimento;

$$\frac{\Delta P}{L_s}, \text{ onde } L_s \text{ é o comprimento real definido por Seymour}$$

$$\text{como, } L_s = L_a [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2} \quad [42]$$

2.2.c. Fator de fricção

O fator de fricção é definido como sendo:

$$f_s = \frac{\Delta P}{L_s} \cdot \frac{2 D_e}{\rho V_s^2}, \text{ onde } D_e \text{ é dada pela equação [45]}$$

2.2.d. Número de Reynolds

É definido como sendo:

$$Res = \frac{\rho D_e V_s}{\mu}$$

Os valores de Re Vs. f para cada passo dos promotores são mostrados na TABELA II.

2.2.e. Quantidade de calor experimental

Os condensados foram recolhidos num recipiente contendo água.

A diferença da massa final e a massa inicial de água (M_a) fornece a massa do condensado (M_c).

A massa do condensado dividida pelo tempo cronometrado fornece a vazão mássica do condensado (\dot{M}_c).

Dai, pelo balanço da energia;

$$M_a \cdot C_{p_g} \cdot (T_{fa} - T_{ia}) = M_c \cdot C_{p_g} \cdot (T_c - T_{fa}),$$

obtém-se a temperatura do condensado (T_c).

Portanto, a quantidade de calor transferido é;

$$\dot{Q} = \dot{M}_c [C_L + C_{p_v} (T_v - T_c)] \cdot \epsilon$$

Como já mencionamos no item 2.1.d., o calor transferido ao fluido é obtido pela diferença dos calores transferidos obtidos pelos dois condensados.

2.2.f. Quantidade de calor calculada

A quantidade de calor transferida ao fluido é calculada através da equação:

$$\dot{Q} = \dot{M}_f C_{p_f} \Delta T_f$$

Os valores de \dot{Q} medida e \dot{Q} calculada são mostrados na TABELA IV.

O vapor utilizado nos experimentos, apresentou a qualidade de aproximadamente 60% de eficiência (ϵ).

Como os valores de \dot{q} calculados através de medidas de temperatura são mais seguros, utilizou-se estes valores para a correlação de transferência de calor.

2.2.g. Números adimensionais

- i) Re; já definido no item 2.2.d.
- ii) $Pr = C_p \mu / k$
- iii) $Nu = hm D_e / k$
- iv) μ_b / μ_w ; μ_w é avaliada na $T = 113^\circ C$, pois a pressão do vapor era 1,8 atm absoluta.

OBS: As propriedades físicas da glicerina foram avaliadas nas temperaturas médias aritméticas.

O hm do Nu é calculado pela equação:

$$hm = \frac{\dot{q}}{A_w \cdot T_{m.a.}}$$

onde $A_w = \pi D_2 L_a$ e $\Delta T_{m.a} = T_w - 1/2 (T_{fi} + T_{ff})$

Os valores adimensionais são mostrados na TABELA V.

2.3. Obtenção de dados para o fluido não-Newtoniano

2.3.a. Perda de pressão

Utilizou-se o manômetro inclinado, pois os valores de ΔP eram pequenos.

Mesmo utilizando a inclinação de 30° , surgiram dificuldades para a leitura das mesmas, portanto leu-se de 3 passos em diante.

Os valores são mostrados na TABELA VI.

2.3.b. Propriedades físicas

As medidas de viscosidades a diferentes temperaturas são mostrados nos gráficos 5-1 e 5-2.

As densidades foram medidas a diferentes temperaturas e mostraram que podemos utilizar o valor de 1g/cm^3 .

O calor específico foi estimado como sendo $0,99\text{ cal/g}^\circ\text{C}$.

A condutividade térmica foi estimada como sendo $1,7 \times 10^{-3}\text{ cal/s cm}^\circ\text{C}$ para 1,0% de C.M.C.S. e $1,8 \times 10^{-3}\text{ cal/s cm}^\circ\text{C}$ para 1,5% de C.M.C.S.

Os valores de densidade, calor específico e condutividade térmica foram utilizados como sendo independentes de temperatura (constantes).

2.3.c. Temperaturas

Os valores são mostrados na TABELA VIII.

2.4. Cálculos para o fluido não-Newtoniano

2.4.a. Fator de Fricção

O fator de fricção é definido como sendo:

$$f_n = \frac{2 \Delta P D_2 (1 - \bar{K}^2)}{L_s (1 + \bar{K}) \rho V^2}$$

OBS: No cálculo de ΔP (ítem 2.2.b.i) deve incluir $(\text{Sen } 30^\circ)$.

2.4.b. Número de Reynolds

O $Re(n, \bar{K})$ é calculado de acordo com as equações [24] e [25].

A função $\gamma(1/n, \bar{K})$ é mostrada no gráfico 6.

Os valores de $Re(n, \bar{K})$ e n são mostrados na TABELA VII.

2.4.c. Números adimensionais

i) Re; já definido no item anterior.

ii) Pr; o número de prandtl para fluidos não-Newtonianos é expresso como sendo:

$$Pr_{gen} = \frac{C_p \mu_e}{k} \quad , \text{onde } \mu_e \text{ é a viscosidade efe-}$$

tiva definida a partir da equação de Hagen-Poiseulle.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{32 \mu V}{D^2} \quad \therefore \quad \mu_e = \frac{D \Delta P / 4L}{8V/D}$$

$$\mu_e = \frac{\tau_w}{8V/D} = K' \left(\frac{8V}{D} \right)^{n'-1} \quad (\text{da equação [6]})$$

Portanto, para o nosso fluido (lei de potência) temos:

$$Pr_{gen} = \frac{C_p}{k} \cdot K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \left(\frac{8V}{D} \right)^{n-1}$$

iii) $Nu = \frac{hm De}{k}$

iv) $\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}} = \left[\frac{K_b}{K_w} \frac{(3n+1)}{2(3n-1)} \right]$

OBS: 1) Os gráficos 5-1 e 5-2 mostram que o C.M.C.Sódico pode ser representado pela lei de potência. E mostram também que o índice reológico (n) não varia com a temperatura e nem com a concentração aqui utilizada.

O valor de n é igual a 1,1 para ambas as concentrações e para todas temperaturas.

A constante reológica (K) é função de temperatura e concentração.

OBS: 2) Os valores não citados nos ítems 2.3 e 2.4 são iguais aos valores obtidos ou calculados como nos ítems 2.1 e 2.2.

Os valores adimensionais são mostrados na TA-
BELA IX.

IV - RESULTADOS E DISCUSSÃO

IV.1. Fator de Fricção

1.1. Fluido Newtoniano

As correlações de fator de fricção em função de número de Reynolds, obtidos para cada passo foram:

$$\text{um passo} \quad : \quad f_s = 83,10 \, Re_s^{-1,06}$$

$$\text{dois passos} \quad : \quad f_s = 84,77 \, Re_s^{-1,07}$$

$$\text{três passos} \quad : \quad f_s = 84,77 \, Re_s^{-1,05}$$

$$\text{quatro passos} : \quad f_s = 89,12 \, Re_s^{-1,08}$$

$$\text{cinco passos} \quad : \quad f_s = 87,36 \, Re_s^{-1,08}$$

$$\text{seis passos} \quad : \quad f_s = 87,36 \, Re_s^{-1,08}$$

E a correlação para todos os valores experimentais, isto é, todos os passos numa só correlação foi:

$$f_s = 84,77 \, Re_s^{-1,06}$$

Para a aplicação na engenharia, o expoente de número de Re como sendo (-1,06) não se justifica, apesar do resultado matemático indicar este expoente como o melhor. Portanto, expressou-se este resultado em função de Re^{-1} .

O fator de fricção em função de inverso de Re é expresso por:

$$f_s = 81,33 \, Re_s^{-1}$$

1.2. Fluido não-Newtoniano

O fator de fricção para o fluido de lei de potência é expresso por:

$$f_n = 129,00 Re(n, K)^{-1}$$

Os valores de $(1/Re_s)Vs.f_s$ são mostrados no gráfico 7 e os valores de $1/Re(n, \bar{K}) Vs. f_n$ são mostrados no gráfico 8.

IV.2. Transferência de calor

2.1. Fluido Newtoniano

Foram testadas as 3 correlações existentes:

1) a correlação de Mikheyev

$$Nu = f \left[Re^{0,33}, Pr^{0,43}, \left(\frac{Pr_b}{Pr_w} \right)^{0,25} \right]$$

Os valores desta correlação para cada passo dos promotores são mostrados nos gráficos (9-1) a (9-6).

2) a correlação de Sieder e Tate;

$$Nu = f \left[G_z^{1/3}, \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,25} \right]$$

Os valores desta correlação para cada passo dos promotores são mostrados nos gráficos (10-1) a (10-6).

3) a correlação de Chen e outros;

$$Nu = f \left[Re^{0,45}, Pr^{0,5}, \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14} \right]$$

Os valores desta correlação para cada passo dos promotores são mostrados nos gráficos (11-1) a (11-6).

As 3 correlações mostram uma tendência de alinhamento dos dados experimentais a partir de 4 passos. Como a correlação de Sieder e Tate mostra uma curva, em vez de uma reta nos gráficos, (10-4), (10-5) e (10-6), tentou-se verificar o expoente de G_z .

A verificação do expoente de G_z na correlação de Sieder e Tate é mostrada nos gráficos (12-1) a (12-6).

Os gráficos (12-4) a (12-6) apresentam as seguintes correlações:

$$\text{quatro passos : } N_u = 0,52 (G_z)^{0,62} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$\text{cinco passos : } N_u = 0,77 (G_z)^{0,54} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$\text{seis passos : } N_u = 0,77 (G_z)^{0,55} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Com todos os dados de quatro a seis passos obtém-se a seguinte correlação:

$$N_u = 0,66 (G_z)^{0,58} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Esta correlação é mostrada no gráfico 14.

Na tentativa de obter uma melhor correlação para o nosso caso, foram calculados os expoentes individuais para cada adimensional.

Foram utilizados gráficos para que se possa visualizar a contribuição de cada adimensional.

Os melhores expoentes obtidos através destas análises para (P_r) e (μ_b/μ_w) foram (0,40) e (0,14) respectivamente.

O passo seguinte para visualizar a contribuição individual do (R_e) é mostrado nos gráficos (13-1) a (13-6).

Os gráficos (13-4), (13-5) e (13-6) fornecem condições para o cálculo dos expoentes de (R_e) e (De/Ls) .

Foram obtidas as seguintes correlações:

$$\text{quatro passos : } N_u = 1,14 (Re)^{0,68} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

$$\text{Cinco passos : } N_u = 1,28 (Re)^{0,60} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

$$\text{seis passos : } N_u = 1,22 (Re)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

A correlação final obtida para os valores de quatro a seis passos foi:

$$N_u = 1,25 (Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

Esta correlação é mostrada no gráfico 15.

2.2. Fluido não-Newtoniano

A correlação obtida para o fluido de lei de potência para os valores de 4 a 6 passos foi:

$$N_u = 1,61 (Re(n, \bar{K}))^{0,62} (Pr, gen)^{0,40} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

Esta correlação é mostrada no gráfico 16.

Para o fluido de lei de potência também só foi possível a correlação para 4 passos em diante.

IV.3. Comparação dos resultados de fluido Newtoniano e de fluido não-Newtoniano

3.1. Fator de fricção

O fluido Newtoniano apresenta o fator de fricção com 81,33 de constante e o fluido não-Newtoniano com 129,00.

A tentativa de escolha de variáveis, para que as duas correlações apresentem a mesma constante mostra que:

i) Re_s deve ser substituído por $(Re_s \cdot \frac{D_1}{D_2})$

ii) f_s deve ser definido sendo:

$$f_{sm} = \frac{2\Delta P}{L_a} \cdot \frac{(D_2 - D_1) \cdot De}{\rho v_s^2}$$

Com estas modificações, a correlação $f_s = 81,33 Re_s^{-1}$ fica:

$$f_s = \frac{2\Delta P}{L_s} \cdot \frac{De}{\rho v_s^2} = \frac{2\Delta P}{L_a [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}} \cdot \frac{De [(D_2 - D_1)/(D_2 - D_1)]}{\rho v_s^2}$$

$$= \frac{2\Delta P}{L_a} \cdot \frac{(D_2 - D_1) \cdot De}{v_s^2} \cdot \frac{1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}}$$

$$= f_{sm} \cdot \frac{1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}}$$

$$\therefore f_{sm} \cdot \frac{1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}} = 81,33 Re_s^{-1}$$

$$f_{sm} = 81,33 (D_2 - D_1) [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2} \cdot \frac{D_1}{D_2} (Re_s \frac{D_1}{D_2})^{-1}$$

$$f_{sm} = 128,86 (Re \frac{D_1}{D_2})^{-1}$$

Em outras palavras;

$$f_s = (129) Re_s^{-1} \cdot \alpha_s(D, \lambda), \text{ onde}$$

$$\alpha_s(D, \lambda) = \frac{D_2/D_1}{(D_2 - D_1)[1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}}$$

3.2. Transferência de calor

A constante para o fluido newtoniano é de 1,25.

Foi introduzido o fator (D_1/D_2) na Re_s , na análise de fator de fricção, então:

$$Nu = 1,25 (Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

$$Nu = 1,25 \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,62} (Re_s \frac{D_1}{D_2})^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

$$Nu = 1,61 (Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48} \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,62}$$

Este resultado reforça a validade do fator utilizado no Re_s .

IV.4. Comparação dos resultados com e sem promotores

4.1. Fator de fricção e perda de pressão

4.1.a. Fluido Newtoniano

De acordo com a definição utilizada, isto é,
 $4 \times f_{\text{Fanning}}$, temos:

$$f_{ss} = \frac{64}{Re} \left\{ \frac{(1 - \frac{D_1}{D_2})^2}{1 + (D_1/D_2)^2 + \left\{ [1 - (D_1/D_2)^2] / \lambda_n (D_1/D_2) \right\}} \right\}$$

$$\therefore f_{ss} = \frac{96}{\frac{\rho (D_2 - D_1) V_a}{\mu}}$$

para o escoamento anular sem promotores.

E para o escoamento anular com promotores temos:

$$f_{sc} = \frac{129}{\frac{\rho D_e V_s}{\mu}} \phi_s(D, \lambda)$$

$$\therefore \frac{f_{sc}}{f_{ss}} = 0,85 \cdot \frac{(D_2 - D_1) V_a}{D_e V_s} = 0,52$$

Consequentemente;

$$\frac{\Delta P_{sc}}{\Delta P_{ss}} = \frac{f_{sc}}{f_{ss}} \cdot \frac{V_s^2 L_s (D_2 - D_1)}{V_a^2 L_a D_e} = 0,52 \cdot \frac{V_s^2 L_s (D_2 - D_1)}{V_a^2 L_a D_e} = 3,81$$

4.1.b. Fluido não-Newtoniano

$$f_{ns} = \frac{64}{Re(n, \bar{K})S} \quad e \quad f_{nc} = \frac{129}{Re(n, K)C}$$

$$\therefore \frac{f_{nc}}{f_{ns}} = \frac{129}{64} \cdot \frac{Re(n, \bar{K})S}{Re(n, K)C} = 2,02 \left\{ [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2} \right\}^{2-n}$$

$$\therefore \frac{f_{nc}}{f_{ns}} = 2,02 (1,8621)^{2-n}$$

$$\therefore \frac{\Delta P_{nc}}{\Delta P_{ns}} = \frac{f_{nc}}{f_{ns}} \cdot \frac{L_s V_s^2}{L_a V_a^2} = 2,02 (1,8621)^{1+n}$$

4.2. Transferência de calor

4.2.a. Fluido Newtoniano

Sieder e Tate (44) recomendaram o uso da equação sem o termo de Gr, para $Gr < 25.000$, portanto:

$$Nu_{ss} = 1,86 (Gz)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad , \text{ onde}$$

$$Gz = Re Pr \frac{D}{L} \frac{\pi}{4}$$

$$\therefore Nu_{ss} = 1,86 \left(Re Pr \frac{D}{L} \frac{\pi}{4} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$e \quad Nu_{sc} = 1,61 \left(Re \frac{D_1}{D_2} \right)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{De}{L_s} \right)^{0,48} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\therefore \frac{N_{usc}}{N_{uss}} = \frac{1,61}{1,86} \cdot \frac{(Re_{sc} \frac{D_1}{D_2})^{0,62}}{(Re_{ss})^{0,33}} \cdot (Pr)^{0,07} \frac{(De/L_s)^{0,48}}{(De/L_a)^{0,48}} \cdot \left(\frac{4}{\pi}\right)^{0,33}$$

$$\therefore \frac{N_{usc}}{N_{uss}} = 0,80 (Re_{ss})^{0,32} (Pr)^{0,07}$$

Tomando um dado experimental (TABELA V) como um exemplo temos; $Re_{sc} = 7,3$, $Re_{ss} = 3,9$ e $Pr = 1800$,

$$\therefore \frac{N_{usc}}{N_{uss}} = 0,80 (3,9)^{0,32} (1800)^{0,07} = 2,09$$

4.2.b. Fluido não-Newtoniano

Utilizando a equação de Metzner e outros (48), para o fluido de lei de potência temos:

$$N_{uns} = 1,75 \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^{1/3} (Gz)^{1/3} \left(\frac{Kb}{Kw}\right)^{0,14}$$

$$e \quad N_{unc} = 1,61 (Re(n, \bar{K}))^{0,62} (Pr, gen)^{0,4} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48}$$

$$\therefore \frac{N_{unc}}{N_{uns}} = 1,07 (Re(n, \bar{K})S)^{0,32} (Pr, gen)^{0,07}$$

Tomando um dado experimental (TABELA IX) como exemplo temos:

$$Re(n, \bar{K})C = 128,0, \quad Re(n, \bar{K})S = 73,2 \quad e \quad Pr, gen = 24,3$$

$$\therefore \frac{N_{unc}}{N_{uns}} = 5,28$$

OBS: As correlações de Sieder e Tate, de Metzner e outros, são utilizadas aqui com as modificações necessárias para o escoamento anular.

4.3. Calor transferido e potência requerida

4.3.a. Fluido Newtoniano

A potência teórica (W) requerida para originar o escoamento é proporcional ao produto da vazão volumétrica (Q) e ΔP .

Podemos expressar a razão do calor transferido (\dot{Q}) pela potência requerida (W) da seguinte maneira:

$$\frac{(\dot{Q}/W)_{sc}}{(\dot{Q}/W)_{ss}} = \left(\frac{Nusc}{Nuss} \right) / \left(\frac{\Delta P_{sc}}{\Delta P_{ss}} \right) = \frac{(Nusc/Nuss)}{(\Delta P_{sc}/\Delta P_{ss})}$$

$$\therefore \frac{(\dot{Q}/W)_{sc}}{(\dot{Q}/W)_{ss}} = 0,21 (Re_{ss})^{0,32} (Pr)^{0,07}$$

Em outras palavras, para o fluido nas condições de $Pr = 2000$, recomenda-se o uso de promotores nas condições do escoamento onde $Re_{ss} > 25$.

4.3.b. Fluido não-Newtoniano

$$\frac{(\dot{Q}/W)_{nc}}{(\dot{Q}/W)_{ns}} = \frac{(Nunc/Nuns)}{(\Delta P_{nc}/\Delta P_{ns})}$$

$$\therefore \frac{(\dot{Q}/W)_{nc}}{(\dot{Q}/W)_{ns}} = 0,53 \left[\frac{(Re(n, \bar{K})S)^{0,32} (Pr,gen)^{0,07}}{\{ [1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2} \}^{1+n}} \right]$$

Em outras palavras , para o fluido nas condições de $Pr = 25$ e $n = 1,1$, recomenda-se o uso de promotores nas condições do escoamento onde $Re(n, \bar{K})S > 210$.

OBS: Considerou-se o comprimento da entrada sendo igual a 3 passos para ambos os casos (com promotores e sem promotores), para o desenvolvimento do perfil de temperatura. Portanto, se levarmos em conta, a correção para o comprimento de entrada menor (25), a razão de calor transferido pela potência, com e sem promotores, aumenta.

V - CONCLUSÕES

1) As correlações obtidas para o escoamento laminar com os pro-
motores foram:

a) O fator de fricção, para o fluido Newtoniano pode ser pre-
visto pela equação;

$$f_s = (129) Re_s^{-1} \cdot \theta_s(D, \lambda), \quad \{1\}$$

sendo:

$$f_s = \frac{\Delta P}{L_s} \cdot \frac{2 D_e}{\rho v_s^2}$$

$$Re_s = \frac{\rho D_e v_s}{\mu}$$

$$\theta_s(D, \lambda) = \frac{D_2/D_1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi \lambda)^2]^{1/2}}$$

b) O fator de fricção para o fluido de lei de potência pode ser
previsto pela equação;

$$f_n = (129) \cdot Re(n, \bar{K})^{-1}, \quad \{2\}$$

sendo:

$$f_n = \frac{\Delta P}{L_s} \cdot \frac{2 D_2}{\rho v_s^2} \frac{(1 - \bar{K}^2)}{(1 + \bar{K}^2)}$$

$$Re(n, \bar{K}) = \frac{\rho D_2^n v_s^{2-n} / K}{2^{n-3} (1 - \bar{K}^2)^{n+1} / (1 + \bar{K})} \Omega_p^n$$

$$\Omega_p = \frac{n \gamma (1 - \bar{K}) (2n+1) / n}{2n+1}$$

$\gamma = f(1/n, \bar{K})$ fornecido por Fredrickson e Bird.

c) O Nusselt de transferência de calor para o fluido Newtoniano, pode ser previsto pela equação;

$$Nu = 1,61(Re_s)^{0,62} (Pr)^{0,40} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48} \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,62} \quad \{3\}$$

d) O Nusselt de transferência de calor para o fluido de lei de potência, pode ser previsto pela equação;

$$Nu = 1,61(Re(n, \bar{K}))^{0,62} (Pr,gen)^{0,40} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}}\right)^{0,14} \left(\frac{De}{L_s}\right)^{0,48} \quad \{4\}$$

Os desvios máximos das correlações {1}, {2}, {3} e {4} são mostrados no Apêndice.

2) A dispersão dos dados experimentais, nos passos um, dois e três, mostra a impossibilidade de se obter uma correlação do tipo {3} ou {4}. Daí, podemos concluir que o trocador necessita de $(L_s/D_e) = 38,01$, ou seja, 3 passos para o estabelecimento do perfil de temperatura totalmente desenvolvido.

3) Pela análise da razão da transferência de calor pela potência requerida no escoamento mostra que é vantajoso o uso dos promotores nos seguintes casos:

a) Fluido Newtoniano

$$[(Re_{ss})^{0,32} (Pr)^{0,07}] > 4,76$$

b) Fluido não-Newtoniano

$$\left[\frac{(Re(n, \bar{K})S)^{0,32} (Pr,gen)^{0,07}}{\{[1 + (\pi\lambda)^2]^{1/2}\}^{1+n}} \right] > 1,89$$

Mas, não devemos esquecer que, nesta análise considerou-se o desenvolvimento do perfil de temperatura como sendo 3 passos, isto é, 6 diâmetros para ambos os casos (com promotores e sem promotores).

Portanto, não resta dúvidas quanto a vantagem no uso dos promotores, levando-se em conta, o comprimento da entrada para o desenvolvimento do perfil de temperatura, no escoamento laminar, sem promotores, como sendo pelo menos 50 diâmetros.

- 4) Para a generalização do termo $\phi_g(D, \lambda)$, utilizado na correlação { 1 } para o fluido Newtoniano, deverá testar outros promotores com o espaço anular (D_1 e/ou D_2) e o ângulo de torção (λ) diferentes dos utilizados neste trabalho.
- 5) Para minimizar o desvio máximo (0,32), na correlação { 4 } para o fluido de lei de potência, deverá haver condições de determinar propriedades físicas, em função da temperatura (ver apêndice).
- 6) Soluções numéricas propostas por Popovska e Wilkinson (35) poderá ser testado para o nosso caso, com devidas modificações no espaço anular. Para tanto, além da condição de determinar as propriedades físicas, deverá ter condições de traçar perfis de velocidades.

APÊNDICE

Estimativa do erro relativo máximo

Dados experimentais:

- { Massa escoada : (1940 ± 5)g
Tempo cronometrado : (198 ± 1)s
Obs.: ± 1 segundo inclui o erro humano.

$$1) \quad \therefore \frac{Q}{m} = \frac{1940 \pm 5}{198 \pm 1} \begin{cases} \frac{1940 - 5}{198 + 1} = 9,7 \text{ (g/s)} \\ \frac{1940 + 5}{198 - 1} = 9,9 \text{ (g/s)} \end{cases}$$

$$\therefore \frac{Q}{m} = (9,8 \pm 0,1) \text{ g/s}$$

$$\therefore \frac{\Delta \frac{Q}{m}}{\frac{Q}{m}} = \frac{0,1}{9,8} = 0,01$$

erro relativo máximo considerado: ± 0,01.

$$2) \quad \lambda = \frac{180 \pm 5}{360} \quad \therefore \quad \lambda = 0,50 \pm 0,01$$

$$\therefore \frac{\Delta \lambda}{\lambda} = \frac{0,01}{0,50} = 0,02$$

erro relativo máximo considerado: ± 0,02

$$3) \quad V_S = V_a [1 + (\pi \lambda)^2]^{1/2}$$

∴ erro relativo máximo considerado V_S : ± 0,03

4) $\Delta P = (0,50 \pm 0,05) \text{ cm Hg}$

$$\therefore \frac{\Delta \Delta P}{\Delta P} = \frac{0,05}{0,50} = 0,10$$

\therefore erro relativo máximo considerado : $\pm 0,10$

5) $L_S = L_a [1 + (\pi \lambda)^2]^{1/2}$

erro relativo máximo considerado no L_a : $\pm 0,01$

\therefore erro relativo máximo considerado no L_S : $\pm 0,03$

Temos assim;

$$f_s = \frac{\Delta P}{L_S} \cdot \frac{2 D_e}{\rho V_s^2}$$

erro relativo máximo considerado no f_s : $\pm 0,16$

$$Re_s = \frac{\rho D_e V_s}{\mu}$$

erro relativo máximo considerado no Re_s : $\pm 0,05$

$$\phi_s(D, \lambda) = \frac{D_2/D_1}{(D_2 - D_1) [1 + (\pi \lambda)^2]^{1/2}}$$

erro relativo máximo considerado no $\phi_s(D, \lambda)$: $\pm 0,02$

O desvio máximo é definido como sendo:

$$\left| \frac{\text{valor experimental} - \text{valor calculado}}{\text{valor calculado}} \right|$$

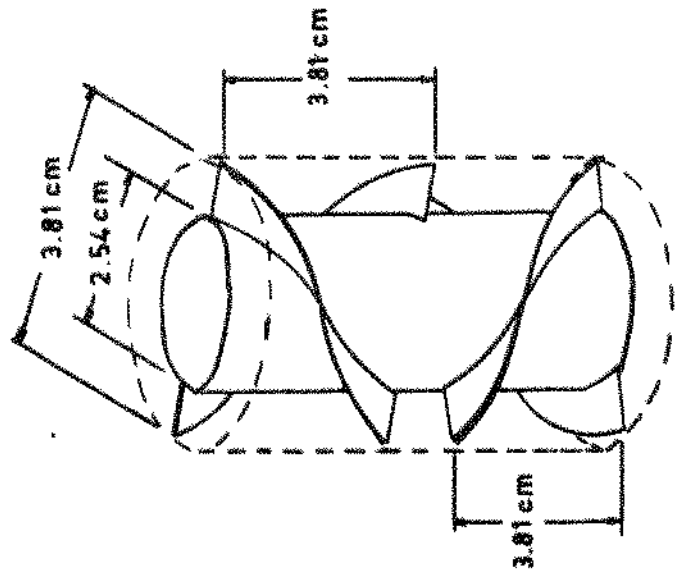
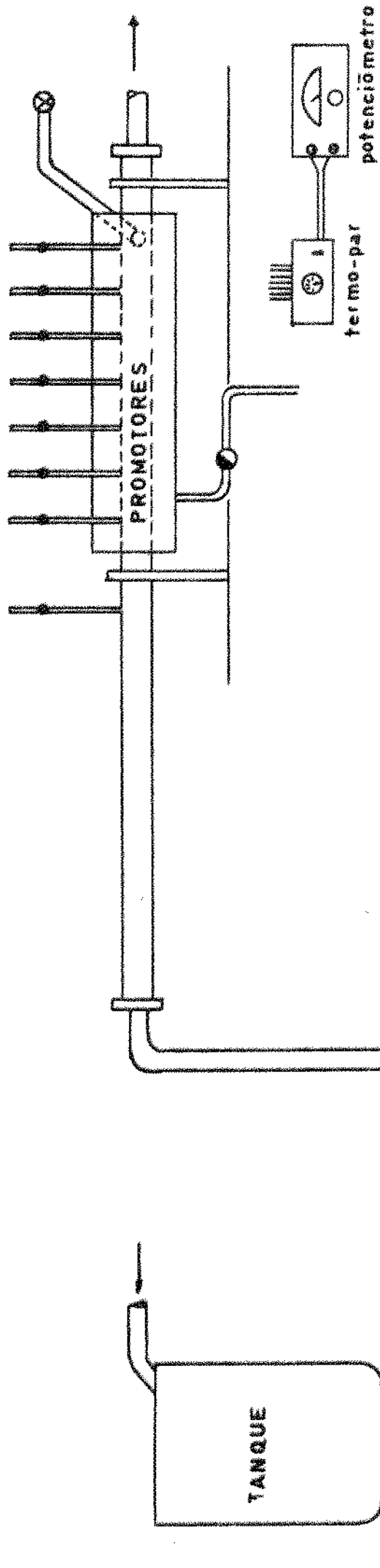
Assim, a correlação {1} apresenta o desvio máximo de 0,23, dos quais 0,16 são de f_s , 0,05 são de Re_s e 0,02 são de $\theta_s (D, \lambda)$.

Pelos procedimentos análogos obtivemos os seguintes resultados:

- a correlação {2} apresenta o desvio máximo de 0,24, dos quais 0,16 são de f_n e 0,08 são de $Re(n, \bar{K})$, pois o erro relativo máximo de $\pm 0,03$ foi considerado na $\gamma = f(1/n, \bar{K})$ transposta no $Re(n, \bar{K})$.
- a correlação {3} apresenta o desvio máximo de 0,18, dos quais 0,08 são de Nu , 0,03 são de $(Re_s)^{0,62}$, 0,04 são de $(Pr)^{0,40}$, 0,01 é de $(\frac{\mu_b}{\mu_w})^{0,14}$ e 0,02 são de $(\frac{D_e}{L_s})^{0,48}$.
- a correlação {4} apresenta o desvio máximo de 0,32, dos quais 0,08 são de Nu , 0,05 são de $(Re(n, \bar{K}))^{0,62}$, 0,16 são de $(Pr, gen)^{0,40}$, 0,01 é de $(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}})^{0,14}$ e 0,02 são de $(\frac{D_e}{L_s})^{0,48}$.

OBS.: O erro relativo máximo da função, (A^a) é computado como sendo $[a \cdot (\frac{\Delta A}{A})]$.

Esquema de circuito montado



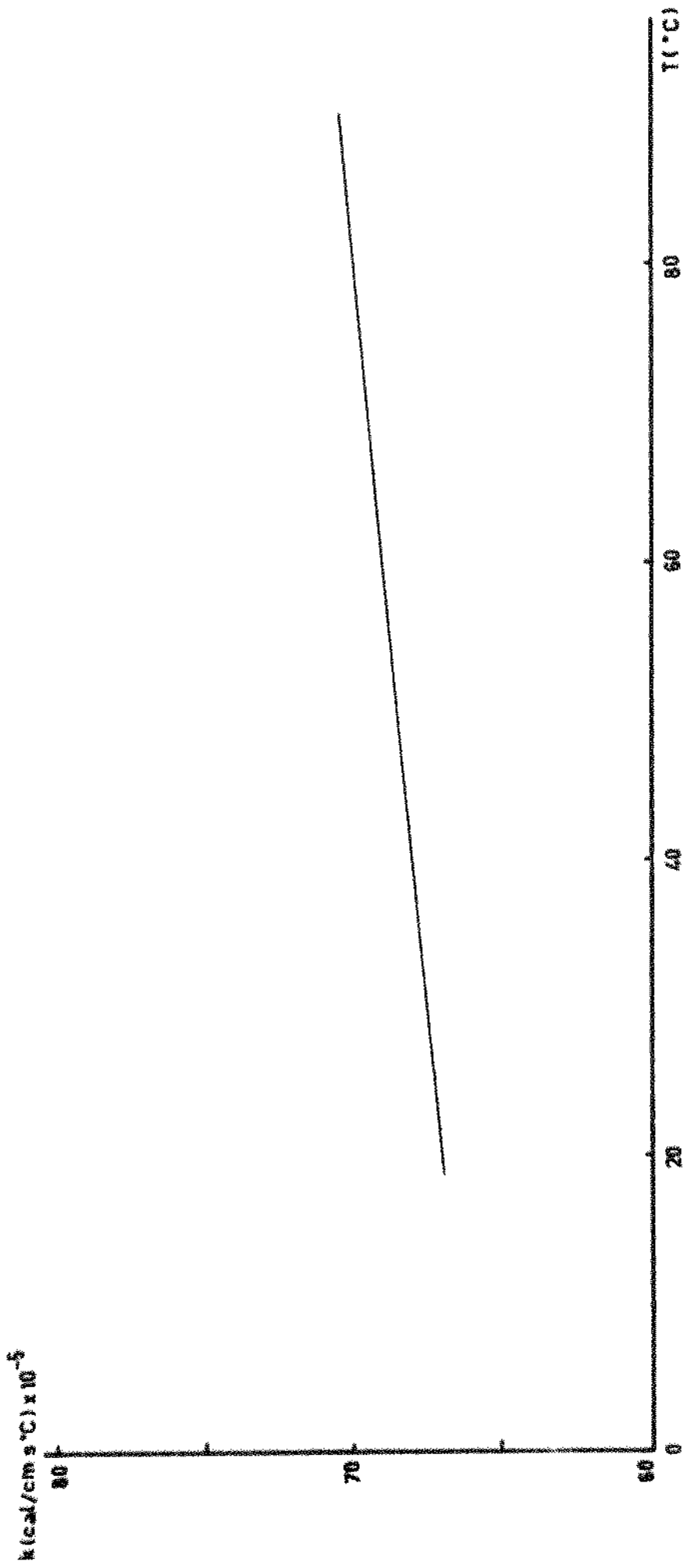


GRÁFICO 1 : Temperatura vs Condutividade térmica
(Glicerina)

μ (g/cm s)
($\times 10^{-2}$)

2000

1000

0

0

10

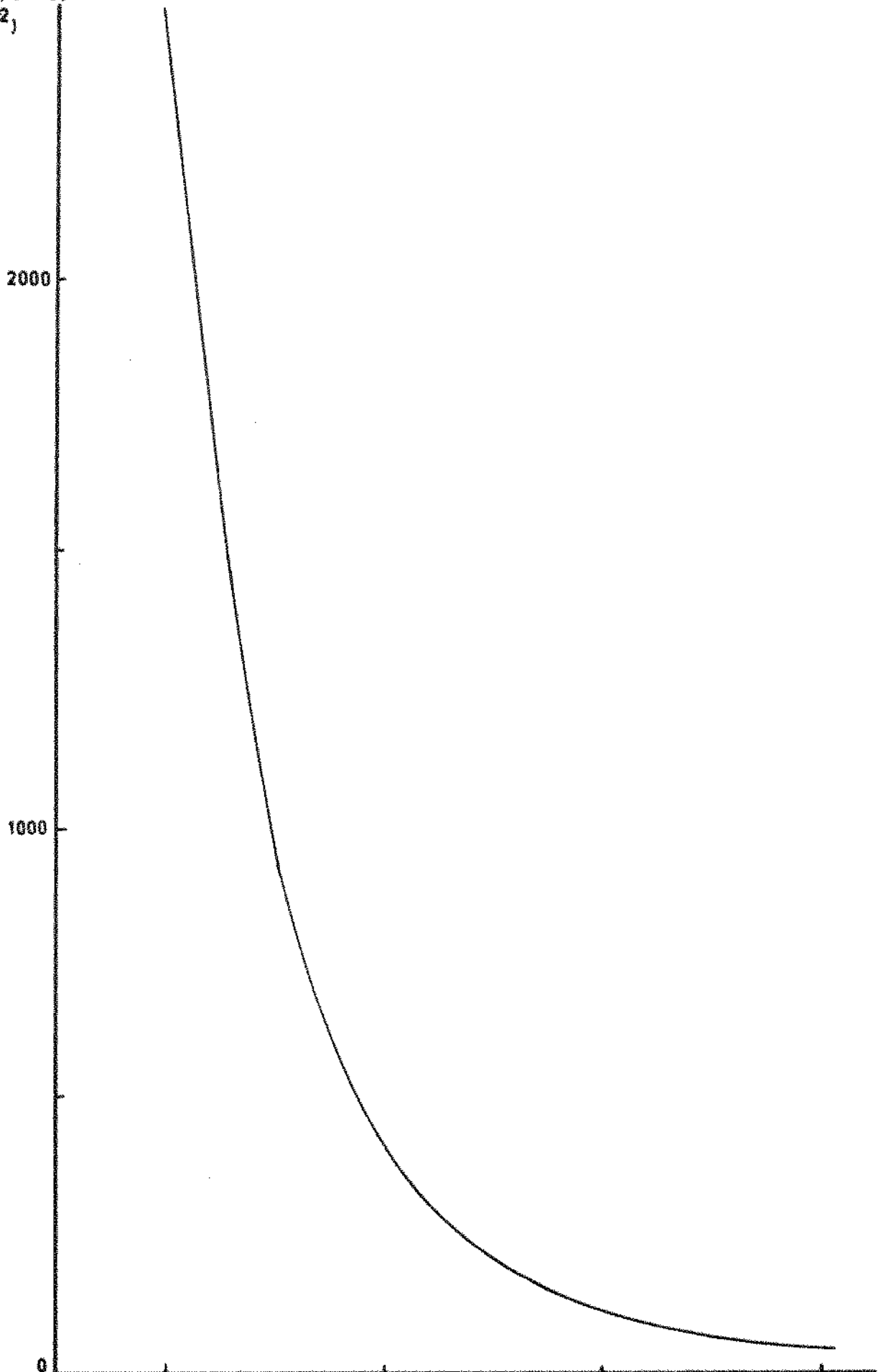
30

50

70

T (°C)

GRÁFICO 2: Temperatura vs Viscosidade
(Glicerina)



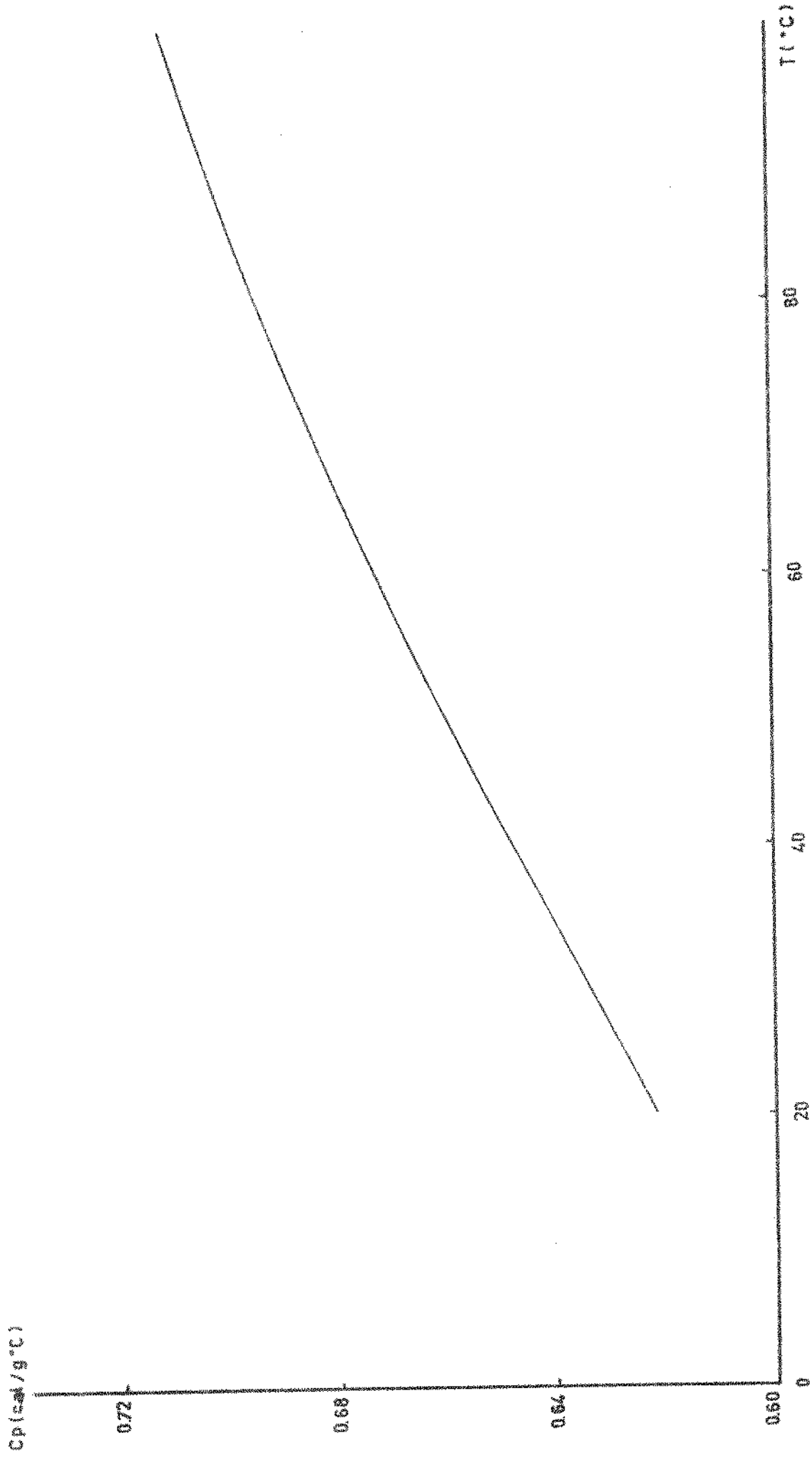


GRÁFICO 3 : Temperatura vs Calor específico
(Glicerina)

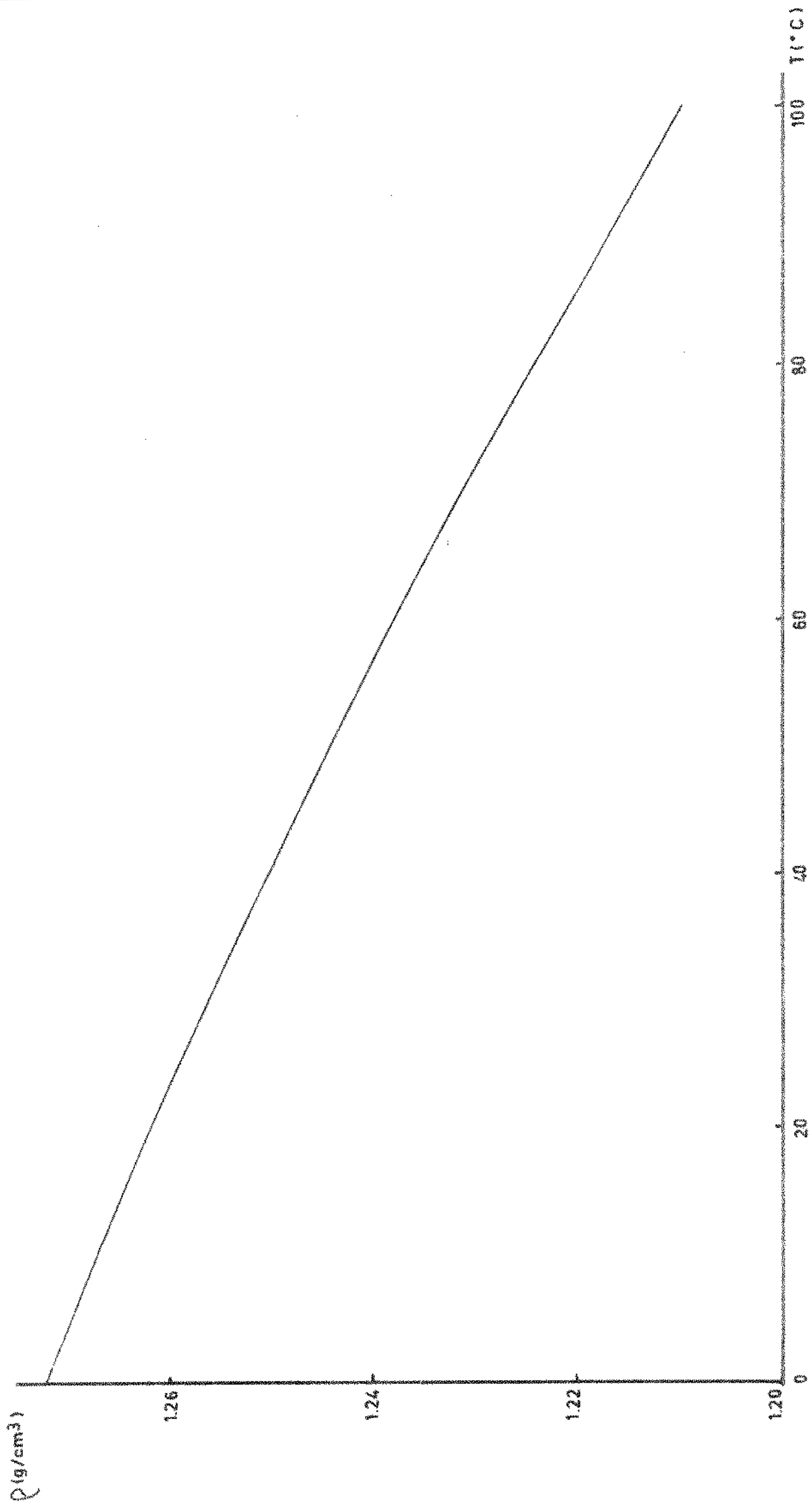


GRÁFICO 4: Temperatura vs Densidade
(Glicerina)

τ (g/cm²)

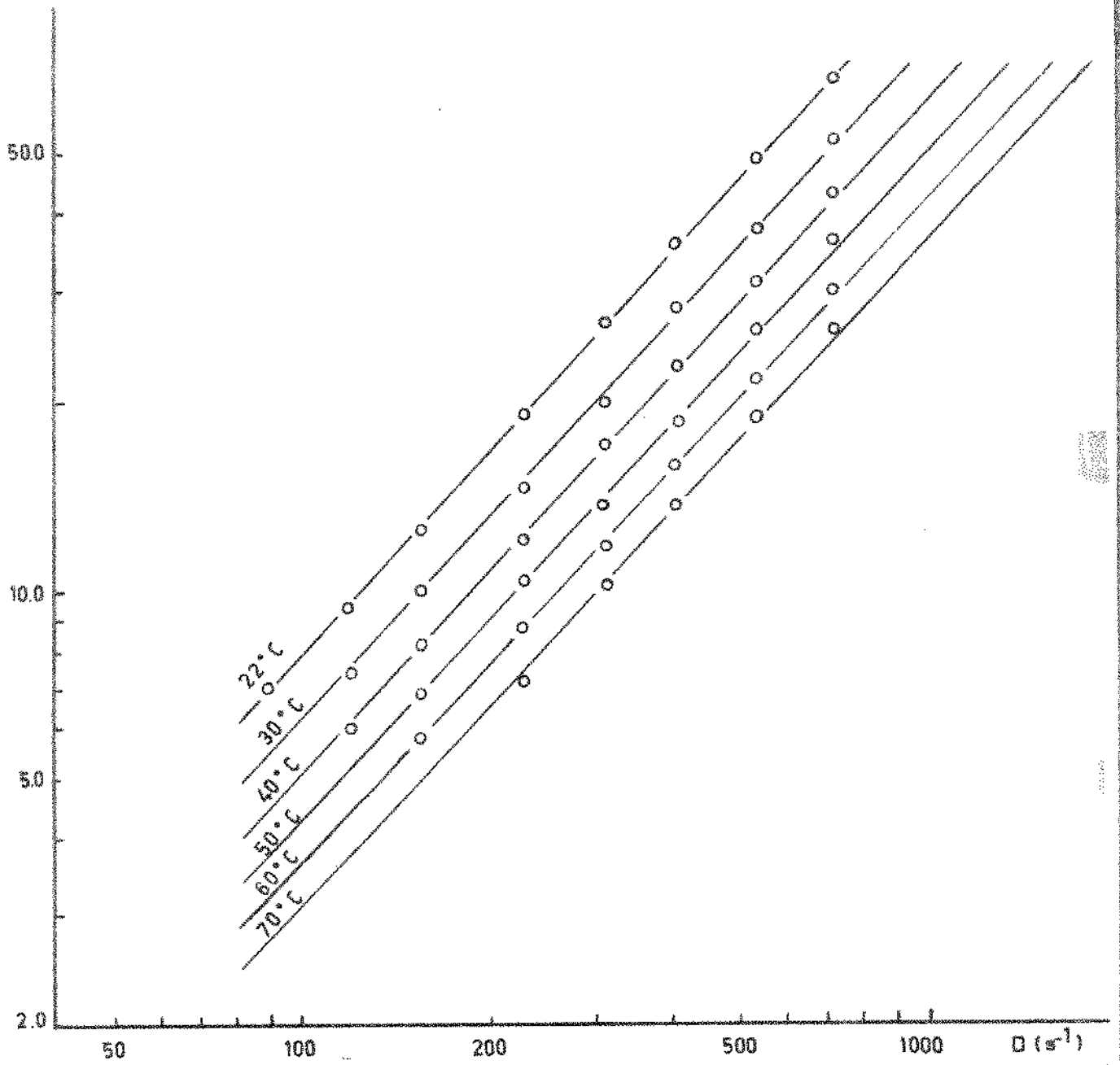


GRÁFICO 5-1: Deformação vs Tensão de Cisalhamento
(1% de C.M.C. Sódico)

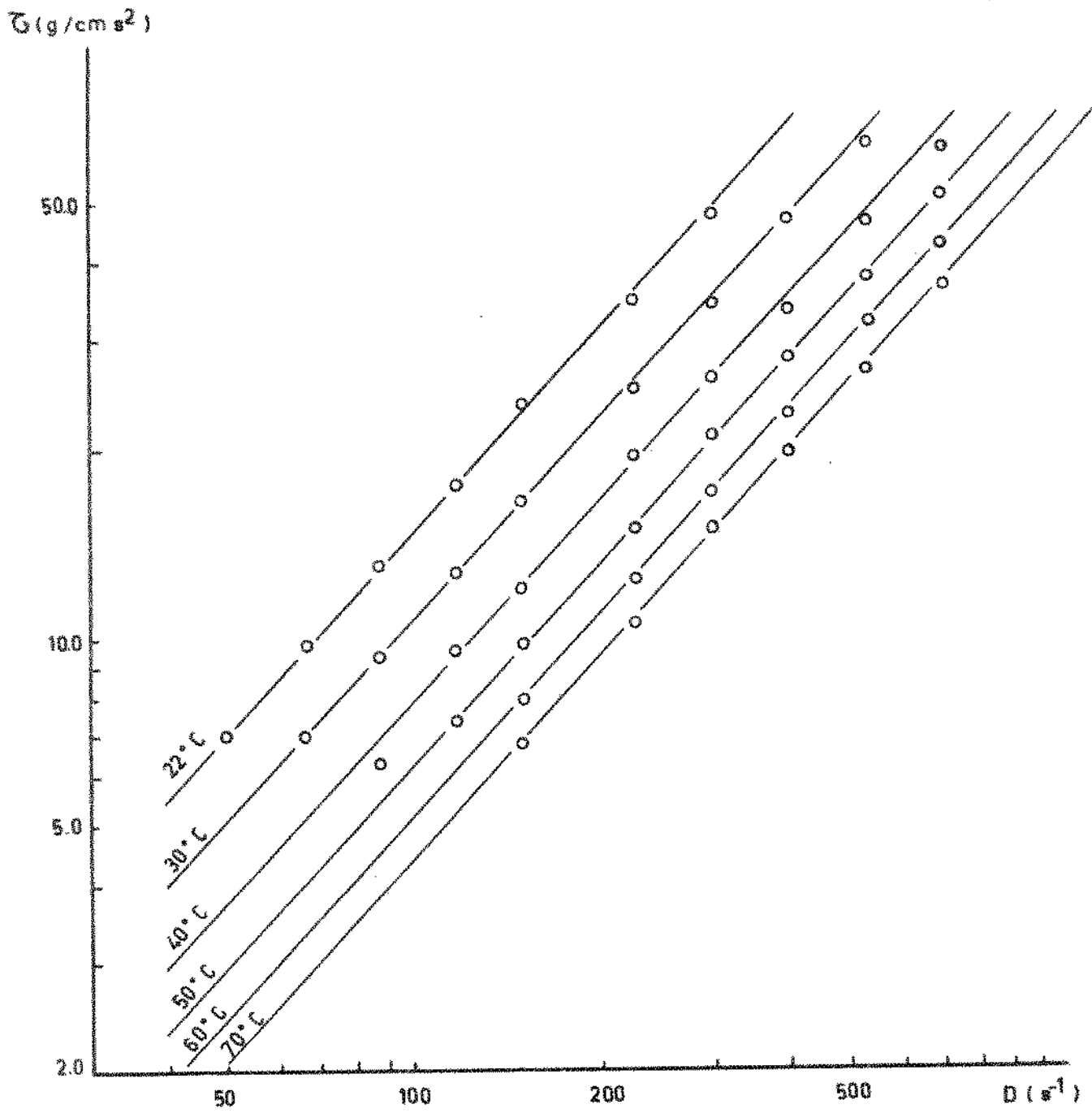


GRÁFICO 5 - 2 : Deformação vs Tensão de Cisalhamento
(1.5 % C.M.C. Sódico)

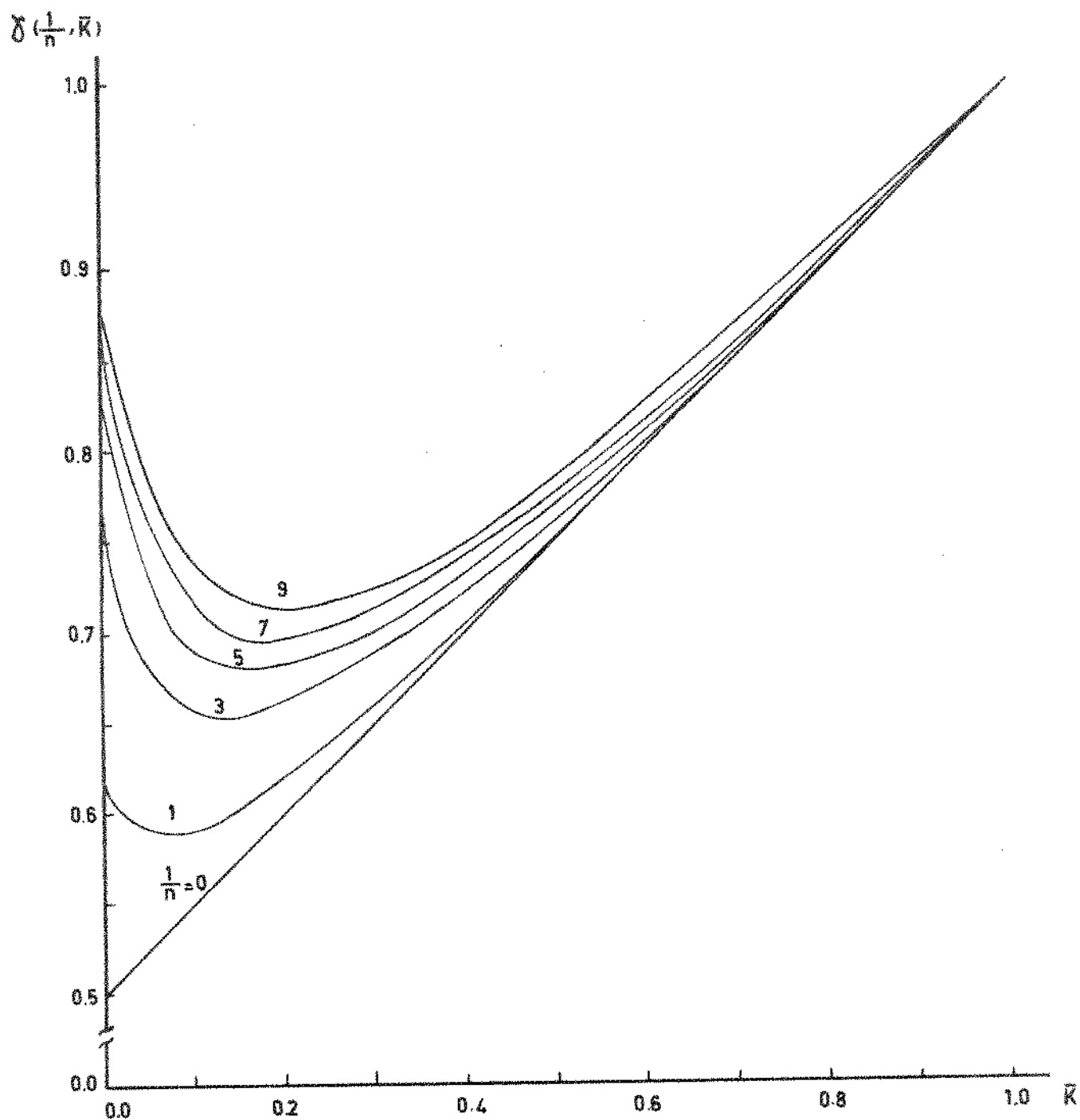


GRÁFICO 6: R vs $\delta(\frac{1}{n}, R)$

tirado de Fredrickson e Bird (7,45)

TABELA I

VAZÃO g/s	T °C	ΔP_1 cm Hg	ΔP_2 cm Hg	ΔP_3 cm Hg	ΔP_4 cm Hg	ΔP_5 cm Hg	ΔP_6 cm Hg
9,8	25,0	0,50	1,00	-	-	-	-
21,4	25,0	1,20	2,60	3,40	4,70	-	-
29,4	25,0	1,70	3,70	5,20	7,10	8,50	-
38,9	25,0	1,90	4,10	6,50	9,00	10,90	-
48,3	25,0	2,60	5,30	8,20	11,40	13,90	16,50
57,9	25,0	3,20	6,40	10,20	13,70	16,70	19,70
66,6	25,0	3,70	7,50	11,60	15,80	19,60	23,00
80,6	25,0	4,20	8,80	13,40	18,30	22,40	26,50
9,9	25,0	0,60	1,20	-	-	-	-
19,3	25,0	1,10	2,30	3,00	4,70	-	-
29,6	25,0	1,60	3,40	5,30	7,00	8,50	-
38,4	25,0	2,10	4,40	6,70	9,20	11,10	-
47,8	25,0	2,60	5,30	8,20	11,10	13,60	16,10
57,1	25,0	3,00	6,40	9,90	13,40	16,30	19,40
67,9	25,0	3,60	7,40	11,20	15,30	18,80	22,10
77,7	25,0	4,10	8,30	12,70	17,30	21,20	25,20
20,6	26,5	1,10	2,40	3,30	4,60	-	-
29,6	26,5	1,60	3,20	4,70	6,60	8,00	-
39,0	26,5	2,00	4,10	6,40	8,60	10,20	-
48,5	26,5	2,60	5,00	7,70	10,50	12,80	14,80
59,1	26,5	2,80	5,90	9,00	12,80	16,00	18,40
67,7	26,5	3,40	6,90	10,50	14,20	17,40	20,40
79,0	26,5	3,70	7,70	11,70	15,90	19,10	23,10
10,0	24,5	0,60	1,20	-	-	-	-
20,8	24,5	1,30	2,40	3,60	4,90	-	-
29,0	24,5	1,80	3,50	5,10	7,20	8,80	-
38,8	24,5	2,20	4,50	6,80	9,20	11,10	13,10
49,2	24,5	2,70	5,40	8,30	11,30	13,60	15,70
58,1	24,5	3,20	6,40	9,80	13,30	16,20	19,20
67,6	24,5	3,60	7,20	11,20	15,20	18,50	22,00
77,8	24,5	4,00	8,20	12,60	17,10	20,80	24,60
10,1	26,0	0,50	1,10	-	-	-	-
18,9	26,0	1,00	1,50	2,00	-	-	-

TABELA I - (Continuação)

VAZÃO	T	ΔP_1	ΔP_2	ΔP_3	ΔP_4	ΔP_5	ΔP_6
29,6	26,0	1,40	2,90	4,40	6,10	7,40	-
39,9	26,0	1,80	3,70	5,70	7,70	9,50	-
47,9	26,0	2,30	4,60	6,90	9,40	11,50	13,80
57,7	26,0	2,70	5,40	8,30	11,20	13,70	16,20
68,6	26,0	3,00	6,20	9,40	12,90	15,60	18,50
76,3	26,0	3,30	6,80	10,50	14,40	17,60	20,70
9,6	22,5	0,60	1,40	-	-	-	-
19,8	22,5	1,40	2,80	4,30	5,80	-	-
29,0	22,5	2,10	4,10	6,10	8,50	10,40	-
38,2	22,5	2,60	5,30	7,90	10,90	13,40	15,90
48,4	22,5	3,20	6,50	9,90	13,50	16,40	19,50
57,7	22,5	3,80	7,60	11,60	15,40	19,30	22,90
67,5	22,5	4,20	8,50	13,30	18,10	22,50	26,50
76,5	22,5	4,90	9,70	14,90	20,40	24,60	29,20
18,8	24,5	1,20	2,40	3,70	5,10	-	-
29,1	24,5	1,80	3,60	5,50	7,50	9,10	-
37,4	24,5	2,20	4,60	6,90	9,50	11,60	13,70
49,0	24,5	2,80	5,80	8,80	12,00	14,50	17,20
58,7	24,5	3,30	6,70	10,40	13,90	17,00	20,30
66,3	24,5	3,70	7,50	11,70	15,80	19,80	23,70
78,0	24,5	4,40	8,80	13,50	18,00	22,30	26,50
20,9	23,0	1,50	2,90	4,40	6,00	-	-
30,2	23,0	2,00	4,10	6,20	8,50	10,40	-
39,0	23,0	2,50	5,20	8,00	10,80	13,30	15,80
48,6	23,0	3,20	6,40	9,70	13,20	16,20	19,10
57,3	23,0	3,60	7,20	11,10	15,10	18,40	21,70
68,6	23,0	4,40	8,60	13,10	17,90	21,90	25,90
78,8	23,0	4,70	9,50	14,50	19,70	24,00	28,50
20,0	24,5	1,20	2,40	3,60	5,10	-	-
29,0	24,5	1,70	3,20	5,00	7,30	8,80	-
39,7	24,5	2,20	4,50	6,00	9,50	11,70	13,90
49,0	24,5	2,80	5,50	8,50	11,60	14,20	16,80
59,4	24,5	3,30	6,70	10,20	13,60	16,50	19,90
68,2	24,5	3,70	7,50	11,30	15,50	18,90	22,20
78,8	24,5	4,20	8,40	12,90	17,50	21,40	25,20

TABELA II

Re	f ₁	f ₂	f ₃	f ₄	f ₅	f ₆
0,6	128,9	128,9	-	-	-	-
1,2	66,7	72,2	63,0	65,3	-	-
1,6	51,3	55,8	52,3	53,5	51,3	-
2,2	31,9	34,3	36,3	37,7	36,5	-
2,7	28,5	29,1	30,0	31,3	30,5	30,2
3,2	24,8	24,8	26,3	26,5	25,9	25,4
3,7	21,3	21,6	22,3	22,7	22,6	22,1
4,5	16,6	17,4	17,6	18,0	17,7	17,4
0,6	154,6	154,6	-	-	-	-
1,1	76,7	80,1	69,7	81,9	-	-
1,7	45,8	48,7	50,6	50,1	48,7	-
2,2	36,6	38,3	38,9	40,1	38,7	-
2,7	29,5	30,0	31,0	31,4	30,8	30,4
3,2	23,9	25,5	26,2	26,6	25,9	25,7
3,8	20,2	20,8	21,0	21,5	21,1	20,7
4,3	17,5	17,7	18,1	18,5	18,1	17,9
1,3	70,9	77,4	70,9	74,2	-	-
1,9	45,9	45,9	44,9	47,3	45,9	-
2,5	33,5	34,4	35,8	36,0	34,2	-
3,1	28,6	27,5	28,2	28,8	28,1	27,1
3,7	20,6	23,5	24,4	25,3	24,9	23,7
4,3	19,1	22,2	19,7	20,0	19,6	19,1
5,5	12,6	13,1	13,3	13,6	13,0	13,1
0,5	154,6	154,6	-	-	-	-
1,1	77,6	71,7	71,7	73,2	-	-
1,6	54,3	52,8	51,3	54,3	53,1	-
2,1	38,3	39,2	39,5	40,1	38,7	38,0
2,7	28,7	28,7	29,4	30,3	29,1	28,0
3,2	24,1	24,1	24,6	25,1	24,4	24,1
3,7	20,2	20,2	21,0	21,4	21,1	20,9
4,2	17,9	17,9	18,2	18,5	17,9	17,6
0,6	128,9	141,8	-	-	-	-
1,2	69,7	69,7	69,7	-	-	-

TABELA II - (Continuação)

Re	f ₁	f ₂	f ₃	f ₄	f ₅	f ₆
1,8	40,1	41,5	42,0	43,7	42,4	-
2,4	29,0	29,8	30,6	31,0	30,6	-
2,9	26,1	26,1	26,1	26,6	25,6	25,7
3,5	20,9	20,9	21,4	21,7	21,2	20,9
4,2	16,5	17,1	17,2	17,7	17,2	17,0
4,6	14,7	15,1	15,6	16,0	15,6	15,3
0,4	181,2	211,4	-	-	-	-
0,9	90,1	90,1	92,2	93,3	-	-
1,3	63,3	61,8	61,3	64,0	62,7	-
1,8	45,2	46,1	45,8	47,4	46,6	46,1
2,2	35,1	35,6	36,2	37,0	35,9	35,6
2,6	29,4	29,4	29,9	29,8	29,8	29,5
3,1	23,6	23,6	24,9	25,4	25,3	25,2
3,5	21,7	21,5	22,0	22,6	21,8	21,6
1,0	90,7	90,7	93,2	96,4	-	-
1,6	54,3	54,3	55,3	56,5	54,9	-
2,0	39,9	41,7	41,7	43,1	42,1	41,4
2,7	29,8	30,8	31,2	31,9	30,8	30,5
3,2	24,9	25,2	26,1	26,2	25,6	25,5
3,6	21,8	22,1	23,0	23,3	23,3	23,3
4,2	18,8	18,8	19,2	19,2	19,0	18,8
1,0	89,5	86,6	87,5	89,5	-	-
1,4	57,2	58,7	59,1	60,8	59,5	-
1,9	41,8	43,5	44,6	45,2	44,5	44,1
2,3	35,1	35,1	35,5	36,2	35,5	34,9
2,7	28,6	28,6	29,4	30,0	29,2	28,7
3,2	24,2	23,6	24,0	24,6	24,1	23,7
3,7	19,7	19,7	20,1	20,5	20,0	19,8
1,1	77,3	77,3	77,3	82,1	-	-
1,6	51,3	48,2	50,2	55,0	53,1	-
2,2	35,4	36,2	37,6	38,2	37,7	37,3
2,7	29,8	29,2	30,1	30,8	30,2	29,8
3,2	24,2	24,6	25,0	25,0	24,2	24,4
3,7	20,3	20,6	20,7	21,3	20,8	20,3
4,3	17,6	17,6	18,0	18,3	17,9	17,6

TABELA III

VAZÃO g/s	CALOR cal/s	T ₁ °C	T ₂ °C	T ₃ °C	T ₄ °C	T ₅ °C	T ₆ °C	T ₇ °C
40,6	773,7	33,9	35,2	36,4	38,3	47,1	47,8	49,5
41,3	800,4	35,2	36,4	37,6	40,0	47,8	48,1	50,6
41,2	681,3	35,9	36,8	38,8	41,2	48,3	48,8	52,8
41,2	681,3	38,1	38,8	41,2	43,6	50,6	51,3	53,8
51,8	860,5	32,7	33,9	35,2	37,6	45,9	46,9	47,6
51,8	860,5	33,9	35,2	36,4	38,8	45,9	47,1	48,1
51,8	803,1	35,2	36,4	38,8	41,2	47,1	48,3	49,0
51,8	859,6	37,6	38,8	40,0	42,4	48,3	48,8	49,7
60,7	863,6	29,3	30,3	31,5	33,9	41,2	41,7	42,4
60,7	862,7	29,6	30,3	31,5	33,7	41,2	41,7	42,4
63,4	788,0	36,4	37,1	38,0	41,2	48,3	49,1	49,5
64,0	859,7	38,8	39,3	40,0	43,6	49,0	49,3	49,7
66,0	673,4	43,6	44,3	45,5	49,5	54,2	54,7	55,5
66,0	640,5	44,8	45,4	46,2	49,7	54,2	54,7	55,5
80,0	976,1	31,5	31,7	32,0	35,2	40,0	41,2	42,4
80,0	946,8	32,7	32,7	33,2	36,4	41,2	42,4	42,9
83,6	859,7	37,1	37,1	37,6	41,7	47,1	47,8	49,0

TABELA III - (Continuação)

VAZÃO g/s	CALOR cal/s	T ₁ °C	T ₂ °C	T ₃ °C	T ₄ °C	T ₅ °C	T ₆ °C	T ₇ °C
83,6	859,7	37,6	37,6	38,1	42,6	48,1	48,3	49,5
82,0	800,6	36,4	36,4	37,6	41,9	45,9	46,7	47,8
82,0	794,5	37,6	37,8	38,3	42,1	46,7	47,8	49,5
22,3	465,7	38,1	40,0	42,4	47,1	51,9	-	-
22,3	454,8	38,3	40,0	42,4	48,1	53,0	-	-
29,7	454,8	37,1	38,1	39,5	43,6	49,5	53,0	53,9
29,7	428,7	37,6	38,3	40,0	43,1	49,5	53,0	54,2
47,0	608,9	35,9	36,4	37,6	41,2	48,3	49,5	50,0
47,0	608,9	36,4	37,1	38,3	41,2	49,0	49,5	50,0
20,1	364,7	43,6	44,8	47,1	53,0	56,5	-	-
20,1	365,0	44,8	45,9	48,3	53,2	58,4	-	-

TABELA IV

		$\Delta T_{1/2}$ °C	$\Delta T_{2/3}$ °C	$\Delta T_{3/4}$ °C	$\Delta T_{4/5}$ °C	$\Delta T_{5/6}$ °C	$\Delta T_{6/7}$ °C	CALOR EXP. (cal/s)
VAZÃO(g/s)	(40,6)	1,3	1,2	1,9	8,8	0,7	1,7	773,7
CALOR CALC.(cal/s)	-	33,8	31,3	49,7	232,6	18,7	45,5	- 411,6
VAZÃO	(41,3)	1,2	1,2	2,4	7,8	0,3	2,5	800,4
CALOR CALC.	-	31,8	31,9	64,0	210,0	8,1	68,0	- 413,8
VAZÃO	(41,2)	0,9	2,0	2,4	7,1	0,5	1,8	681,3
CALOR CALC.	-	23,8	53,1	64,1	191,3	13,6	48,9	- 394,8
VAZÃO	(41,2)	0,7	2,4	2,4	7,0	0,7	1,7	681,3
CALOR CALC.	-	18,6	64,1	64,3	189,5	19,1	46,4	- 402,0
VAZÃO	(51,8)	1,2	1,3	2,4	8,3	1,0	0,7	860,5
CALOR CALC.	-	39,7	43,1	79,9	279,5	34,0	23,8	- 500,0
VAZÃO	(51,8)	1,3	1,2	2,4	7,1	1,2	1,0	850,5
CALOR CALC.	-	43,1	39,9	80,1	239,4	40,8	34,0	- 477,3
VAZÃO	(51,8)	1,2	1,2	2,4	5,9	1,2	0,7	803,1
CALOR CALC.	-	39,9	40,0	80,6	199,6	40,8	23,9	- 424,8
VAZÃO	(51,8)	1,2	1,2	2,4	5,9	0,5	0,9	859,6
CALOR CALC.	-	40,1	40,2	80,7	199,9	17,0	30,7	- 408,6
VAZÃO	(60,7)	1,0	1,2	2,4	7,3	0,5	0,7	863,6
CALOR CALC.	-	38,5	46,3	92,9	285,4	19,7	27,6	- 510,4
VAZÃO	(60,7)	0,7	1,2	2,2	7,5	0,5	0,7	862,7
CALOR CALC.	-	26,9	46,3	85,2	293,2	19,7	27,6	- 498,9

TABELA IV - (Continuação)

		$\Delta T_{1/2}$	$\Delta T_{2/3}$	$\Delta T_{3/4}$	$\Delta T_{4/5}$	$\Delta T_{5/6}$	$\Delta T_{6/7}$	CALOR EXP.
VAZÃO	(63,4)	0,7	0,9	3,2	7,1	0,8	0,4	788,0
CALOR CALC.	-	28,5	36,7	131,3	294,4	33,4	16,7	- 541,0
VAZÃO	(64,0)	0,5	0,7	3,6	5,4	0,3	0,4	859,7
CALOR CALC.	-	20,7	29,0	149,5	226,7	12,7	16,9	- 455,5
VAZÃO	(66,0)	0,7	1,2	4,0	4,7	0,5	0,8	673,4
CALOR CALC.	-	30,1	61,8	173,4	205,7	22,0	35,2	- 518,2
VAZÃO	(66,0)	0,6	0,8	3,5	4,5	0,5	0,8	640,5
CALOR CALC.	-	25,9	34,6	151,5	196,9	22,0	35,2	- 466,1
VAZÃO	(80,0)	0,2	0,3	3,2	4,9	1,2	1,2	957,1
CALOR CALC.	-	10,2	15,3	163,6	247,3	62,2	62,4	- 551,0
VAZÃO	(80,0)	0,0	0,5	3,2	4,8	1,2	0,5	946,8
CALOR CALC.	-	0,0	25,5	164,1	248,1	62,4	26,0	- 526,1
VAZÃO	(83,6)	0,0	0,5	4,1	5,4	0,7	1,2	859,7
CALOR CALC.	-	0,0	26,9	221,8	294,8	38,4	66,0	- 647,9
VAZÃO	(83,6)	0,0	0,5	4,5	5,5	0,2	1,2	859,7
CALOR CALC.	-	0,0	26,9	243,8	300,7	11,0	66,1	- 648,5
VAZÃO	(82,0)	0,0	1,2	4,3	4,0	0,8	1,1	800,6
CALOR CALC.	-	0,0	63,3	228,1	214,2	43,0	59,3	- 607,9
VAZÃO	(82,0)	0,2	0,5	3,8	4,6	1,1	1,7	794,5
CALOR CALC.	-	10,6	26,4	201,9	246,3	59,3	91,6	- 636,1

TABELA IV - (Continuação)

		$\Delta T_{1/2}$	$\Delta T_{2/3}$	$\Delta T_{3/4}$	$\Delta T_{4/5}$	$\Delta T_{5/6}$	$\Delta T_{6/7}$	CALOR EXP.
VAZÃO	(22,3)	1,9	2,4	4,7	4,8	-	-	465,7
CALOR CALC.	-	27,4	34,7	68,5	70,6	-	-	201,2
VAZÃO	(22,3)	1,7	2,4	5,7	4,9	-	-	454,8
CALOR CALC.	-	24,5	34,7	83,1	72,2	-	-	214,5
VAZÃO	(29,7)	1,0	1,4	4,1	5,9	2,5	0,9	454,8
CALOR CALC.	-	19,1	26,9	79,0	115,0	49,1	17,7	306,8
VAZÃO	(29,7)	0,7	1,7	3,1	6,4	3,5	1,2	428,7
CALOR CALC.	-	13,4	32,7	59,8	124,7	68,8	23,7	323,1
VAZÃO	(47,0)	0,5	1,2	3,6	7,1	1,2	0,5	609,9
CALOR CALC.	-	15,1	36,3	109,5	218,2	37,2	15,5	431,8
VAZÃO	(47,0)	0,7	1,2	2,9	7,8	0,5	0,5	608,9
CALOR CALC.	-	21,2	36,3	88,2	239,8	15,5	15,5	416,5
VAZÃO	(20,1)	1,2	2,3	5,9	3,5	-	-	364,7
CALOR CALC.	-	15,8	30,3	78,3	78,3	-	-	171,3
VAZÃO	(20,1)	1,1	2,4	4,9	5,2	-	-	365,0
CALOR CALC.	-	14,5	31,7	65,2	69,8	-	-	181,2

TABELA V

Re	Pr ($\times 10^3$)	$h_m(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}})$ ($\times 10^{-3}$)	Nu	Ls/D_e	Wb/W_w
5,0	2,6	4,7	7,8	12,67	29,8
5,2	2,6	4,5	7,4	12,67	28,7
5,4	2,5	3,4	5,6	12,67	27,7
6,4	2,1	2,7	4,4	12,67	23,4
5,4	3,1	5,5	9,1	12,67	35,1
6,1	2,7	6,0	9,9	12,67	30,9
6,8	2,5	5,7	9,4	12,67	27,7
7,7	2,2	5,9	9,7	12,67	24,5
5,1	3,8	5,1	8,4	12,67	43,6
5,1	3,8	3,6	6,0	12,67	43,6
8,7	2,4	4,1	6,8	12,67	26,6
10,4	2,0	3,1	5,1	12,67	22,3
14,1	1,5	4,8	7,9	12,67	17,0
15,0	1,4	4,2	6,9	12,67	16,0
7,6	3,4	1,4	2,3	12,67	38,3
8,3	3,1	0,0	0,0	12,67	35,1
11,9	2,3	0,0	0,0	12,67	25,5
11,9	2,3	0,0	0,0	12,67	25,5
11,2	2,4	0,0	0,0	12,67	26,6
12,7	2,1	1,5	2,5	12,67	23,4
3,8	1,9	4,1	6,8	12,67	21,3
4,0	1,8	3,6	5,9	12,67	20,2
4,2	2,3	2,8	4,6	12,67	25,5
4,6	2,1	2,0	3,3	12,67	23,4
6,4	2,4	2,2	3,6	12,67	26,6
6,7	2,3	3,0	3,9	12,67	25,5
4,3	1,5	2,5	4,1	12,67	17,0
4,6	1,4	2,4	3,9	12,67	16,0

TABELA V - (Continuação)

Re	Pr ($\times 10^3$)	$h_m \left(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$ ($\times 10^{-3}$)	Nu	L_s/D_e	μ_b/μ_w
5,1	2,6	4,6	7,6	25,34	28,7
5,4	2,5	4,6	7,6	25,34	27,7
5,6	2,4	5,6	9,2	25,34	26,6
6,7	2,0	6,2	10,2	25,34	22,3
5,9	2,8	5,7	9,4	25,34	31,9
6,6	2,6	5,8	9,6	25,34	28,7
7,4	2,3	5,8	9,6	25,34	25,5
8,4	2,0	5,9	9,7	25,34	22,3
5,3	3,7	5,6	9,3	25,34	41,5
5,3	3,7	4,9	8,1	25,34	41,5
9,0	2,3	4,7	7,8	25,34	25,5
10,9	1,9	3,7	6,1	25,34	21,3
15,0	1,4	6,6	10,8	25,34	16,0
15,0	1,4	4,9	8,0	25,34	16,0
7,6	3,4	1,7	2,8	25,34	38,3
8,3	3,1	1,7	2,8	25,34	35,1
11,9	2,3	1,9	3,1	25,34	25,5
11,9	2,3	2,0	3,3	25,34	25,5
11,7	2,3	4,6	7,6	25,34	25,5
12,7	2,1	2,7	4,4	25,34	23,4
4,0	1,8	4,7	7,7	25,34	12,7
4,0	1,8	4,5	7,4	25,34	12,7
4,6	2,1	3,4	5,6	25,34	23,4
4,8	2,0	3,4	5,6	25,34	22,3
6,7	2,3	3,7	6,1	25,34	25,5
7,0	2,2	4,2	6,9	25,34	24,5
4,6	1,4	3,7	6,1	25,34	16,0
5,3	1,2	3,8	6,2	25,34	13,8

TABELA V - (Continuação)

Re	Pr ($\times 10^3$)	$h_m(\frac{cal}{s\ cm^2\ ^\circ C})$ ($\times 10^{-3}$)	N_u	L_s/D_e	u_b/u_w
5,3	2,5	5,5	9,1	38,01	27,7
5,9	2,3	6,2	10,2	38,01	25,5
6,1	2,2	6,9	11,2	38,01	24,5
7,4	1,8	7,4	12,2	38,01	20,2
6,6	2,6	7,6	12,6	38,01	28,7
7,1	2,4	7,8	12,9	38,01	26,6
7,7	2,2	7,8	12,8	38,01	24,5
9,3	1,8	8,1	13,3	38,01	20,2
5,8	3,4	8,0	13,3	38,01	38,3
5,5	3,6	7,1	11,8	38,01	40,4
10,3	2,0	9,7	16,0	38,01	22,3
11,5	1,8	10,1	16,6	38,01	20,2
16,1	1,3	14,0	22,9	38,01	14,9
17,3	1,2	11,8	19,3	38,01	13,8
8,3	3,1	8,7	14,4	38,01	35,1
11,4	2,3	8,8	14,5	38,01	25,5
14,3	1,9	12,3	20,3	38,01	21,3
15,0	1,8	13,6	22,4	38,01	20,2
13,3	2,0	14,4	23,7	38,01	22,3
14,7	1,8	11,9	19,6	38,01	20,2
4,2	1,7	6,8	11,2	38,01	19,1
4,2	1,7	7,5	12,3	38,01	19,1
5,3	1,8	6,3	10,4	38,01	20,2
5,3	1,8	5,3	8,7	38,01	20,2
7,3	2,1	7,9	13,0	38,01	23,4
7,6	2,0	7,2	11,9	38,01	22,3
5,7	1,2	7,0	11,5	38,01	12,8
5,7	1,2	6,4	10,5	38,01	12,8

TABELA V - (Continuação)

Re	Pr ($\times 10^3$)	$h_m \left(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$ ($\times 10^{-3}$)	Nu	L_s/D_e	ν_b/ν_w
7,3	1,8	13,1	21,5	50,68	20,2
7,8	1,7	12,9	21,2	50,68	19,1
7,8	1,7	12,8	21,0	50,68	19,1
8,8	1,5	13,4	22,0	50,68	17,0
8,4	2,0	16,4	27,0	50,68	22,3
9,3	1,8	15,1	24,8	50,68	20,2
9,8	1,7	13,7	22,5	50,68	19,1
11,1	1,5	14,1	23,2	50,68	17,0
7,2	2,7	16,3	26,9	50,68	30,9
7,4	2,6	16,0	26,4	50,68	29,8
12,7	1,6	19,0	31,2	50,68	18,1
13,7	1,5	16,9	27,8	50,68	17,0
20,5	1,1	19,7	32,2	50,68	11,7
22,5	1,0	17,7	28,9	50,68	10,6
10,1	2,6	15,5	25,6	50,68	28,7
11,4	2,3	15,8	26,1	50,68	25,5
15,9	1,7	21,0	34,5	50,68	19,1
15,9	1,7	22,3	36,6	50,68	19,1
14,7	1,8	19,3	31,7	50,68	20,2
15,6	1,7	18,8	30,9	50,68	19,1
5,1	1,4	8,1	13,3	50,68	16,0
5,1	1,4	8,7	14,3	50,68	16,0
6,3	1,5	9,4	15,4	50,68	17,0
6,3	1,5	9,1	14,9	50,68	17,0
8,5	1,8	14,7	24,1	50,68	20,2
8,9	1,7	15,0	24,6	50,68	19,1
7,6	0,9	7,5	12,2	50,68	9,6
7,6	0,9	8,1	13,2	50,68	9,6

TABELA V - (Continuação)

Re	Pr ($\times 10^3$)	h_m ($\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$) ($\times 10^{-3}$)	Nu	L_s/D_e	μ_b/μ_w
7,3	1,8	11,1	18,3	63,35	20,2
7,8	1,7	10,6	17,4	63,35	19,1
7,6	1,7	10,7	17,6	63,35	19,1
9,4	1,4	11,4	18,7	63,35	16,0
8,8	1,9	14,3	23,5	63,35	21,3
9,3	1,8	13,4	22,0	63,35	20,2
10,4	1,6	12,3	20,2	63,35	18,1
11,1	1,5	11,9	19,5	63,35	17,0
7,4	2,7	13,7	22,6	63,35	29,8
7,4	2,7	13,4	22,1	63,35	29,8
13,5	1,5	16,4	26,9	63,35	17,0
13,7	1,5	13,9	22,8	63,35	17,0
20,5	1,1	16,6	27,1	63,35	11,7
22,5	1,0	14,9	24,4	63,35	10,6
10,6	2,4	14,3	23,6	63,35	26,6
11,9	2,2	14,5	23,9	63,35	24,5
16,8	1,6	18,1	29,7	63,35	18,1
15,9	1,7	18,2	29,9	63,35	19,1
14,7	1,8	16,8	27,6	63,35	20,2
16,5	1,6	17,0	27,9	63,35	18,1
6,8	1,4	9,3	15,3	63,35	16,0
6,8	1,4	9,7	15,9	63,35	16,0
8,9	1,7	13,0	21,3	63,35	19,1
8,9	1,7	12,6	20,7	63,35	19,1

TABELA V - (Continuação)

Re	Pr ($\times 10^3$)	$h_m \left(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$ ($\times 10^{-3}$)	N_u	L_g/D_e	μ_D/μ_w
7,7	1,7	10,5	17,2	76,02	19,1
8,3	1,6	10,8	17,7	76,02	18,1
8,3	1,6	10,3	16,9	76,02	18,1
10,1	1,3	10,9	17,9	76,02	14,9
9,3	1,8	12,5	20,6	76,02	20,2
9,8	1,7	12,1	19,9	76,02	19,1
10,4	1,6	10,9	17,9	76,02	18,1
11,1	1,5	10,8	17,7	76,02	17,0
7,7	2,6	12,1	20,0	76,02	28,7
7,7	2,6	11,8	19,5	76,02	28,7
13,5	1,5	14,1	23,2	76,02	17,0
13,7	1,5	12,1	19,8	76,02	17,0
20,5	1,1	14,9	24,3	76,02	11,7
22,5	1,0	13,6	22,2	76,02	10,6
10,6	2,4	13,5	22,3	76,02	26,6
12,4	2,1	12,8	21,1	76,02	23,4
17,8	1,5	16,9	27,8	76,02	17,0
17,8	1,5	17,1	28,1	76,02	17,0
15,6	1,7	15,7	25,8	76,02	19,1
17,5	1,5	16,7	27,4	76,02	17,0
6,8	1,4	8,3	13,6	76,02	16,0
7,2	1,3	8,8	14,4	76,02	14,9
8,9	1,7	11,3	18,6	76,02	19,1
10,0	1,5	10,9	17,9	76,02	17,0

TABELA VI

	VAZÃO	ΔP_3	ΔP_4	ΔP_5	ΔP_6
	g/s	cm Hg	cm Hg	cm Hg	cm Hg
1,0% C.M.C.S.					
a 22°C	24,3	0,20	0,30	0,40	0,50
	32,1	0,30	0,40	0,50	0,60
	42,6	0,50	0,70	0,90	1,00
	20,3	0,20	0,30	0,30	0,40
	29,2	0,30	0,30	0,40	0,50
	38,0	0,40	0,50	0,60	0,80
1,5% C.M.C.S.					
a 30°C	27,2	0,40	0,50	0,60	0,80
	31,5	0,50	0,60	0,70	0,90
	36,1	0,50	0,70	0,80	1,00
	40,7	0,60	0,80	1,00	1,20
	45,6	0,60	0,90	1,00	1,30
1,5% C.M.C.S.					
a 22°C	27,2	0,60	0,80	0,90	1,10
	37,7	0,90	1,00	1,30	1,50
	46,2	0,90	1,10	1,50	1,70

TABELA VII

$R_e(n, \bar{K})$	f_3	f_4	f_5	f_6
80,7	1,32	1,49	1,59	1,65
104,2	1,13	1,13	1,13	1,13
134,2	1,07	1,13	1,16	1,07
68,8	1,89	2,12	1,70	1,89
95,4	1,37	1,03	1,10	1,14
121,1	1,08	1,01	0,97	1,08
65,4	2,10	1,97	2,37	2,10
74,6	1,97	1,77	1,65	1,77
84,6	1,50	1,57	1,44	1,50
94,2	1,41	1,41	1,41	1,41
104,2	1,13	1,27	1,13	1,22
45,8	3,16	3,16	2,84	2,89
61,5	2,47	2,06	2,14	2,06
73,8	1,64	1,50	1,64	1,55

TABELA VIII

VAZÃO g/s	C.M.C.S. %	T ₁ °C	T ₂ °C	T ₃ °C	T ₄ °C	T ₅ °C	T ₆ °C	T ₇ °C
22,0	1,0	30,3	36,4	37,6	49,5	61,2	68,0	76,7
33,0	1,0	30,3	35,6	36,6	43,6	58,6	64,4	67,8
35,4	1,5	32,7	40,0	45,9	49,5	58,9	65,8	70,3
44,0	1,5	32,7	34,4	42,4	49,2	51,9	62,8	65,8
39,1	1,5	33,7	40,5	44,0	46,4	53,5	62,8	70,3
37,9	1,5	26,6	32,5	41,2	44,8	52,6	58,9	61,6
41,5	1,5	26,6	31,5	40,0	43,1	51,6	56,5	58,9
45,8	1,5	25,4	30,3	35,2	40,0	49,5	51,6	54,2

TABELA IX

Re	P_r	$h_m \left(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$ ($\times 10^{-3}$)	N_u	L_s/D_e	μ_{ab}/μ_{aw}
104,8	29,6	9,3	6,1	12,67	6,6
151,7	30,9	23,7	15,6	12,67	6,6
104,1	45,9	36,6	22,8	12,67	2,0
115,4	50,8	10,8	6,7	12,67	2,2
116,1	44,8	38,0	23,6	12,67	1,9
88,3	57,0	28,4	17,7	12,67	2,5
94,8	58,6	23,6	16,4	12,67	2,5
98,4	62,2	28,6	17,8	12,67	2,6
106,0	29,3	11,0	7,3	25,34	6,5
153,4	31,6	14,2	9,4	25,34	6,5
112,3	42,5	34,4	21,4	25,34	1,8
130,2	45,0	30,7	19,1	25,34	1,9
122,5	42,5	29,5	18,4	25,34	1,8
102,0	49,3	37,0	23,0	25,34	2,1
108,5	51,2	37,9	23,6	25,34	2,2
107,9	56,8	29,5	18,4	25,34	2,4
116,0	26,8	20,9	13,8	38,01	6,0
160,8	30,5	20,9	13,8	38,01	6,2
116,9	40,9	29,9	18,6	38,01	1,8
141,1	41,5	36,4	22,7	38,01	1,8
124,5	41,8	24,6	15,3	38,01	1,8
107,8	46,7	31,5	19,6	38,01	2,0
114,6	48,5	31,7	19,7	38,01	2,1
117,0	52,3	30,1	18,7	38,01	2,2

TABELA IX - (Continuação)

Re	Pr	$h_m \left(\frac{\text{cal}}{\text{s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$ (x 10^{-3})	N_u	L_s/D_e	M_{ab}/M_{aw}
128,0	24,3	27,4	18,1	50,68	5,4
173,2	27,1	37,0	24,4	50,68	5,8
130,8	36,5	37,5	23,3	50,68	1,6
146,7	39,9	32,4	20,2	50,68	1,7
136,5	38,1	30,3	18,9	50,68	1,6
121,7	41,3	35,5	22,1	50,68	1,8
129,9	42,7	38,1	23,7	50,68	1,8
135,4	45,2	39,6	24,6	50,68	1,9
136,5	22,8	28,2	18,6	63,35	5,1
190,4	24,6	37,5	24,7	63,35	5,3
137,1	33,5	39,9	24,8	63,35	1,4
166,5	35,2	44,0	27,4	63,35	1,5
151,1	34,4	38,1	23,7	63,35	1,5
128,9	39,0	36,8	22,9	63,35	1,7
137,5	40,4	37,7	23,5	63,35	1,7
139,6	43,8	35,0	21,9	63,35	1,9
148,5	20,9	31,0	20,4	76,02	4,7
197,4	23,7	35,0	23,1	76,02	5,1
149,3	32,0	39,2	24,4	76,02	1,4
173,1	33,8	41,3	25,7	76,02	1,4
165,5	31,4	42,3	26,3	76,02	1,4
132,4	38,0	33,8	21,0	76,02	1,6
141,0	39,4	34,5	21,5	76,02	1,7
145,3	42,1	32,6	20,3	76,02	1,8

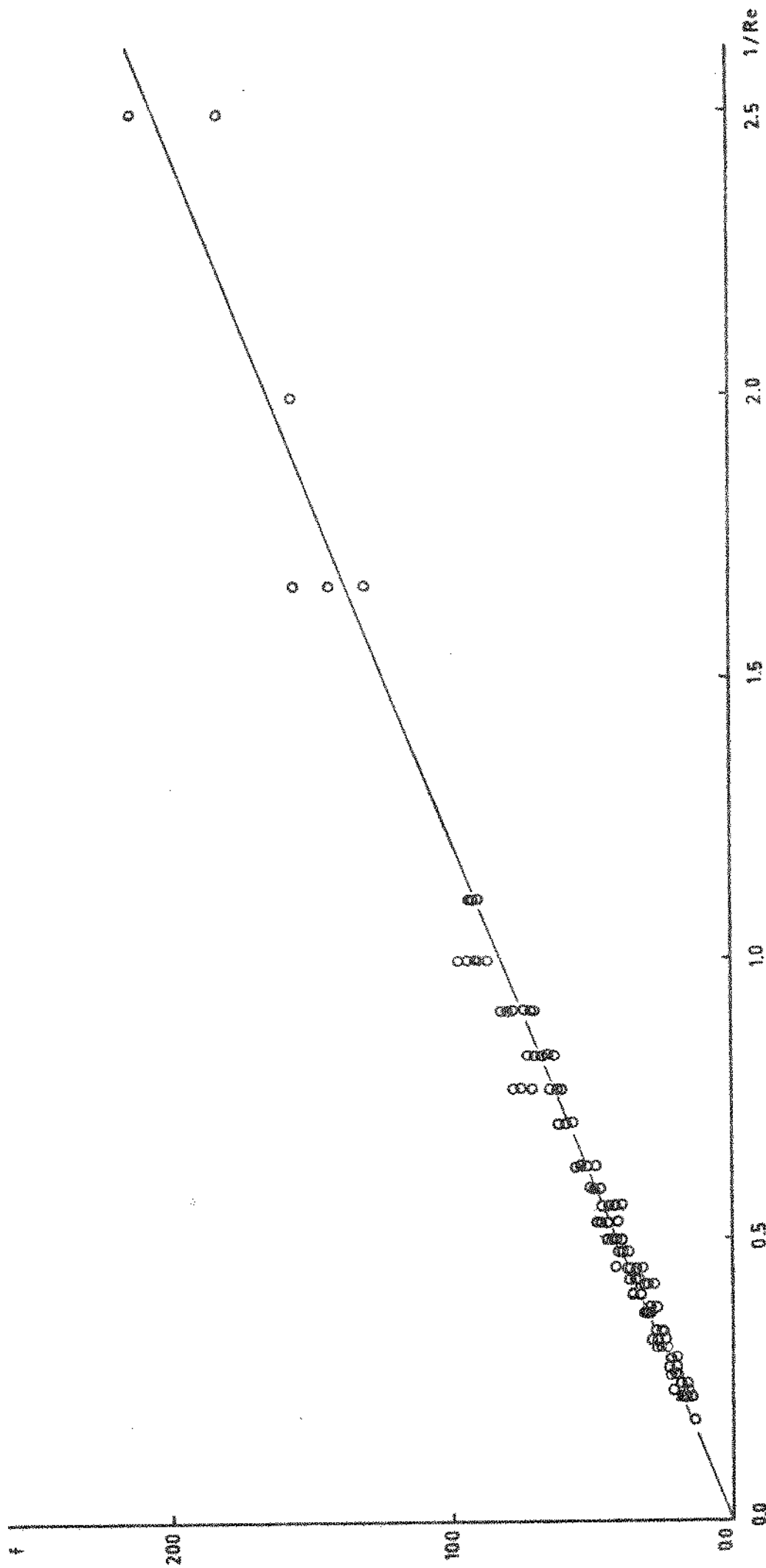


GRÁFICO 7. $1/Re$ vs f

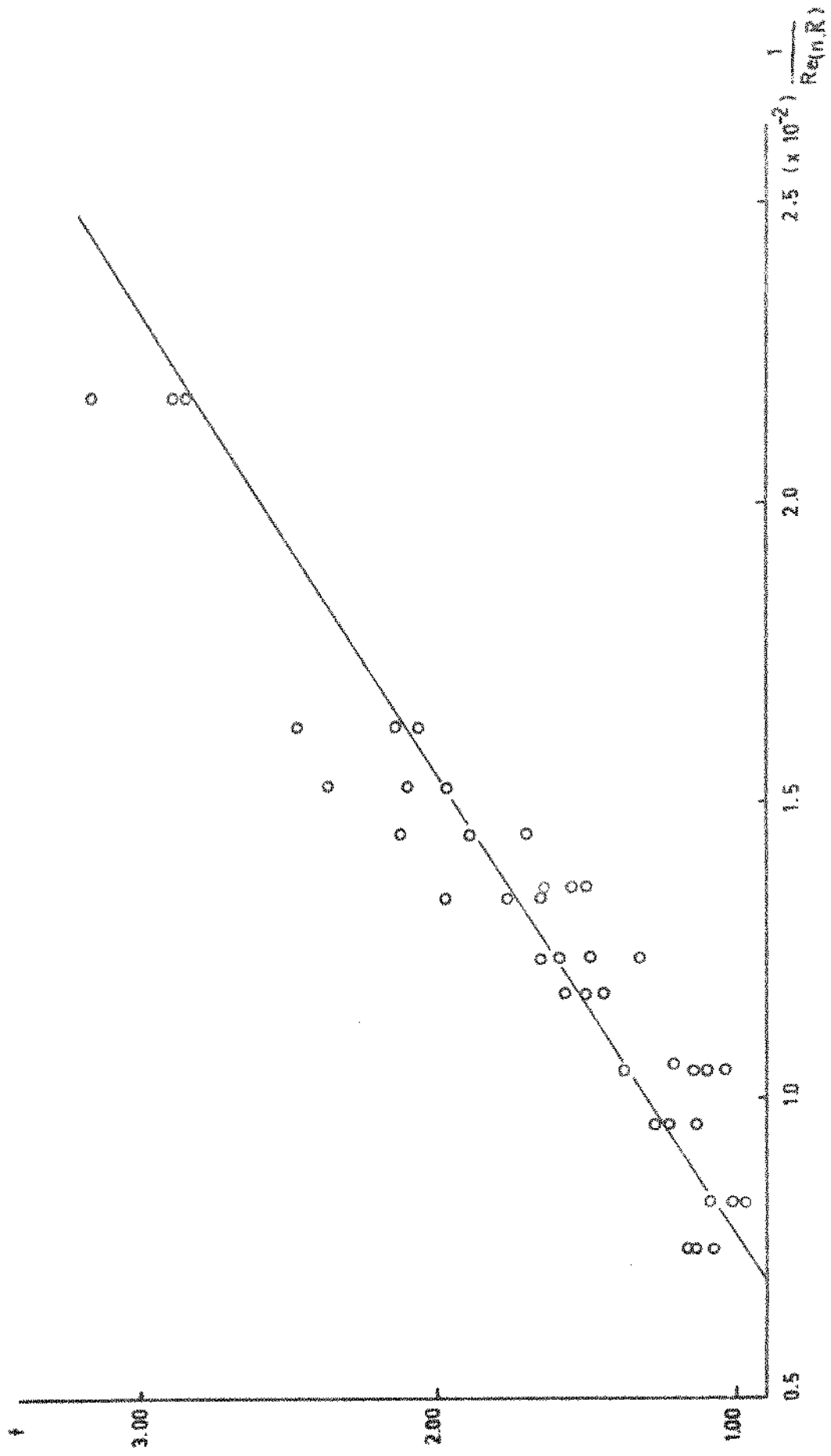
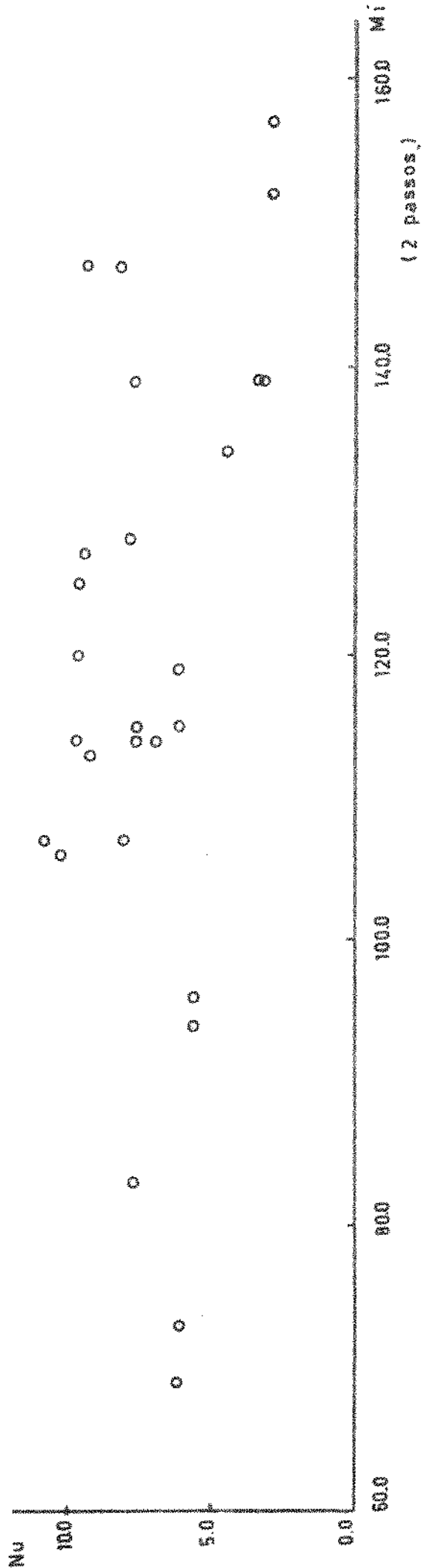
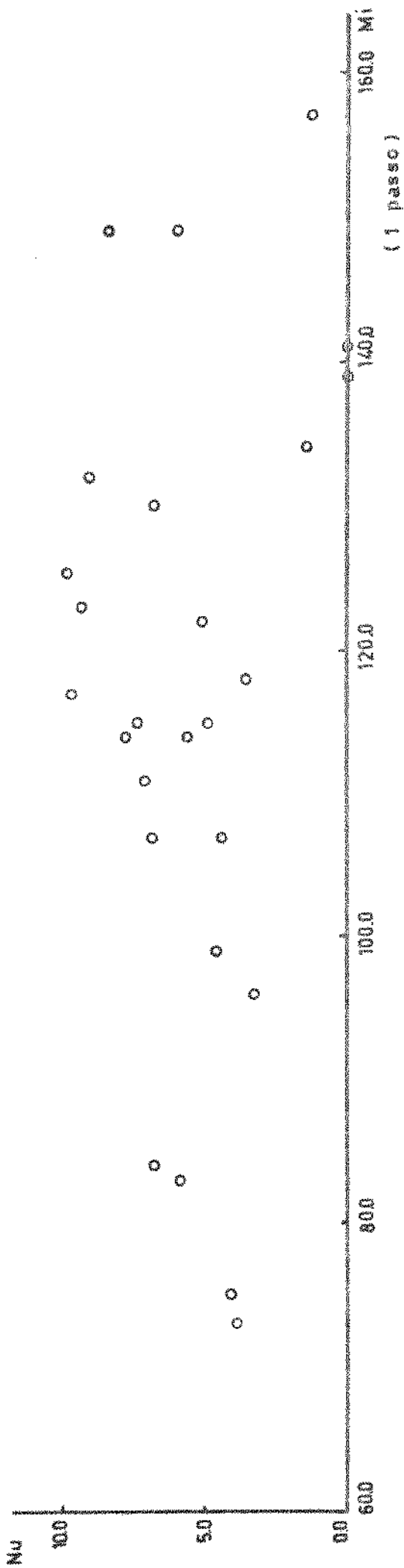


GRÁFICO 6: $1/Re(n,R)$ vs f



GRÁFICOS 9-1 e 9-2 : $(Re^{0.33} Pr^{0.43} (\frac{Pr}{Pr_w})^{0.25} = Mi)$; Mi vs Nu_{exp}

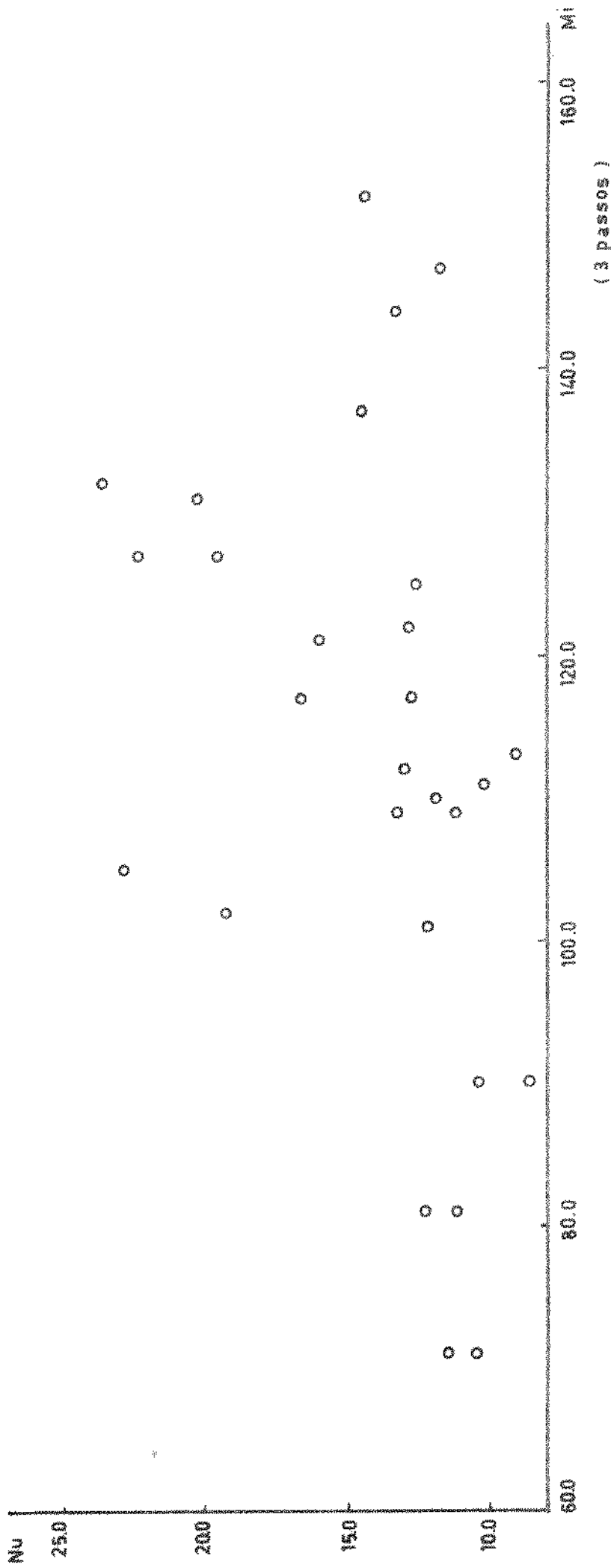


GRÁFICO 9 - 3 : Mi vs Nuexp

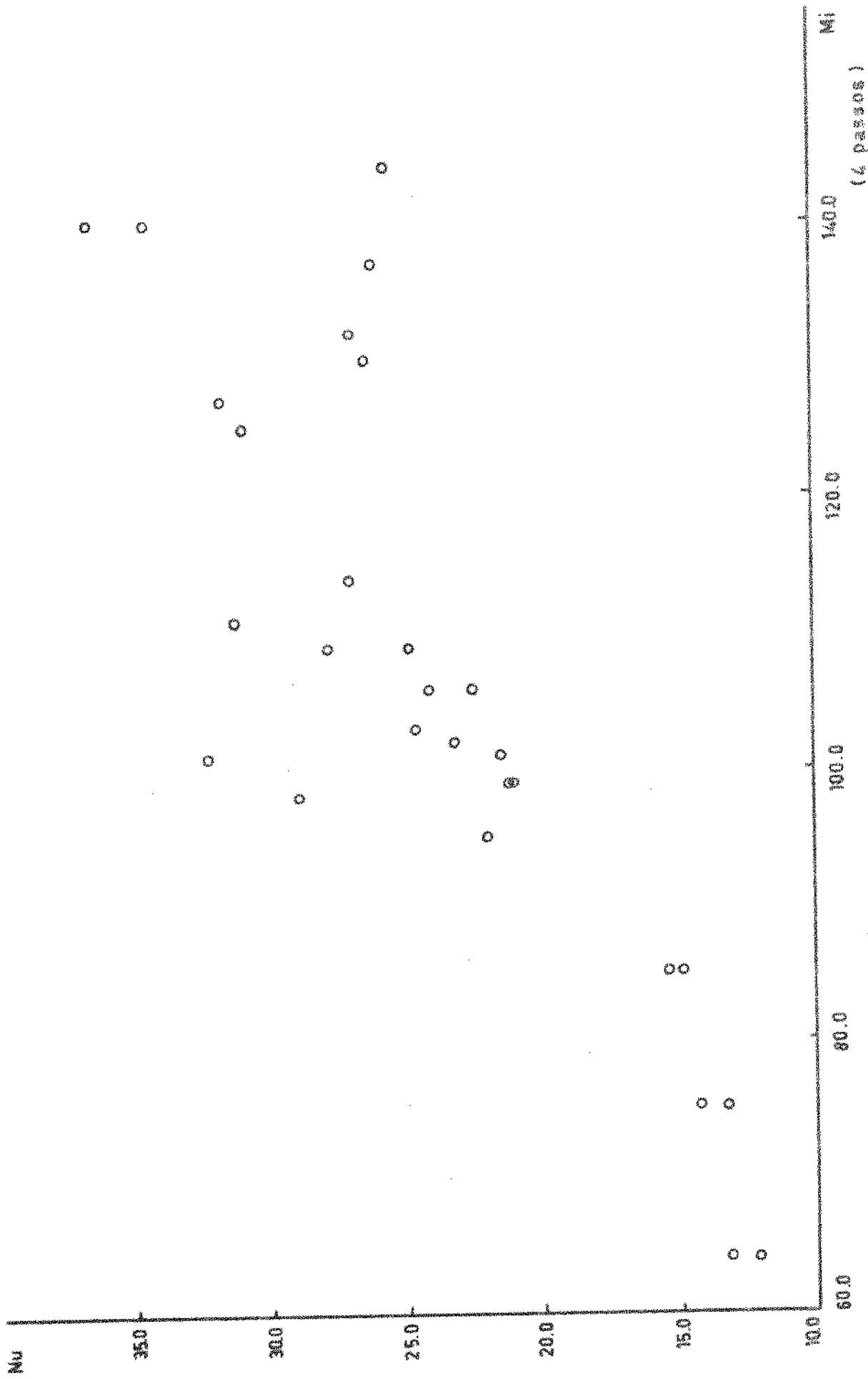


GRÁFICO 9-4: Mi vs Nu_{exp}

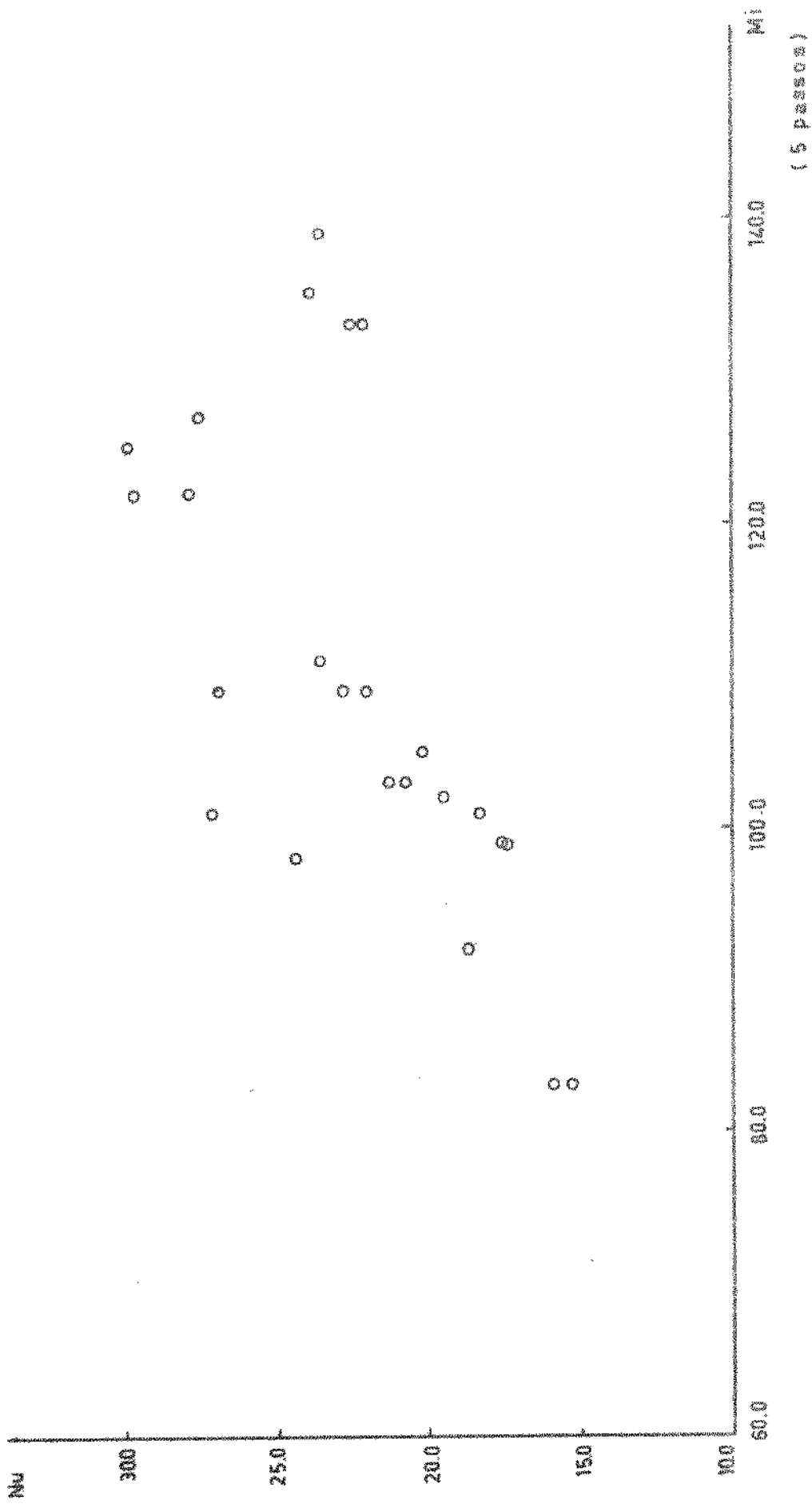


GRÁFICO 9-5: Mi vs Nuexp

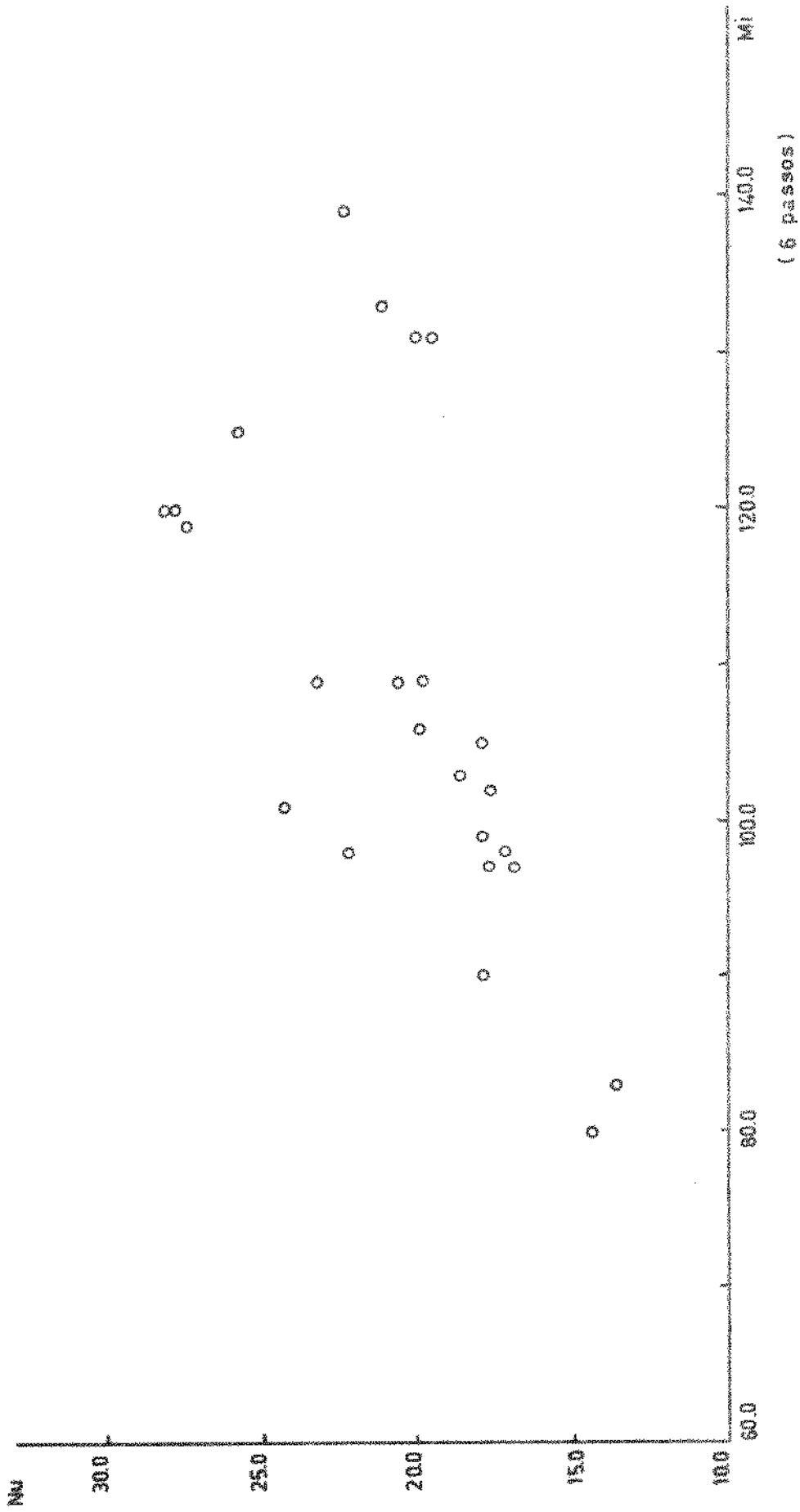


GRÁFICO 9 - 8 : Mi vs Nuexp

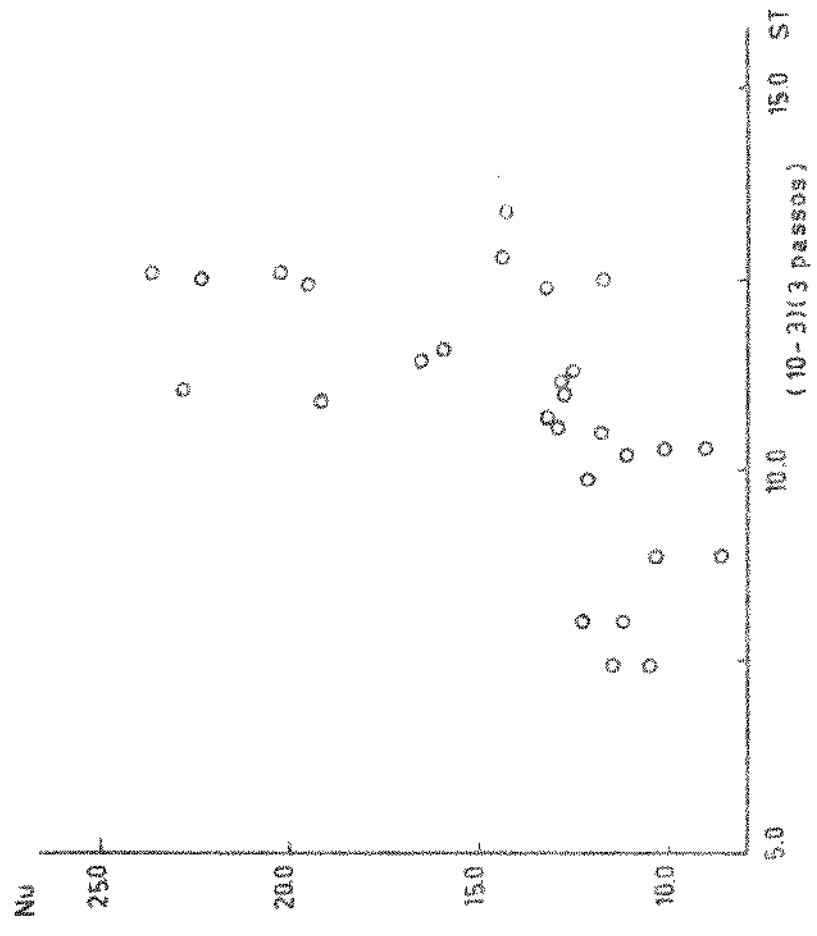
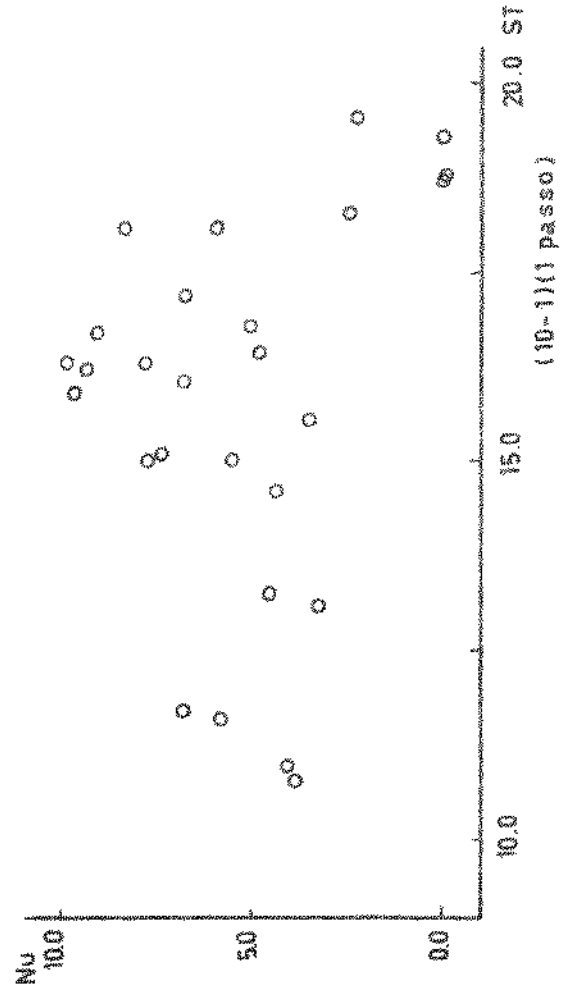
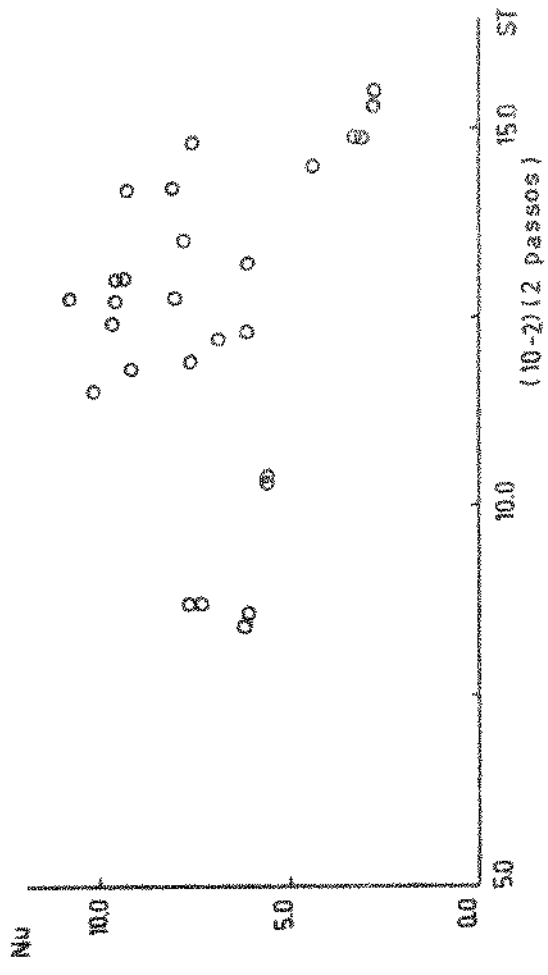


GRÁFICO 10-1, 10-2 e 10-3: ST vs Nu_{exp} ; $ST = (Gz)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$

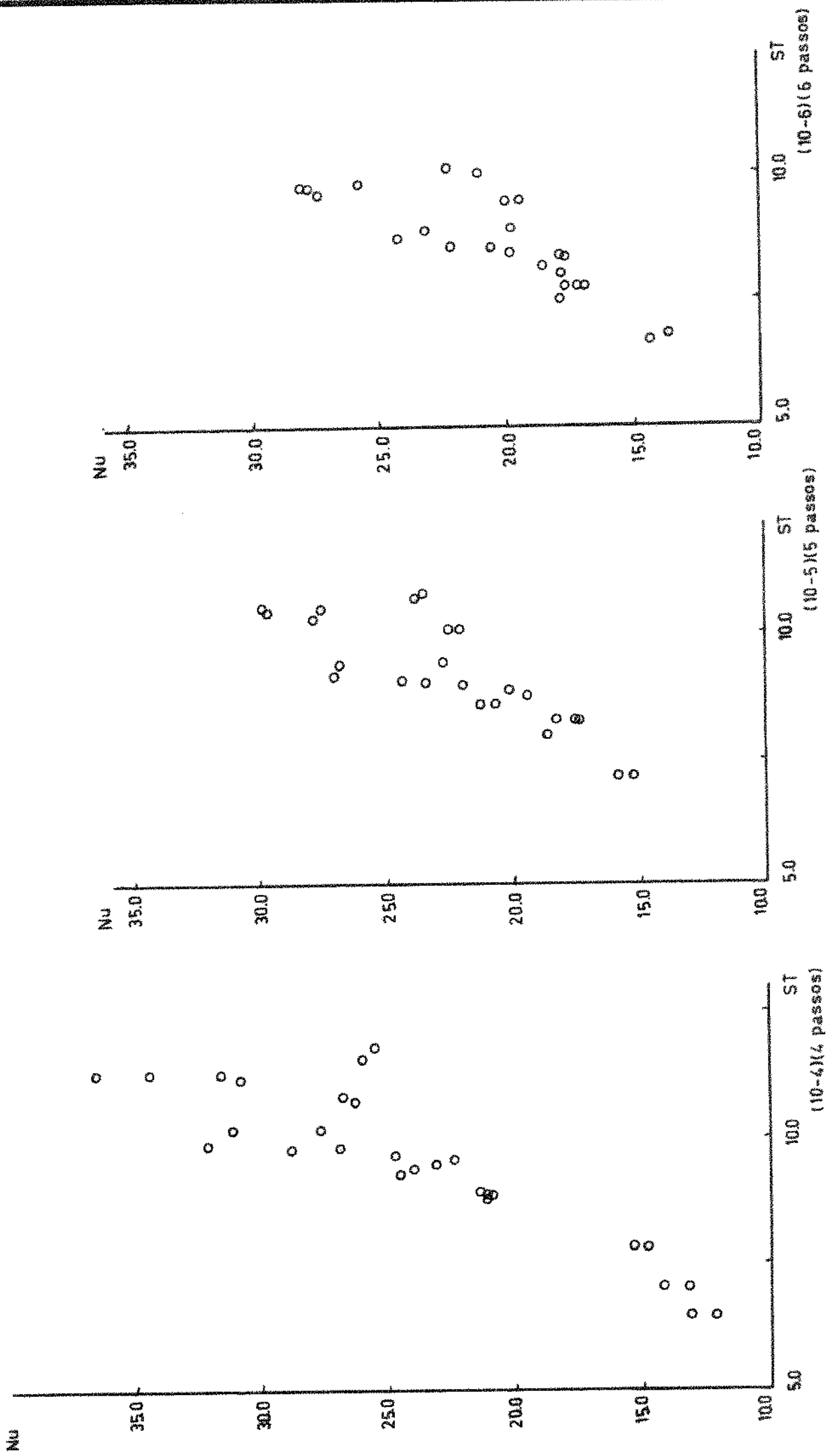


GRÁFICO 10-4, 10-5 e 10-6 : ST vs $Nu_{exp} \cdot ST = (Gz)^{1/3} \left(\frac{\Delta T_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$

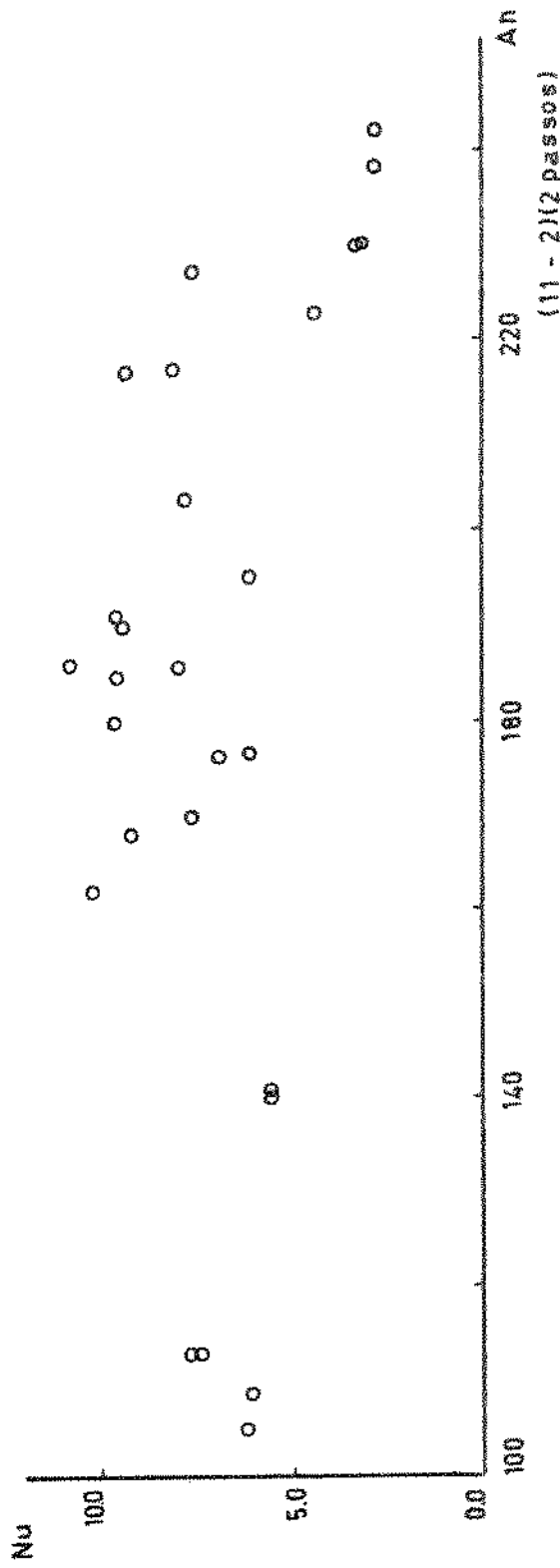
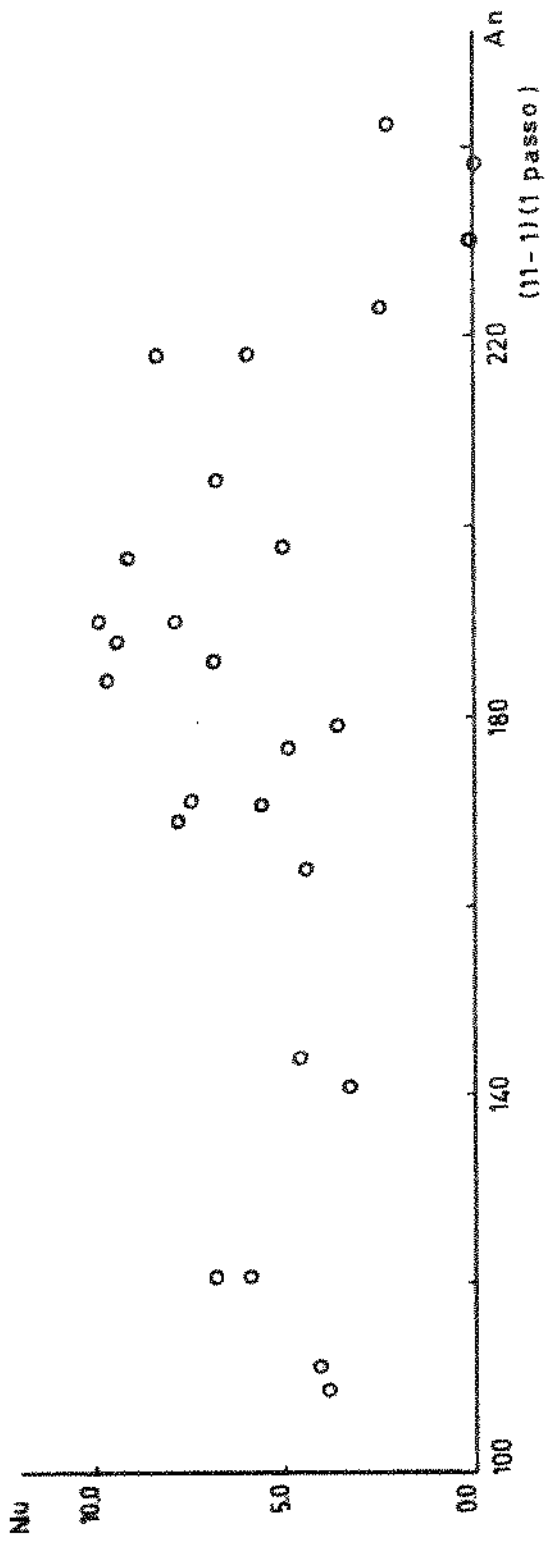


GRÁFICO 11-1 e 11-2 : An vs Nu_{exp} : An = Re^{0.45} Pr^{0.5} ($\frac{\mu_b}{\mu_w}$)^{0.14}

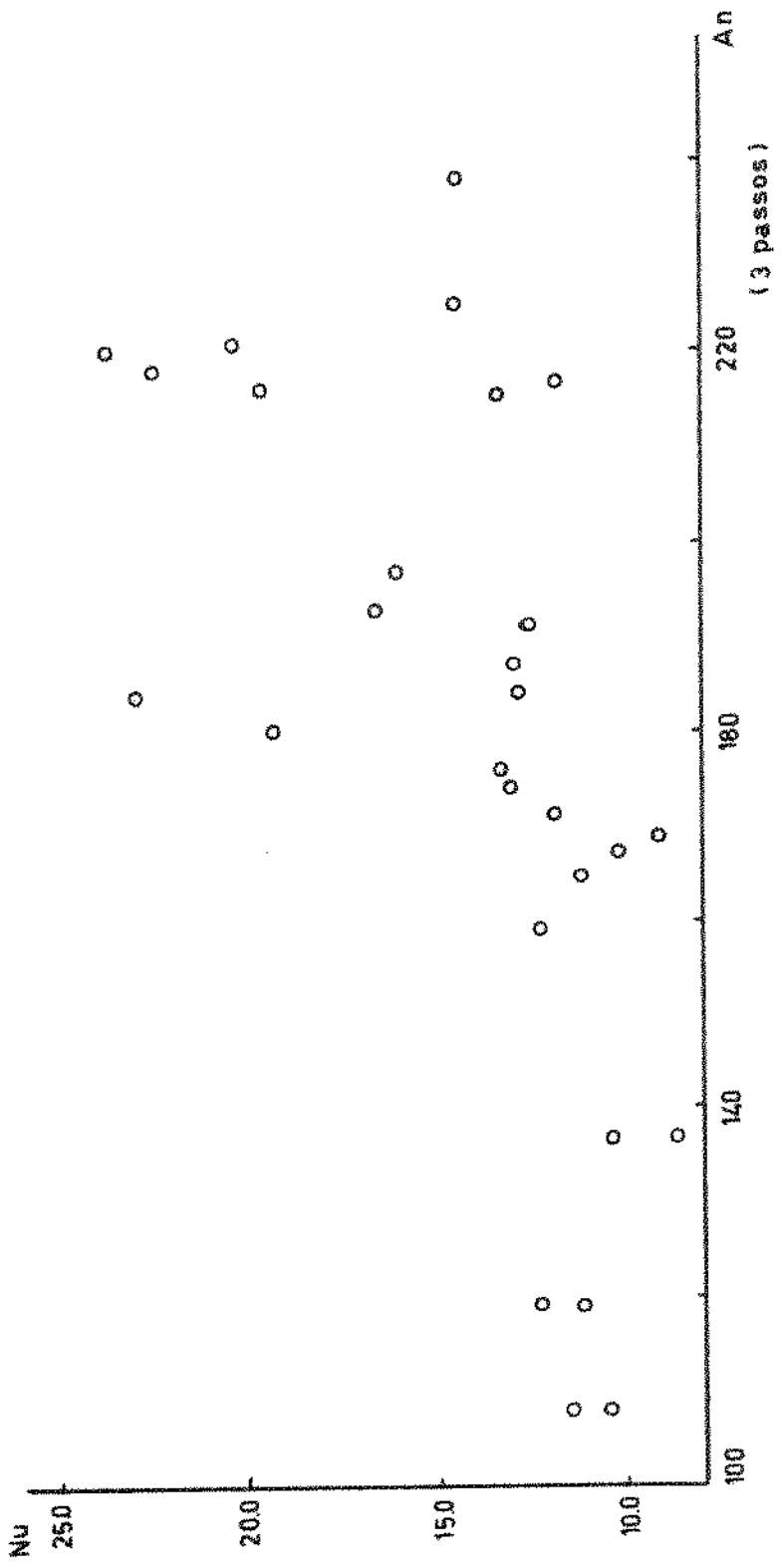


GRÁFICO 11 - 3 : An vs Nuexp

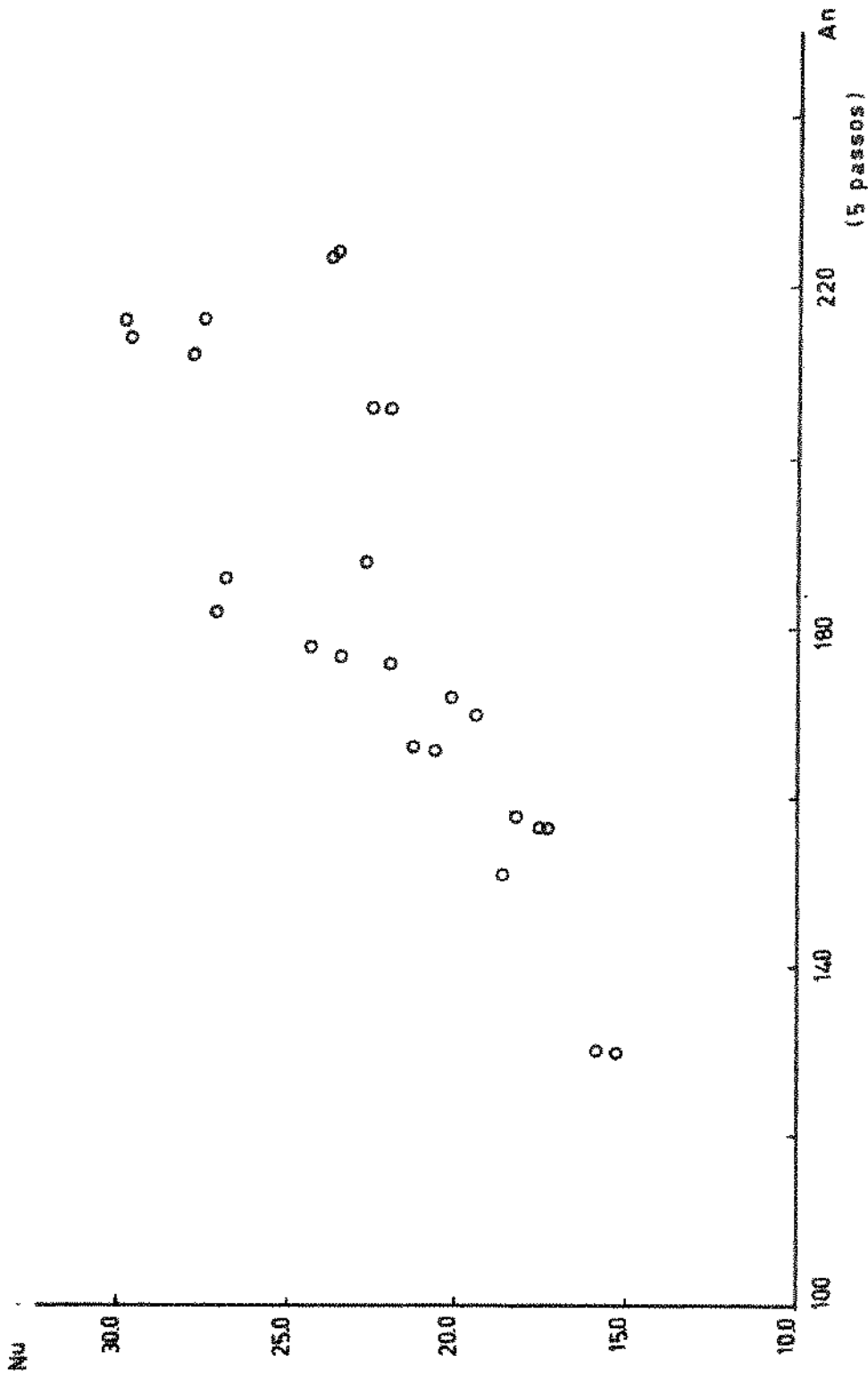


GRÁFICO 11-5 : An vs Nu_{exp}

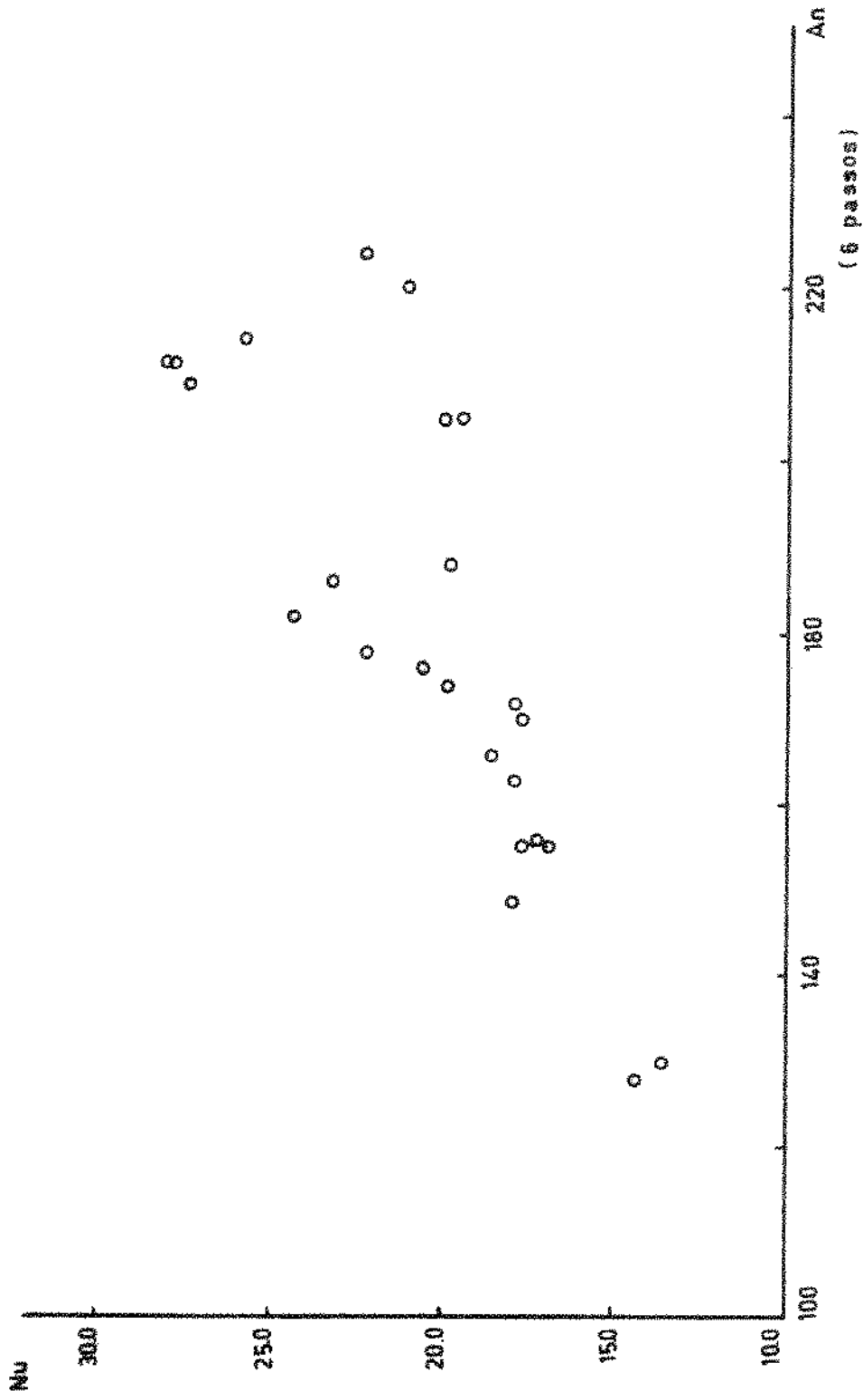
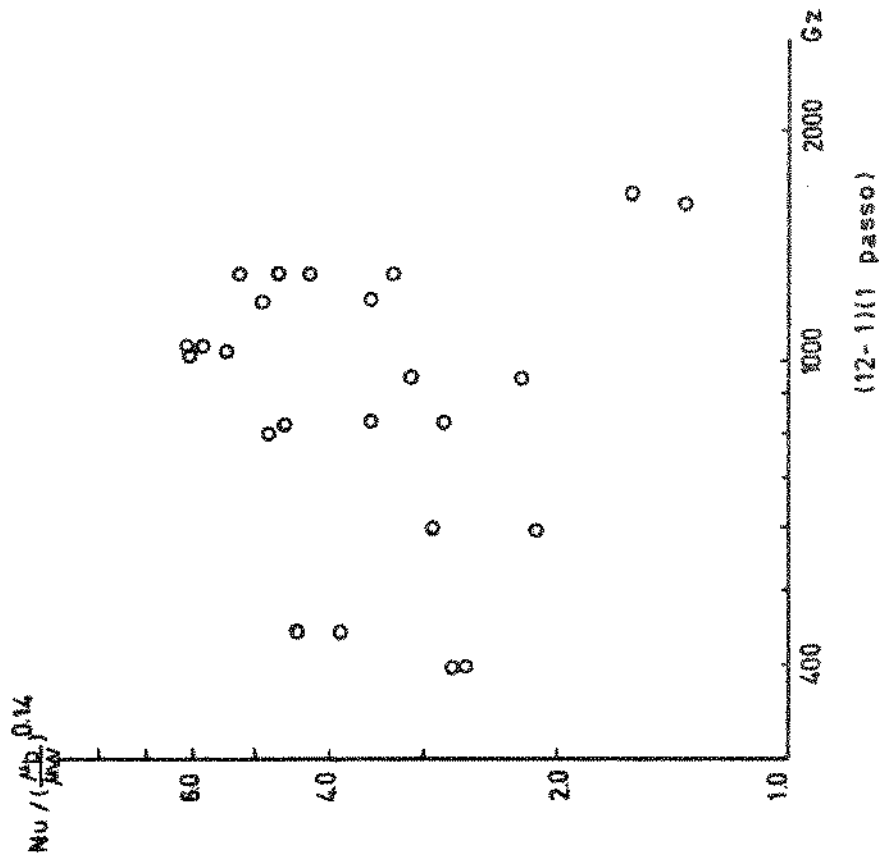
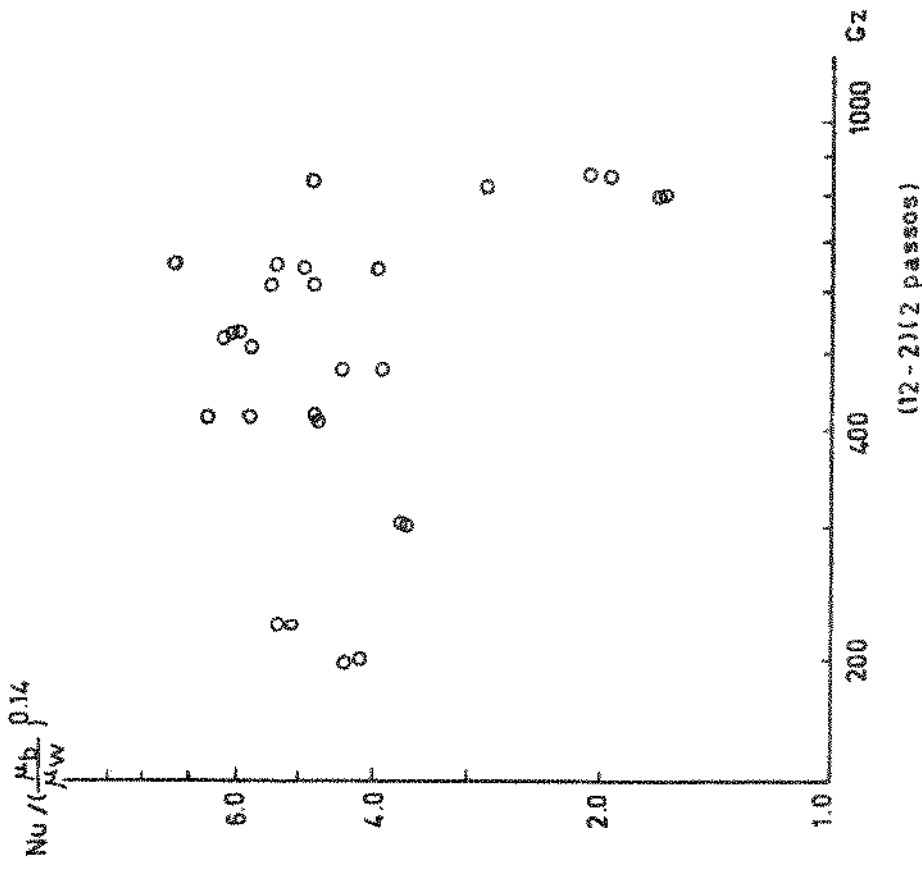


GRÁFICO 11-6 : An vs Nuexp



GRÁFICOS 12-1 e 12-2 : Gz vs $Nu / \left(\frac{M_b}{M_w} \right)^{0.14}$; $Nu = Nu_{exp}$

$Nu / \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$

20.0

10.0

3.0

100

200

400

600

Gz

(12-3)(3 passos)

$Nu / \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$

20.0

10.0

7.0

100

200

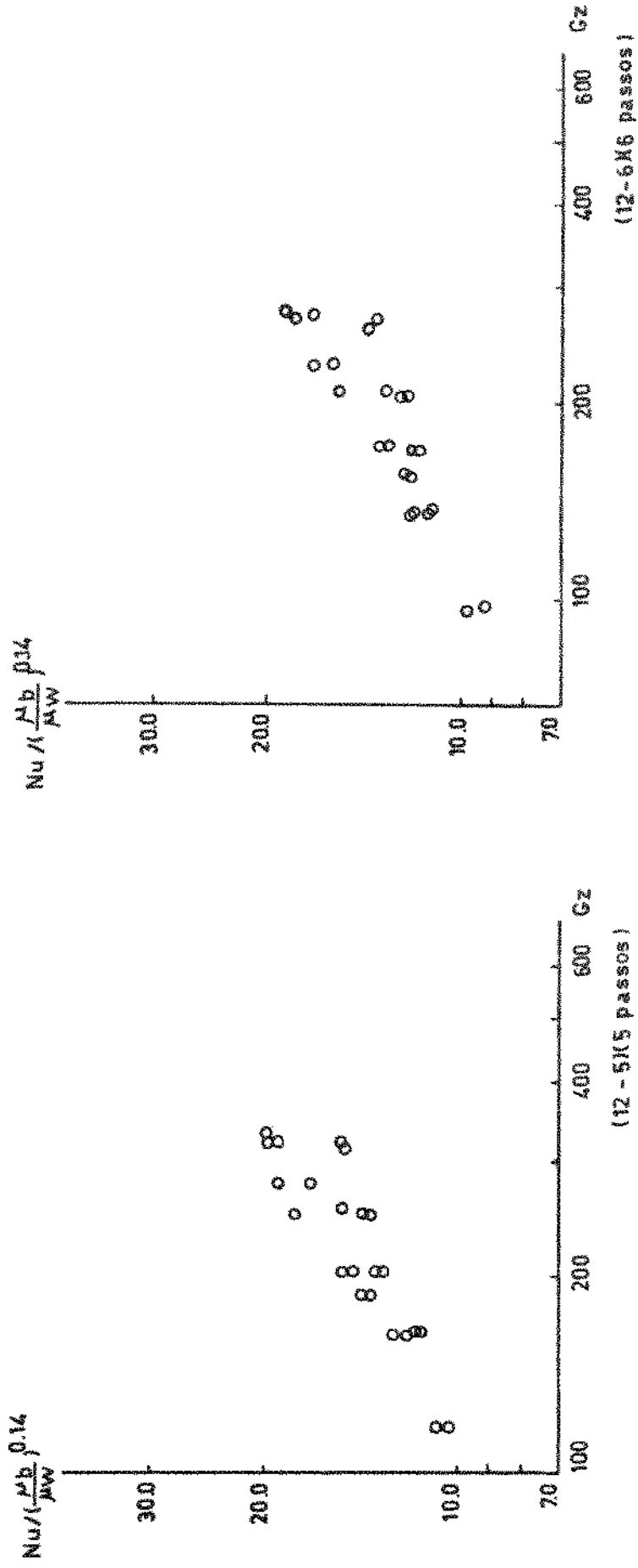
400

600

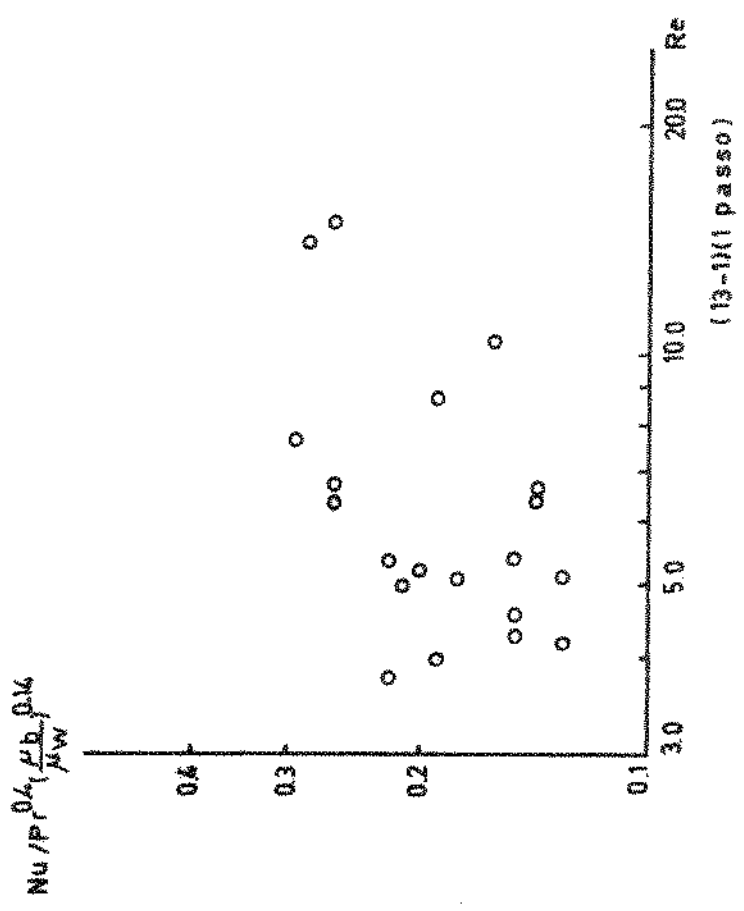
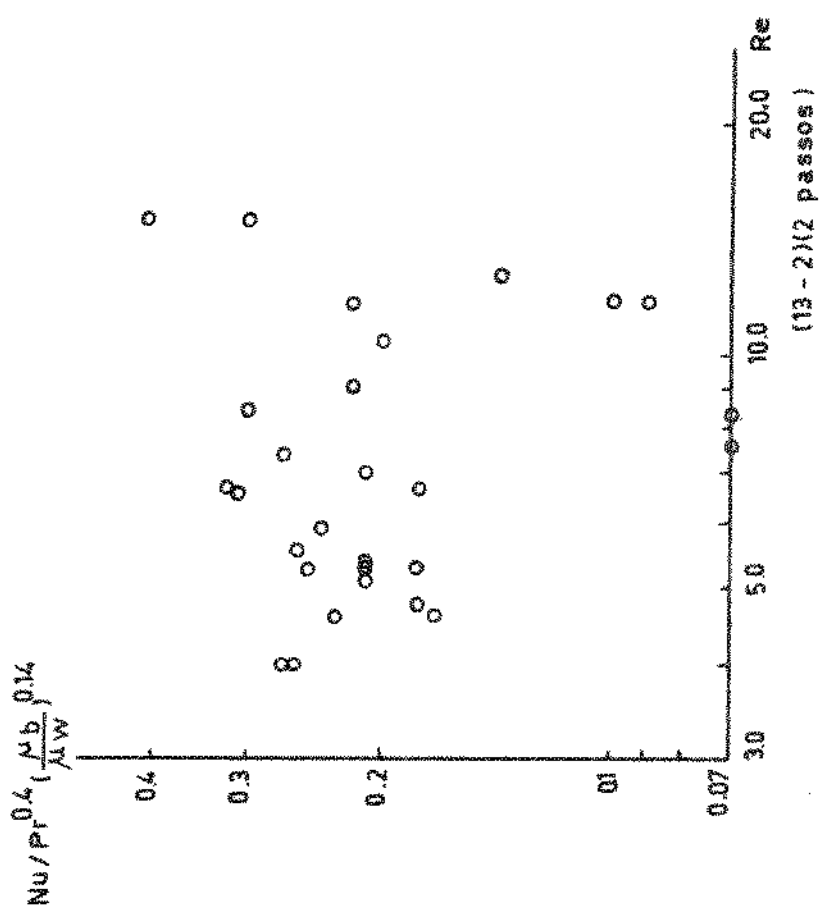
Gz

(12-4)(4 passos)

GRÁFICOS 12-3 e 12-4 : Gz vs $Nu / \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$; $Nu = Nu_{exp}$

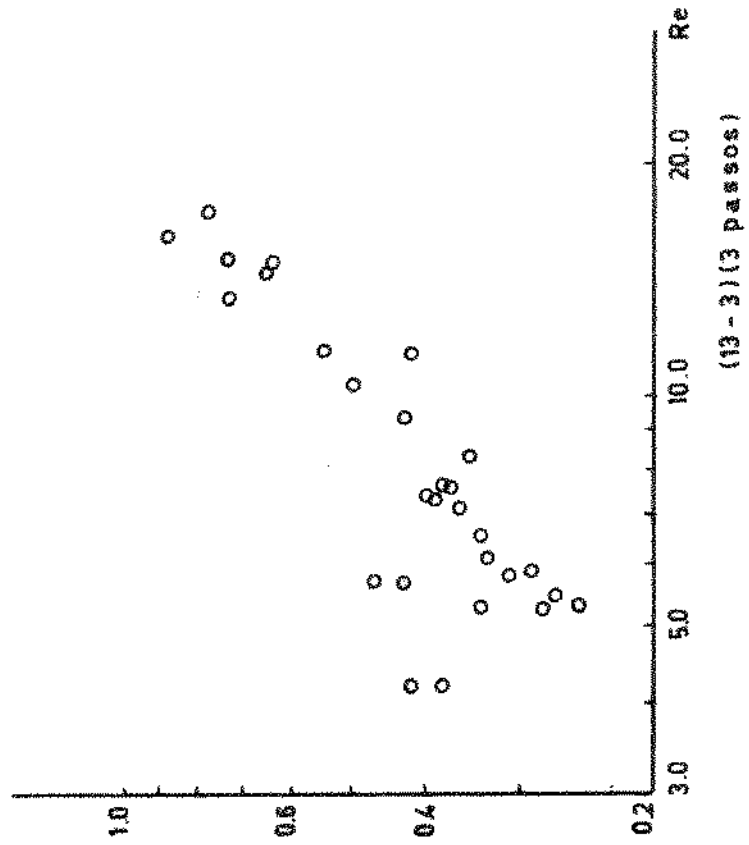


GRÁFICOS 12-5 e 12-6: Gz vs $Nu / (\frac{\mu_b}{\mu_w})^{0.14}$; $Nu = Nu_{exp}$

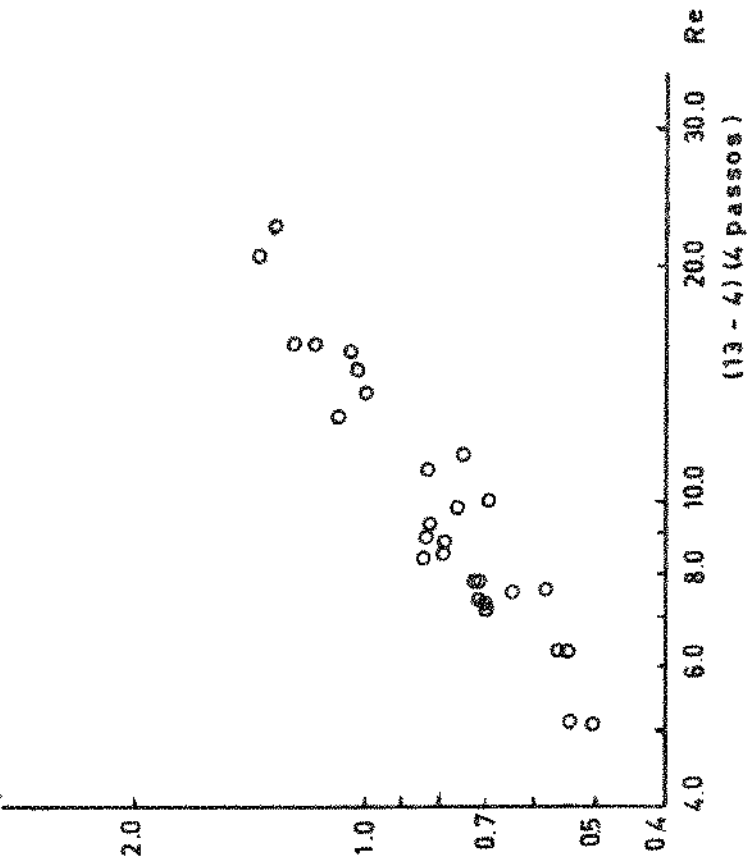


GRÁFICOS 13-1 e 13-2 : Re vs $\frac{Nu_{exp}}{Pt^{0.4} (\frac{\mu_b}{\mu_w})^{0.14}}$

$$Nu / Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



$$Nu / Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



GRÁFICOS 13-3 e 13-4 : Re vs $\frac{Nu_{exp}}{Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}}$

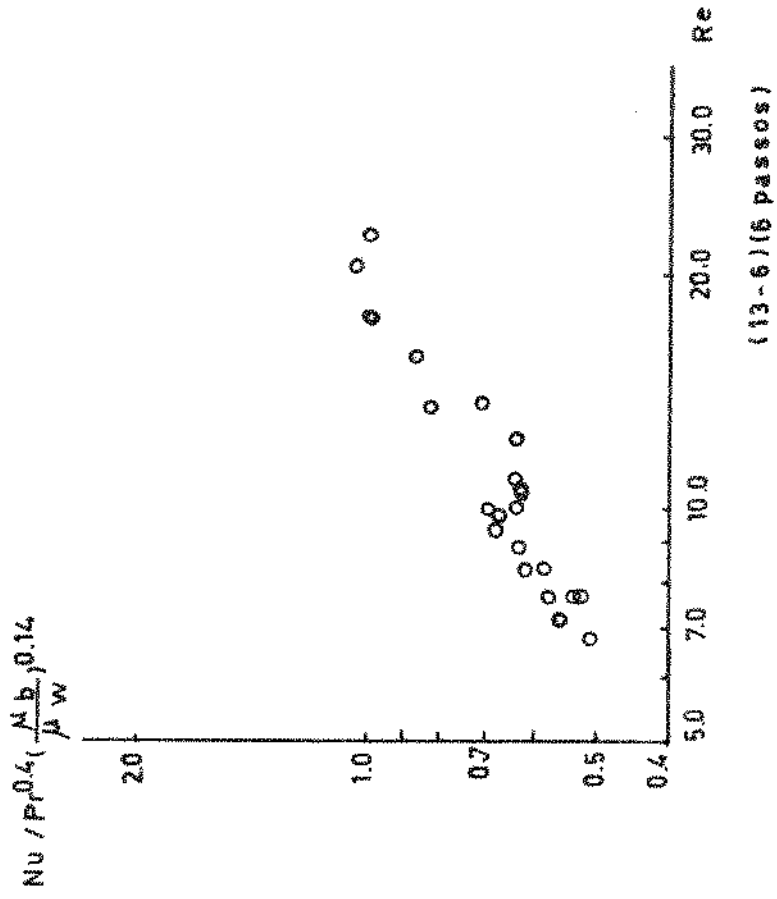
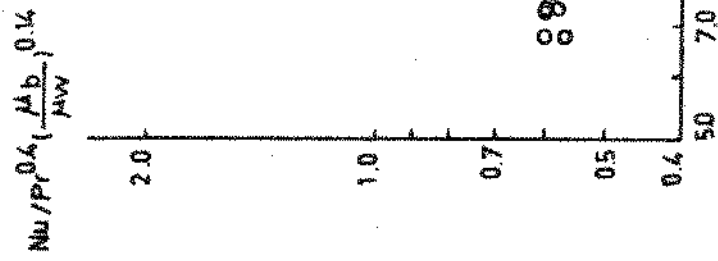


GRÁFICO 13-5 e 13-6 : Re vs $\frac{Nu_{exp}}{Pi^{0.4}} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$

$\ln \left[\text{Nu}_{\text{exp}} \left(\frac{\Delta T}{\mu W} \right)^{0.14} \right]$

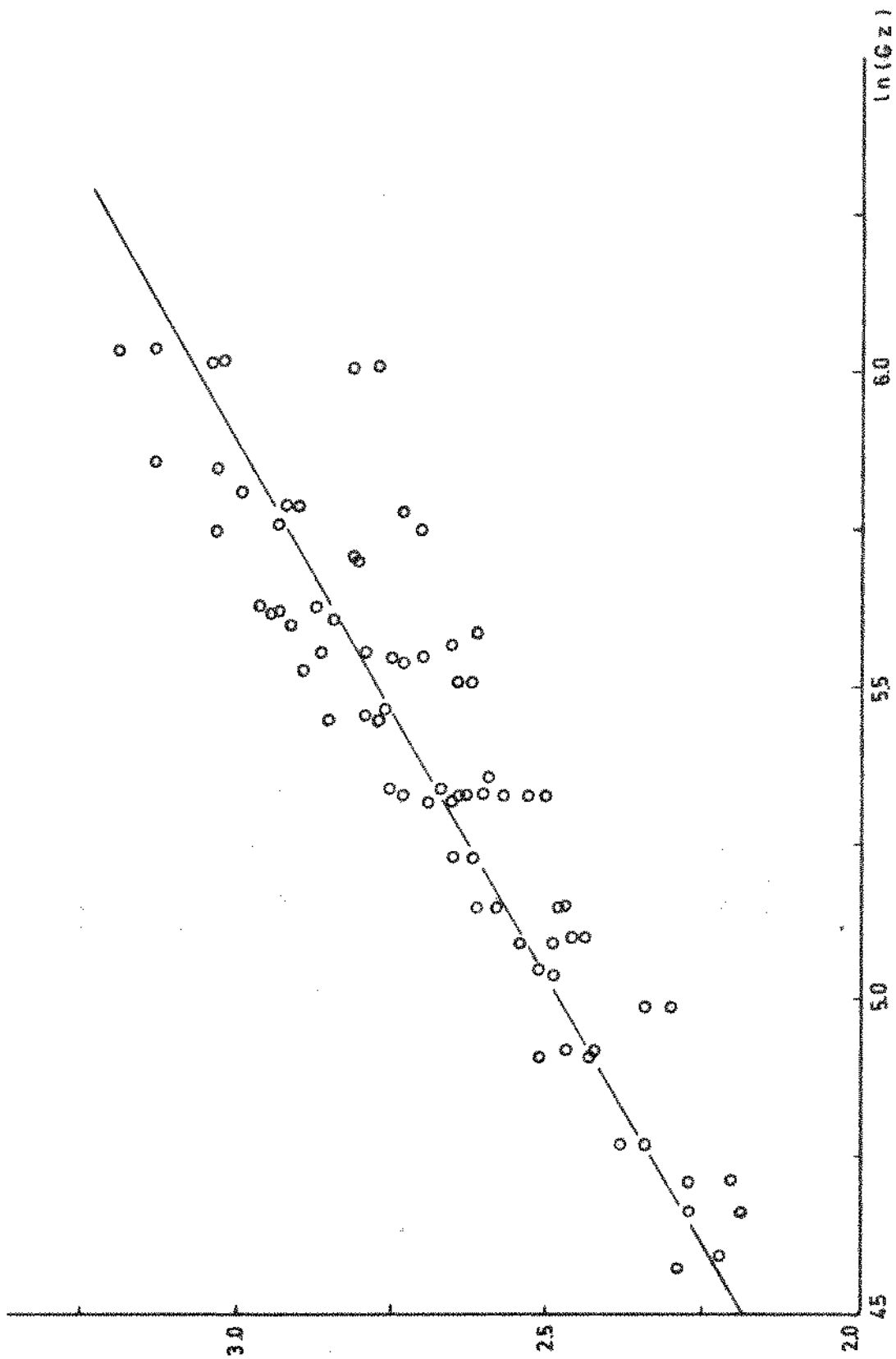


GRÁFICO 14 : $\ln(Gz)$ vs $\ln \left[\frac{\text{Nu}_{\text{exp}}}{\left(\frac{\Delta T}{\mu W} \right)^{0.14}} \right]$

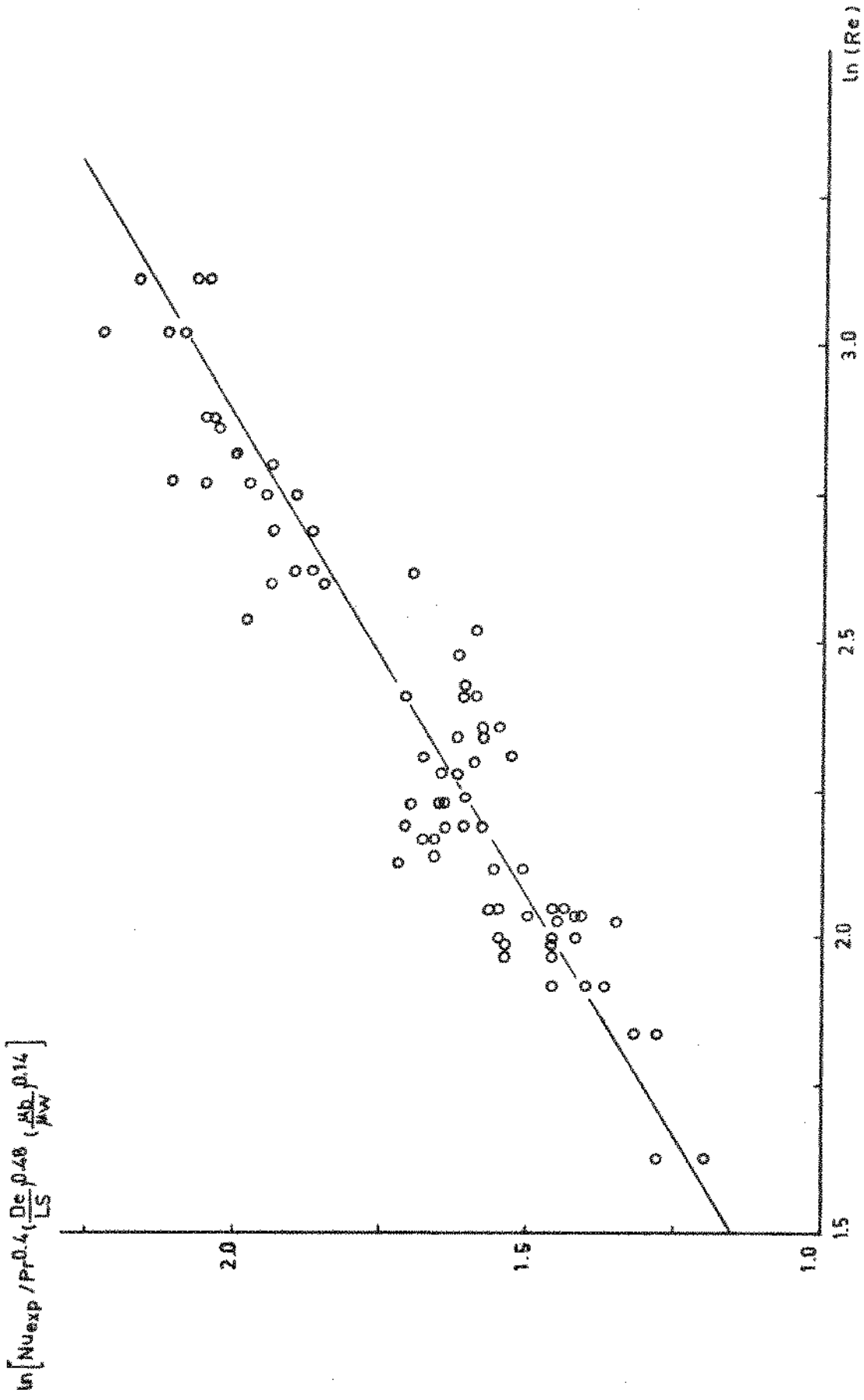


GRÁFICO 15 : $\ln (Re)$ vs $\ln \left[\frac{Nu_{exp}}{Pr^{0.4}} \left(\frac{De}{LS} \right) \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14} \right]$



GRÁFICO 16 : $\ln(Re)$ vs $\ln \left[\frac{Nu_{exp}}{Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_{ab}}{\mu_{aw}} \right)^{0.14} \left(\frac{D_e}{LS} \right)^{\beta_{48}}} \right]$

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1) Bird, R.B., Stewart, W.E. and Lightfoot, E.N. - Transport Phenomena. N.Y. : John Wiley, & Sons, Inc., 1960, pg. 181.
- 2) Bird, R.B., Stewart, W.E. and Lightfoot, E.N. - Transport Phenomena. N.Y. : John Wiley, & Sons, Inc., 1960 - pg. 363.
- 3) Bird, R.B., Stewart, W.E. and Lightfoot, E.N. - Transport Phenomena. N.Y. : John Wiley, & Sons, Inc., 1960, pg. 399.
- 4) Colburn, A. (et al) - "Heat Transfer and Pressure Drop in Empty, Baffled and Packed Tubes". Ind. & Eng. Chem. vol. 23, nº 8 (1931), pg. 910 - 923.
- 5) Drew, T.B. - "Heat Transfer in Stream-Line Flow". Ind. & Eng. Chem., vol. 24, nº 2 (1932), pg. 152 - 157.
- 6) Drew, T.B., Hogan, J.J. and McAdams, W.H. - "Heat Transfer in Stream-Line Flow". Ind. & Eng. Chem., vol. 23, nº 8 (1931), pg. 936 - 945.
- 7) Fredrickson, A.G. and Bird, R.B. - "Non-Newtonian Flow in Annuli". Ind. & Eng. Chem., vol. 50, nº 3 (1958), pg. 347 - 352.
- 8) Fredrickson, A.G. and Bird, R.B. - "Friction Factors for Axial Non-Newtonian Annular Flow". Ind. & Eng. Chem. vol. 50, nº 10 (1958), pg. 1599 - 1600.
- 9) Gallant, R.W. - "Physical Properties of Hydrocarbons". - Hydrocarbon Processing. vol. 46, nº 5 (1967), pg. - 201 - 215.
- 10) Hong, S.W. and Bergles, A.E. - "Augmentation of Laminar Flow Heat Transfer in Tubes by Means of Twisted - Tape Inserts". Trans. of the ASME (Jl. of Heat Transfer). (May, 1976), pg. 251 - 256.

- 11) Jagadeesh, V. and Satyanarayana, M. - "Studies on Tubular Flow Reactor with Motionless Mixing Elements" - Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., vol. 11 n^o 4 (1972), pg. 520-525.
- 12) Kirkbride, C.G. and McCabe, W.L. - "Heat Transfer to Liquids in Viscous Flow". - Ind. & Eng. Chem. volume 23, n^o 6 (1931), pg. 625-631.
- 13) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Fluid Dynamics and Heat Transfer". N.Y. : McGraw-Hill Book Co., Inc. - 1958, pg. 75-105.
- 14) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Fluid Dynamics and Heat Transfer". N.Y. : McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958, pg. 204.
- 15) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Fluid Dynamics and Heat Transfer". N.Y. : McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958, pg. 363.
- 16) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Fluid Dynamics and Heat Transfer". N.Y. : McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958, pg. 377.
- 17) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Fluid Dynamics and Heat Transfer". N.Y. : McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958, pg. 403.
- 18) Knudsen, J.G. and Katz, D.L. - "Heat Transfer and Pressure Drop in Annuli". - Chem. Eng. Progress. vol, 46, n^o 10 (1950), pg. 490-500.
- 19) Lawrence, A.E. and Sherwood, T.K. - "Heat Transmission to Water Flowing in Pipes". - Ind. & Eng. Chem., volume 23, n^o 3 (1931), pg. 301-309.
- 20) McAdams, W.H. - "Heat Transmission". Third Edition; N.Y. McGraw-Hill Book Co., 1954 - pg. 149.
- 21) McAdams, W.H. - "Heat Transmission". Third Edition; N.Y. McGraw-Hill Book Co., 1954 - pg. 219.

- 22) McAdams, W.H. - "Heat Transmission". Third Edition; N.Y. McGraw-Hill Book Co., 1954 - pg. 230.
- 23) McAdams, W.H. - "Heat Transmission". Third Edition; N.Y. McGraw-Hill Book Co., 1954 - pg. 237.
- 24) McAdams, W.H. - "Heat Transmission". Third Edition; N.Y. McGraw-Hill Book Co., 1954 - pg. 243.
- 25) Mikheyev, M. - "Fundamentals of Heat Transfer". - Moscow, Mir Publishers (1968), pg. 86-100.
- 26) Morris, W.D. - "The Effect of Twist Ratio on Forced Convection in the Kenics Static Mixer". Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., vol. 16, nº 3 (1977) - pg. 406-412.
- 27) Nauman, E.B. - "Enhancement of Heat Transfer and Thermal Homogeneity With Motionless Mixers". AICHe Journal. vol. 25, nº 2 (1979), pg. 246-258.
- 28) Park, K.J. - "Estudo da Transferência de Quantidade de Movimento e de Calor em um Trocador Munido de Promotores Estacionários de Turbulência". Tese de Mestrado, Campinas : F.E.A.UNICAMP, 1977 - pg. 47.
- 29) Penny, W.R. - "Recent Trends in Mixing Equipment". Reprint from Chem. Eng. (March, 1971).
- 30) Perry, R.H. and Chilton, C.H. - "Chemical Engineers' Handbook". Fifth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co. 1973, section 3-87.
- 31) Perry, R.H. and Chilton, C.H. - "Chemical Engineers' Handbook". Fifth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co. 1973, section 3-127.
- 32) Perry, R.H. and Chilton, C.H. - "Chemical Engineers' Handbook". Fifth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1973, section 3-214.
- 33) Perry, R.H. and Chilton, C.H. - "Chemical Engineers' Handbook". Fifth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1973, section 10-13.

- 34) Perry, R.H. and Chilton, C.H. - "Chemical Engineers' Handbook". Fifth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1973, section 19-24.
- 35) Popovska, F. and Wilkinson, W.L. - "Laminar Heat Transfer to Newtonian and Non-Newtonian Fluids in Tubes". Chem. Eng. Sci., vol. 32, (1977), pg. 1155-1164.
- 36) Rohsenow, W.M. and Hartnett, J.P. - Handbook of Heat Transfer. N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1973 - section 7.
- 37) Rohsenow, W.M. and Hartnett, J.P. - Handbook of Heat Transfer. N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1973 - section 10.
- 38) Schlichting, H. - Boundary-Layer Theory. Sixth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1968 - pg. 79.
- 39) Schlichting, H. - Boundary-Layer Theory. Sixth Edition; N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1968 - pg. 272.
- 40) Segur, J.B. and Oberstar, H.E. - "Viscosity of Glycerol and Its Aqueous Solutions". Ind. & Eng. Chem. - vol. 43, n° 9 (1951), pg. 2117-2120.
- 41) Seigel, L.G. - "The Effect of Turbulence Promoters on Heat Transfer Coefficients for Water Flowing in Horizontal Tubes". Heating, Piping & Air Conditioning. June 1946, pg. 111-114.
- 42) Seymour, E.V. - "A note on the Improvement in Performance obtainable from fitting Twisted-Tape Turbulence - Promoters to Tubular Heat Exchangers". Tras. Instn. Chem. Engrs. vol. 41 (1963), pg. 159-162.
- 43) Sherwood, T.K. - "Heat Transmission to Liquids Flowing in Pipes". Ind. & Eng. Chem., vol. 24, n° 7 (1932), pg. 736-745.
- 44) Sieder, E.N. and Tate, G.E. - "Heat Transfer and Pressure Drop of Liquids in Tubes". Ind. & Eng. Chem., volume 28, n° 12 (1936), pg. 1429-1435.

- 45) Skelland, A.H.P. - "Non-Newtonian Flow and Heat Transfer".
N.Y. : John Wiley & Sons. Inc., 1967, pg. 112.
- 46) Skelland, A.H.P. - "Non-Newtonian Flow and Heat Transfer".
N.Y. : John Wiley & Sons. Inc., 1967, pg. 157 a
179.
- 47) Skelland, A.H.P. - "Non-Newtonian Flow and Heat Transfer".
N.Y. : John Wiley & Sons. Inc., 1967, pg. 379.
- 48) Skelland, A.H.P. - "Non-Newtonian Flow and Heat Transfer".
N.Y. : John Wiley & Sons. Inc., 1967, pg. 382 a
385.
- 49) Sokolnikoff, I.S. and Redheffer, R.M. - "Mathematics of
Physics & Modern Engineering". Second Edition; -
N.Y. : McGraw-Hill Book Co., 1966.

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr. Joaquim S. de P. Netto, Orienta
dor desta Tese.

Ao Professor Dr. Kamal A.R. Ismail, Comissão de
Pós-Graduação da Mecânica.

Ao Aluno Antonio Poletto Júnior e ao Funcionário
Wilson Sami Cury, pelo auxílio nos experi-
mentos.

À Maria José Pereira, pela ajuda e estímulo na ela
boração deste trabalho.

Aos meus amigos que me incentivaram e auxiliaram no
desenvolvimento deste trabalho.