



T/UNICAMP
P22e
BCCL

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS E AGRÍCOLA

ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE QUANTIDADE DE
MOVIMENTO E DE CALOR EM UM TROCADOR MU -
NIDO DE PROMOTOR ESTACIONÁRIO DE TURBU -
LÊNCIA

XIL JIN PARK

Engenheiro de Alimentos - UNICAMP

ORIENTADOR:

Dr. HERBERT WIRTH

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Ali-
mentos e Agrícola da Universidade Estadual de Campinas ,
para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Alimen-
tos. -1977-

ÍNDICE

	Páginas
RESUMO	
SUMMARY	
NOMENCLATURAS	1
INTRODUÇÃO	3
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
MATERIAIS E MÉTODOS	11
RESULTADOS E DISCUSSÃO	22
CONCLUSÕES	25
TABELA I	26
TABELA II	27
TABELA III	30
TABELA IV	31
TABELA V	32
TABELA VI	35
TABELA VII	37
TABELAS 1 e 2	39
GRÁFICOS (1, 2 e 3)	40
BIBLIOGRAFIA	43
AGRADECIMENTOS	47

RESUMO

Foram estudadas as correlações de transferência de quantidade de movimento e de calor em um trocador de tubo duplo, munido de promotor estacionário de turbulência, para o regime laminar.

A partir das determinações experimentais e dos cálculos, verificara-se algumas correlações existentes e, obteve-se um desvio máximo de 17 % para a quantidade de movimento e de 24 % para a transferência de calor.

As correlações verificadas foram:

$$\ln \frac{\Delta P}{L_s} = (0,78) \ln Re_f + \ln (9,69) , \text{ para a transferência de quantidade de movimento e,}$$

$$Nu_f = (1,6)(0,17)(Re_f^{0,33})(Pr_f^{0,43})\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} , \text{ para a transferência de calor.}$$

SUMMARY

The relationships for transfer of momentum and heat were studied in a tubular heat exchanger with stationary turbulence-promoters, for laminar flow.

From the experimental data and calculations some existent correlations were tested obtaining a maximum deviation of ca. 17 % for transfer of momentum and ca. 24 % for transfer of heat.

The relationships which showed the best check were:

$$\ln \frac{\Delta P}{L_s} = (0,78) \ln Re_f + \ln (9,69) , \text{ for transfer of momentum ,}$$

$$Nu_f = (1,6)(0,17)(Re_f^{0,33})(Pr_f^{0,43})\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} , \text{ for transfer of heat.}$$

NOMENCLATURAS

- A - área transversal do duto - cm^2
 A_{mL} - área média logarítmica - cm^2
 b - espessura das pás dos promotores - cm
 C_p - calor específico - $\text{cal./g } ^\circ\text{C}$
 D - diâmetro - cm
 $DMEL$ - diferença média logarítmica das temperaturas - $^\circ\text{C}$
 d_o - diâmetro interno do duto externo - cm
 d_i - diâmetro externo do duto interno - cm
 ξ_L - fator de correção geométrico no Nusselt - adimensional
 C_f - fator de fricção - adimensional
 h - coeficiente convectivo pelicular da transferência de calor - $\text{cal./g cm}^2 ^\circ\text{C}$
 k - condutividade térmica - $\text{cal/g cm}^2 (^\circ\text{C/cm})$
 L_a - comprimento do duto referente a cada passo - cm
 L_s - comprimento percorrido pelo fluido - cm
 M - vazão mássica - g/s
 ΔP - queda de pressão - g/cm s^2
 Q_a - calor perdido ao ambiente - cal/s
 Q_L - calor transferido ao fluido mais Q_a - cal/s
 T - temperatura - $^\circ\text{C}$
 V_a - velocidade baseada na área anular do duto - cm/s
 V_s - velocidade baseada em L_s - cm/s
 ρ - densidade - g/cm^3

λ - número de ângulo de 360° por comprimento do duto
igual a do diâmetro - adimensional

Gr - número de Grashof - adimensional

Nu - número de Nusselt - adimensional

Pr - número de Prandtl - adimensional

Re - número de Reynolds - adimensional

St - número de Stanton - adimensional

SUB-ÍNDICES

eq - equivalente

f - o valor tomado na temperatura referente a película
do fluido

m - média

w - o valor tomado na temperatura referente a da parede

INTRODUÇÃO

Tendo em vista a importância de transferência de calor e de quantidade de movimento nos processamentos da indústria alimentícia, é de indiscutível interesse estudar correlações com os dados experimentais tomados num trocador de calor de tubo duplo munido de promotores estacionários de turbulência. Daí a nossa intenção de pesquisar esse assunto.

Sendo o regime laminar o que requer menor gasto em potência na bomba, achar a melhor correlação para este, nos promotores estacionários de turbulência, é desejável.

Para aquela finalidade deve-se escolher os promotores estacionários de turbulência como equipamento a ser utilizado, pelo interesse despertado atualmente na aplicação destes promotores no processamento, devido a vantagem de não requerer nenhuma manutenção mecânica, além de ser de fácil limpeza.

Deve-se utilizar fluido altamente viscoso que tenha aplicação na indústria alimentícia, para assim satisfazer a condição da realidade encontrado nas indústrias, pois é normal ter alta viscosidade em produtos alimentícios líquidos.

A lecitina da soja preenche estas condições.

Para a construção do equipamento para o estudo das transferências de calor e de quantidade de movimento em um trocador daquele tipo é necessário primeiro conhecer todos os tipos de promotores estacionários existentes e analisar as respectivas construções. A partir disso escolher o mais viável para nossas condições.

Por meio de estudo verificam-se ângulos de torção substancialmente diferentes daquele definido por Seymour (10), que é o autor pioneiro em estudo de ângulo de torção de promotores estacionários. Sendo o promotores estacionários de turbulência de Jagadeesh (15) o de mais simples construção, para o nosso estudo com a finalidade de verificar as variáveis de maior influência naquelas correlações, achamos acertado construir um desse tipo.

Cabe também salientar que o trabalho é de caráter preliminar, ou seja, de verificação das variáveis de maior influência para o posterior estabelecimento da própria correlação.

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1. Conceitos básicos

A transferência de quantidade de movimento e de calor, apresentam analogias tanto nos mecanismos de transferência como nas descrições quantitativas.

O cientista Osborne Reynolds (08) notou primeiramente esta similaridade em 1874, e baseando-se no modelo de gases, isto é, $Pr = 1$, apresentou uma correlação adimensional da seguinte maneira:

Para um fluxo, os perfis adimensionais de velocidade e temperatura podem ser expressos por:

$$\left. \frac{d}{dy} \frac{V_x}{V_\infty} \right|_{y=0} = \left. \frac{d}{dy} \left(\frac{T - T_w}{T_\infty - T_w} \right) \right|_{y=0}$$

Utilizando condições de $Pr = 1$, temos $\mu C_p = k$, assim:

$$\mu C_p \left. \frac{d}{dy} \frac{V_x}{V_\infty} \right|_{y=0} = k \left. \frac{d}{dy} \left(\frac{T - T_w}{T_\infty - T_w} \right) \right|_{y=0} \quad (1)$$

A relação do coeficiente convectivo e condutivo nos dá:

$$\frac{h}{k} = \left. \frac{d}{dy} \left[\frac{(T - T_w)}{(T_\infty - T_w)} \right] \right|_{y=0} \quad (2)$$

O coeficiente de fricção é definido por:

$$C_f = \frac{\tau_0}{\rho V_\infty^2 / 2} = \frac{2\mu}{\rho V_\infty^2} \left. \frac{dV_x}{dy} \right|_{y=0} \quad (3)$$

Logo teremos relacionando (1), (2) e (3);

Depois deste trabalho pioneiro de Reynolds, muitos outros de análise adimensional foram desenvolvidos, e a correlação obtida para o coeficiente da transferência de calor num duto, em termos de grupo adimensional Nu, foi primeiramente utilizada por Sieder & Tate (01). Esta correlação era da forma:

$$Nu = Nu(Re, Pr, L/D, \mu/\mu_w)$$

No trabalho apresentado por Penny (11) este mesmo tipo de correlação foi desenvolvido para análise de requerimento de potência nos agitadores, para avaliação de coeficientes de transferências de calor em um escoamento de superfícies, de espessuras pequenas, referidas como sendo superfícies raspadas.

Em 1931, Colburn (09) estudou a correlação entre a perda de carga (ΔP) e a transferência de calor (h) para o ar, utilizando dez diferentes tipos de promotores de turbulência, denominados por ele de retardadores, em tubos de aço submetidos ao aquecimento. Neste trabalho o autor correlaciona o coeficiente de transferência de calor e a perda de carga para o ar com promotores de turbulência, obteve então, a correlação:

$$\frac{h}{C_p} = f(M, \Delta P, D/L), \text{ onde mostrou que o coeficiente convectivo aumenta com o aumento de } \Delta P.$$

Conclui o seu trabalho salientando dois pontos que julgamos importante repetir:

- 1) Os coeficientes de transferência de calor podem ser aumentados pelo uso de promotores.
- 2) Os valores para a maioria dos recheios ou promotores, resultam no mesmo tipo da curva de transferência de calor vs. queda de pressão, isto é, assim que a queda de

pressão para um novo tipo de promotor é conhecida, o coeficiente de transferência de calor pode ser estimado.

A análise de promotores de turbulência, de forma retorcida, no trocador de calor em tubos, foi feita por Seymour (10), em 1963, salientando três processos envolvidos no aumento de transferência de calor, por fluxo giratório, que são:

1) Para um mesmo fluxo mássico, a velocidade do fluido passando à parede do tubo é maior no fluxo giratório que no fluxo axial, pois a distância é maior no percurso helicoidal, comparada ao axial.

2) No fluxo giratório, a parede do tubo é côncava, com respeito a direção do fluxo. Kreith demonstrou que, para um dado número de Reynolds, o coeficiente de transferência de calor à parede côncava é substancialmente maior que da parede reta ou convexa.

3) A rotação do fluido no fluxo giratório gera um campo de força centrífuga, que favorece o efeito convectivo, se o fluxo de calor for para dentro.

Neste trabalho o autor define $Is = Ia(1 + (\pi\lambda)^2)^{1/2}$ e $Vs = Va(1 + (\pi\lambda)^2)^{1/2}$ e, conclui o seu trabalho fornecendo o valor ótimo de torção sendo $\lambda = 0,2$, isto é 72° por $L=D$.

Em publicação recente da Chemical Engineering (12) sobre equipamentos de mistura observa-se uma modificação destes promotores (09 e 10), apresentando um misturador estacionário comercial (13) que, utiliza reversões sucessivas dos elementos dos promotores para aumentar a eficiência da mistura. Gostaríamos de observar que o ângulo de torção utilizado é 120° por $L=D$, diferindo assim substancialmente da geometria proposta por Seymour (10).

Outra firma (18) apresenta um misturador estacionário que consiste basicamente numa superposição de

placas corrugadas(configuração utilizada atualmente nos trocadores de placas) com 90° de diferença, inseridos num duto circular e mostra (19) o gráfico e relação adimensional de $Nu_d = f(Re_d Pr)^{0,4}$ fazendo uma comparação rápida das vantagens particulares do misturador em relação ao seu uso.

Uma adaptação diferente dos promotores de turbulência foi utilizada por Jagadeesh (15), em 1972, na análise do tempo de residência num reator. Esta adaptação consiste em inserir os promotores por fora do duto circular, que por sua vez irá dentro da carcaça do reator.

Na sua análise, o autor define o diâmetro equivalente (De), baseado na definição do raio hidráulico que dá:

$$De = \frac{\left[\pi/4 (d_o^2 - d_i^2) - (d_o - d_i)b \right]}{\left[\pi (d_o + d_i) + 2(d_o - d_i - 2b) \right]}$$

O ângulo de torção no trabalho anteriormente citado é de aproximadamente 180° por $L=D$. A revista alemã "Welt der Milch" (22) também apresenta este mesmo tipo de promotor.

Recentemente, no Primeiro Congresso Internacional de Engenharia e Alimentos realizado em Boston, U.S.A. , os pesquisadores da Universidade de Georgia (23), apresentaram a correlação $(h/h_o) = (C/C_o)^n$, para os promotores de turbulência utilizando "catsup" de tomate, sendo n igual a 11 quando existem promotores ou igual a 1 quando não existem. Ressalvam neste trabalho que o aumento de coeficiente da transferência de calor pelo uso dos promotores, é de 547 %, ocorrendo somente 20 % de queda de pressão a mais pelo seu uso.

O interesse pela aplicação de promotores de turbulência está muito acentuado recentemente, podendo ser

que cobrem os três fenômenos de transferência: quantidade de movimento, calor e massa.

2. Modelos utilizados

Existem poucas informações na bibliografia sobre a transferência de calor em regime laminar para os promotores estacionários de turbulência. Assim verificou-se as correlações existentes para um escoamento laminar nos dutos internos.

As correlações americanas, por exemplo, a de Sieder & Tate (01) para um fluxo desenvolvido nos dutos lisos, em escoamento laminar, é dada pela equação:

$$Nu = \frac{h_{ln} D}{k_f} = 1,86 (Re_f Pr_f D/L)^{1/3} (\mu_f/\mu_w)^{0,14}$$

sendo que h_{ln} é o coeficiente baseado na diferença da temperatura média logarítmica correspondente.

Esta correlação apresenta um desvio de vinte por cento para $Re Pr D/L > 10$, onde a baixas vazões ($Re Pr D/L < 10$) o Nu (h_{ln}) é superestimado consideravelmente.

As correlações européias, por exemplo a recomendada por Mikheyev (06), para transferência de calor num regime laminar são do tipo:

$$Nu_f = 0,17 (Re_f^{0,33}) (Pr_f^{0,43}) (Gr_f^{0,1}) \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

sendo que o autor salienta dois pontos que devemos levar em conta na nossa análise:

1) O coeficiente da transferência de calor para escoamento estritamente por convecção forçada (escoamento viscoso), deve ser calculado com o valor de $Gr_f = 1$.

2) Nos casos em que o comprimento do duto é menor que 50 vezes o diâmetro, isto é, $L < 50D$, o coeficiente da

plicada pelo fator de correção ξ_L , tabelado pelo autor.

Podemos observar, através destas duas correntes universalmente utilizadas que, a correlação usual americana difere da européia nos seguintes pontos:

1) Os números adimensionais Re e Pr levam o mesmo expoente na correlação americana, ao passo que na européia levam expoentes diferentes.

2) A correlação americana introduz o adimensional de viscosidade elevada a potência de $1/7$; a européia introduz a relação de Pr elevada a potência de $1/4$.

Pretendeu-se, também apresentar a correlação para a transferência de quantidade de movimento, com as variáveis obtidos através das verificações citadas acima.

MATERIAIS E MÉTODOS

1. Materiais

1.1. Trocador de calor munido de promotores estacionários de turbulência

Os promotores tiveram como objetivo primeiro a melhora de misturas, posteriormente passaram a ser utilizados para estudos de transferência de calor. .

Os promotores utilizados estão mostrados esquematicamente no item 4.1., e consta de 3 partes fundamentais: tubo interno com as pás dos promotores, tubo externo e a camisa de vapor. A seguir damos suas características.

a) Tubo interno de aço inóx 304 de uma polegada de diâmetro, onde externamente foram soldados os promotores de turbulência, que foi torneado na forma adequada e depois torcido. A chapa de onde foram tiradas as pás, é de aço inóx 304 de 0,18 cm de espessura. Os promotores totais foram finalmente constituídos de sete formas torcidas no sentido horário e seis formas torcidas no sentido antihorário. Cada comprimento que contém estas duas formas chamamos de passo.

b) Tubo externo de cobre de 1,5 polegada de diâmetro, onde inserimos a parte descrita anteriormente. Salientamos que o fluido, o qual será aquecido, escoará no espaço anular, definido pelo tubo interno e externo, sendo delimitado ainda o seu percurso pelo promotor.

c) A camisa de vapor, adaptada no tubo externo também é de cobre e o seu diâmetro é de aproximadamente 3 polegadas.

1.2. Bomba

O fluido no trocador era admitido após o bombeamento e depois retornava ao tanque alimentador da bomba. É um circuito fechado, onde as ligações foram feitas com mangueiras de borracha.

a) Bomba

Composta pelas seguintes partes:

bomba: Marca - Mono Pumps Ltd.

Tipo - SB 15

Procedência - Inglaterra.

motor: Marca - Varimot

Tipo - Vap M4

Características - 220 volts; 50/60 Hz; 01 a 600 rpm.

Procedência - Alemanha

painel de comando - Constituído de tacômetro, regulador, comando elétrico e chaves.

b) Tanque

De aço inóx com capacidade de 200 litros. Fabricação ICMA Ltda., Campinas, S.P.

1.3. Instrumentação

a) Manômetro de tubo em U

Construído na escola.

Escala - 0 até 300 mm

Divisão - 1 mm

Fluido - Mercúrio

b) Cronômetro

Marca - Sportex

Procedência - Suíça

Escala - 0 até 60 seg.

Divisão - 0,1 seg.

c) Termômetro

Marca - Princo

Procedência - U.S.A.

Escala - (-20°) até $(+50^{\circ}\text{C})$

Divisão - 1°C

d) Potenciômetro

Marca - Croydon Precision Inst. Co.

Tipo - P4/E

Procedência - Inglaterra

Escala - 0 até 21 mV

Divisão - 0,01 mV

e) Densímetro

Marca - Assistant

Procedência - Alemanha

Escala - 1,000 até 1,250 g/cm³

Divisão - 0,010 g/cm³

f) Balança

Marca - Hobart

Procedência - São Paulo, C.P.

Escala - 0 até 25kg

Divisão - 10 g

g) Viscosímetro

Marca - Contraves

Procedência - Alemanha

Escala - 0 até 100

Divisão - 1 escala

A leitura feita neste viscosímetro é convertida em poise, pela multiplicação, da escala lida pela constante fornecida pelo fabricante.

1.4. Fluido

Escolhemos a lecitina para a realização dos experimento pois, além de apresentar alta viscosidade, tem grande aplicação nas indústrias alimentícias.

Este fluido apresentou as seguintes características (determinação feita por Prof. Hartman, L. desta Faculdade):

Fosfolipídeo - 59,19 %

Água - 0,25 %

Óleo - 40,56 %

As propriedades físicas deste fluido estão referidas no item 3.1.

2. Escolha de faixa de trabalho

Como dissemos na introdução, procuramos estabelecer vazões neste trabalho, para que o regime caia no laminar de acordo com os números de Reynolds em dutos circulares.

3. Método de trabalho

3.1. Obtenção de dados

a) Medida das velocidades

As velocidades, mostradas na tabela 1., são obtidas baseando-se na área anular do duto, isto é;

$$A = \frac{\pi (d_o^2 - d_i^2)}{4} ;$$

onde as vazões foram obtidas através das medidas de peso durante o intervalo de tempo cronometrado.

Foram fixadas as rotações, através do painel de controle da bomba, nos valores mostrados na tabela I.e, as medidas de cada vazão foram iniciadas depois de certo tempo para que o sistema entrasse em regime, sendo este referido no item 4.2. deste trabalho.

b) Medida das pressões

Os valores da queda de pressão foram obtidos através de um tubo em U, onde o fluido de medida era mercúrio e, os pontos de referência para estes valores foram o ponto 0, e os consecutivos foram os pontos após cada passo.

O esquema destes pontos é mostrado na figura 4.1.

Os valores desta medida são mostrados na tabela

II.

Referimos neste trabalho, ao passo do promotor, sendo este composto por pás torcidas em sentido horário e antihorário, alternadamente.

c) Medida das temperaturas

Foram instalados sete pontos para colocação dos termopares de cobre-constantan, para a medida das temperaturas (03). Os valores da temperatura em cada ponto, foram obtidos através da leitura da diferença de potencial, obtida no potenciômetro.

A numeração dos locais de medida coincide com a numeração das pressões, como mostra a fig.4.1.

Os valores das temperaturas são mostrados na tab.

V..

d) Calor transferido

d.1. Calor perdido ao ambiente

Foram obtidos por meio de medidas de condensação quando o nosso trocador não tinha fluido circulando.

d.2. Calor fornecido ao fluido

Foram obtidos de maneira idêntica a do perdido ao ambiente, sendo que desta vez, havia circulação do fluido.

Os valores de calor perdido ao ambiente (Q_a) e de calor fornecido ao fluido ($Q_L - Q_a$) foram calculados pela diferença da entalpia do vapor saturado e da entalpia do líquido condensado. Esta diferença é multiplicada pela vazão para que se obtenha a energia consumida por tempo.

Os valores obtidos são mostrados na tabela IV..

e) Propriedades físicas do fluido

e.1. Viscosidade

Os valores foram obtidos, através da medida feita em viscosímetro rotacional, descrito no item 1.3., sendo mostrados na tabela 1.; estas medidas mostraram ser fluido newtoniano.

Salientamos que foram obtidos experimentalmente, pois os valores desta propriedade variam muito com a temperatura, além de que os mesmos dependem das origens, composição e tratamento da lecitina.

A equação obtida pela tabela 1. é mostrada na forma de gráfico (gráfico 1.). Esta equação fornece a energia de ativação sendo aproximadamente $14 \cdot 10^3 \frac{\text{atm cm}^3}{\text{g-mol}}$.

e.2. Densidade

Os valores da densidade foram obtidos com um densímetro que está descrito no item 1.3., e são tabelados na tab.2.

e.3. Calor específico

Foram obtidos da literatura (24), tomados às temperaturas médias de cada passo, através da interpolação e extrapolação de dados fornecidos da mesma para o ácido palmítico, sendo mostrado no gráfico 2.

e.4. Condutividade térmica

Através da literatura (24), tomamos o valor da condutividade $4,13 \times 10^{-4} \text{ cal./seg.cm}^2 (^{\circ}\text{C/cm})$, baseado nos valores fornecidos para o ácido palmítico.

Tomamos os valores de calor específico e de condutividade térmica do ácido palmítico, pois pela verificação dos valores de propriedades dos ácidos graxos mostraram (07) que variavam mais em relação a temperatura do que a composição química.

3.2. Determinação dos valores

As unidades que utilizamos estão referidas no sistema c.g.s. Apresentamos a seguir as conversões necessárias, assim como os métodos de sua obtenção.

a) Perda de carga por unidade de comprimento

Os dados experimentais obtidos estão colocados na tabela II. E a partir destes dados podemos computar os valores de ΔP para cada passo em mm de mercúrio, assim:

$$\Delta P \text{ (cm Hg)} \times 981 \text{ (cm/s}^2\text{)} \times 13,53 \text{ (g/cm}^3\text{)} = \Delta P \text{ (g/cm s}^2\text{)}$$

O comprimento utilizado é o L_s definido por Seymour (10), como os cálculos demonstraram (discussão).

Teremos, portanto:

$$\frac{\Delta P}{L_s} \left[\frac{\text{g}}{\text{cm}^2 \text{ s}^2} \right] ; \text{ que aparecem na tab.III.}$$

b) Número de Reynolds

Tanto para a correlação da transferência de quant. de movimento como para de calor, foi escolhido o número de Reynolds, ou seja:

$$Re = \frac{\rho V_s D_{eq}}{\mu} ; \text{ onde o } V_s \text{ é o definido por Seymour}$$

c) Número de Prandtl

Tomando μ e C_p para os valores das temperaturas médias de cada passo dos promotores, obtivemos o

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} \quad \text{para o fluido e, como a temperatura estimada da parede era de } 110^\circ \text{C, daí obtivemos o valor de } Pr_w.$$

d) Coeficiente convectivo de transferência de calor

Os valores de h obtidos da relação:

$(Q_{Lm} - Q_{am}) = (h)(DMLT)(A_{mL})$, chamamos de h experimental, e os valores obtidos da relação:

$Nu = (C_L)(0,17)(Re^{0,33})(Pr_f^{0,43})(Pr_f/Pr_w)^{0,25}$, chamamos de h calculado.

4. Desenvolvimento da experiência

4.1. Esquema do circuito montado

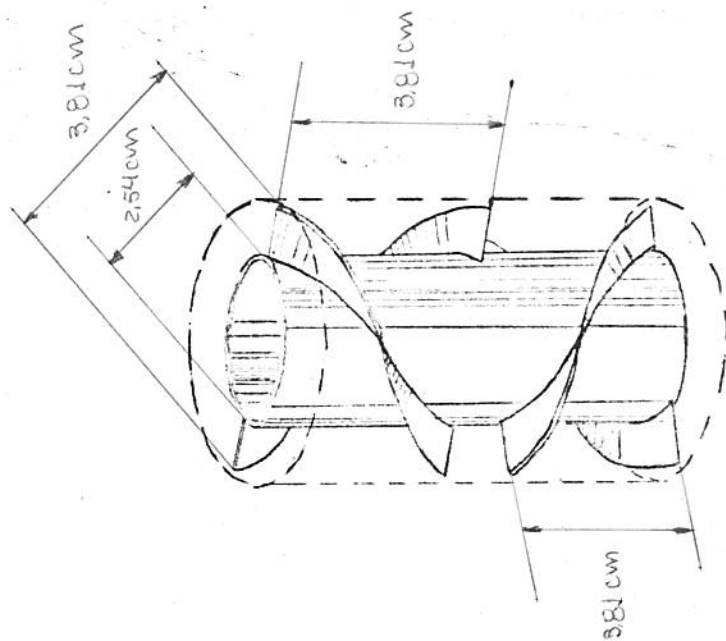
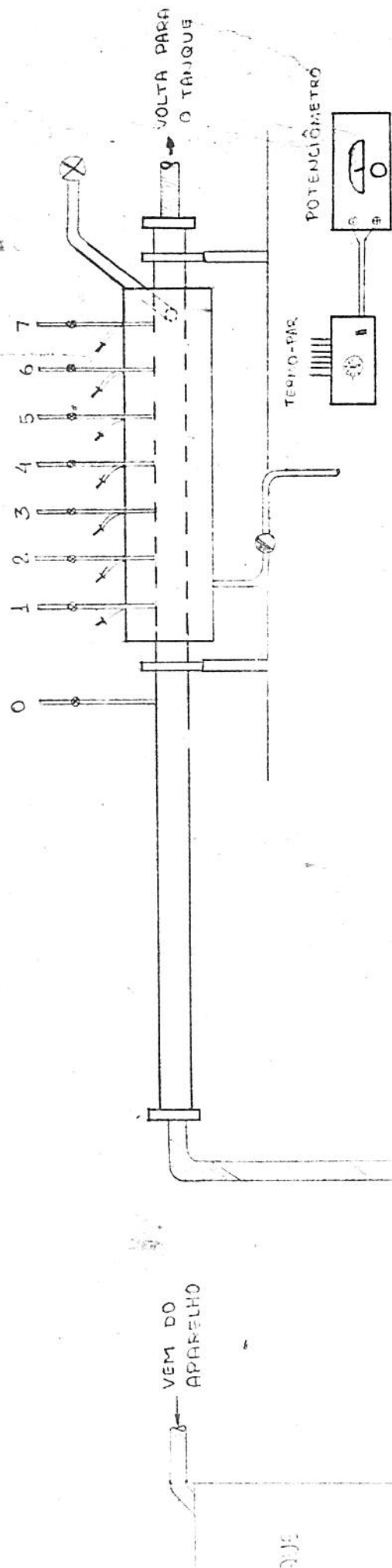
É mostrado no desenho anexo.

4.2. Procedimento experimental

a) queda de pressão

O tanque estava ocupado inicialmente pelo fluido (aproximadamente 54 litros). Logo após, acionava-se o controle do motor e em seguida, ajustava-se a rotação da

4.1. Esquema do circuito montado



Depois de decorrido aproximadamente 30 minutos, era estabelecido o regime, isto é, a vazão mantinha constante. Através da passagem do fluido de retorno, dentro do intervalo de tempo cronometrado, se obteve a vazão mássica do escoamento.

Após esta medida abria-se a torneira dos pontos de medida de pressão, sendo estes de 0 a 7, onde o 0 era referencial; fazia-se a leitura da queda de pressão.

Terminadas estas medidas, era feito o novo ajuste de rotação da bomba e, os mesmos procedimentos eram repetidos até se obter todos os valores de pressão desejados, inclusive de vazões.

b) Transferência de calor

Ajustava-se a pressão da entrada de vapor na câmara do trocador e, iniciava-se as medidas de condensado.

Enquanto esperava a quantia desejada do condensado, media-se a temperatura do mesmo e, depois de algum tempo, pela pesagem do condensado, dentro do intervalo de tempo cronometrado, obteve-se a vazão do vapor. Estes dados forneceram os valores de Q_a .

Após estas medidas, acionava-se o controle da bomba, para admitir o fluido no trocador, e as vazões eram estabelecidas como no item anterior.

As medidas de condensados eram feitas da maneira análoga à anterior e, os dados obtidos aqui forneceram os valores de Q_L .

Enquanto eram obtidos os dados para os condensados, media-se as temperaturas do fluido sendo aquecido, referentes a cada passo, através das leituras do potenciômetro. Assim, todos os valores desejados, foram obtidos

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nas tabelas I., II., IV., V., 1. e 2. que se encontram no final do trabalho estão os dados experimentais.

Alguns resultados intermediários para a verificação da correlação final, tanto para o coeficiente da transferência de calor como para a queda de pressão, se encontram nas tabelas III., VI. e VII.

Com os dados experimentais, na tentativa de verificar as correlações existentes na bibliografia (01 e 06), procurou-se as variáveis mais convenientes para este caso.

Observando-se os resultados obtidos, através dos cálculos feitos, utilizando os valores das variáveis escolhidas aleatoriamente, notamos a conveniência do uso das seguintes variáveis, assim como adimensionais:

1. definir a velocidade (V_a) utilizando área anular como era especificada no item 3.1.a.,

2. utilizar V_s definido por Seymour (10),

3. utilizar L_s definido por Seymour (10),

4. utilizar o D_{eq} definido pelo raio hidráulico, isto é, o mesmo utilizado por Jagadeesh (15),

5. utilizar $\Delta P/\Delta L$ na forma de $\Delta P/L_s$,

6. utilizar

$$Nu = \frac{h D_{eq}}{k}$$

7. utilizar

$$Re = \frac{\rho V_s D_{eq}}{\mu}$$

8. utilizar a correlação adimensional definida por Mikheyev (06). Utilizando a sua informação de que para o escoamento por convecção forçada, o valor de Gr_f é igual a um. Isto é lógico, uma vez que a grande movimentação dos fluidos tende a anular o efeito da convecção natural,

9. O fator de correção (ξ), definido por Mikheyev (06), calculado através de dados experimentais é 1,6 , coincidindo, dentro da faixa de erros experimentais, com o valor obtido pela interpolação do gráfico traçado (gráfico 3.) com os valores tabelados pelo autor, onde o nos so valor de $L/D = L_3/D = 3,7$.

Observando estas condições, calculamos o desvio em porcentagem, definido como sendo:

$$\left(\frac{\text{Valor exp.} - \text{Valor calc.}}{\text{Valor calc.}} \right) \times 100 ;$$

e obtivemos a porcentagem máxima de 17 % para a correlação de queda de pressão e de 24 % para a transferência de calor. (Grafs. I. e II., e Tab.VII.)

Julgamos importante salientar no presente trabalho, a importância da escolha das variáveis, pois dela depende, o bom sucesso na obtenção de uma boa correlação, que nos fornecerá não só a correlação puramente matemática, mas também, a situação fenomenológica existente.

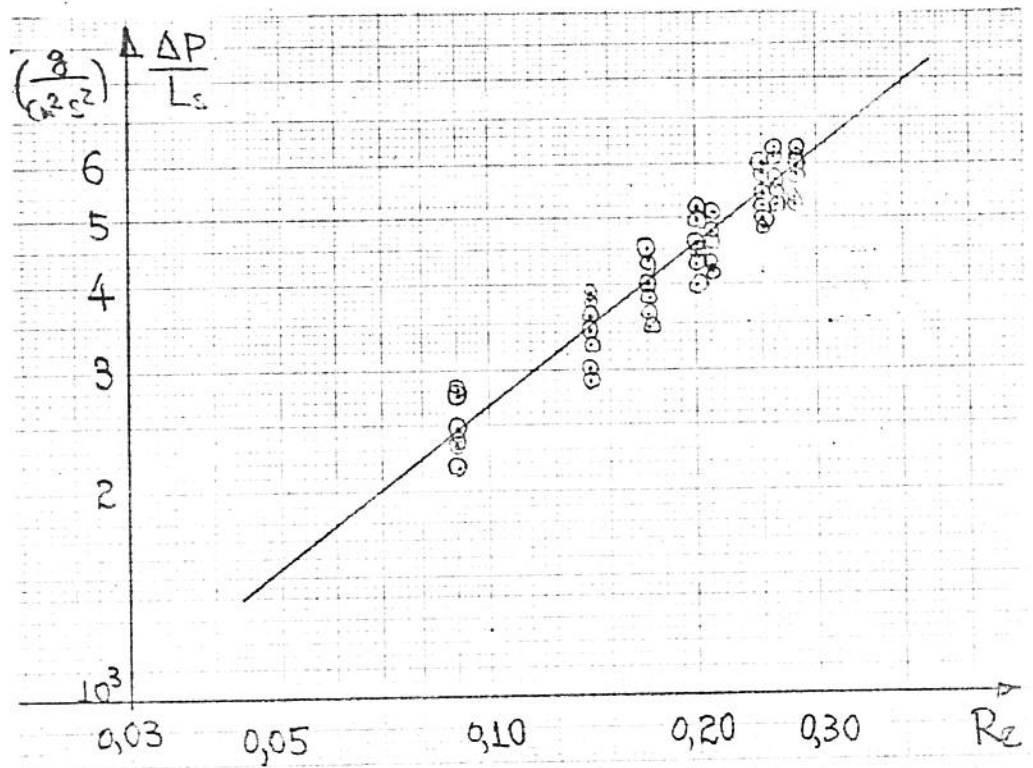
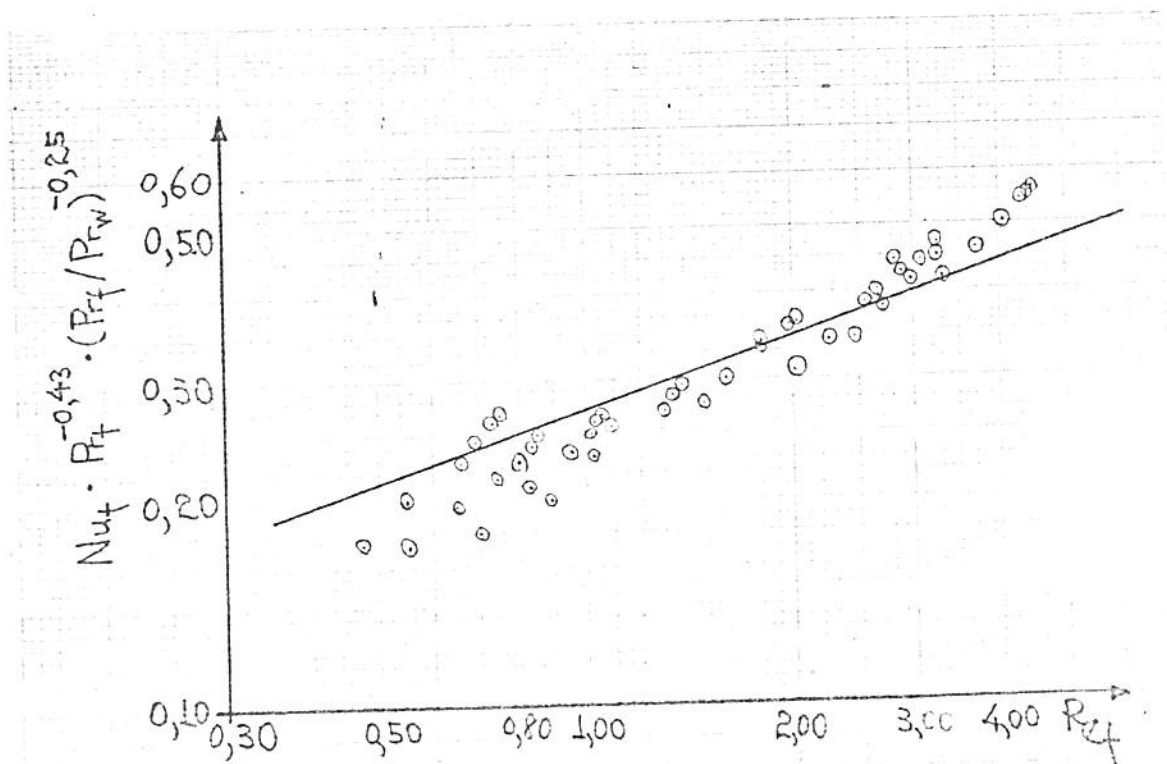


Gráfico I. $\left(\frac{\Delta P}{L_s} \text{ vs. } Re.\right)$



CONCLUSÕES

1. A correlação de perda de pressão em função de número de Reynolds é:

$$\ln \frac{\Delta P}{L_s} = (0,78) \ln Re_f + \ln (9,69)$$

Com o desvio máximo de $\pm 17 \%$.

2. A correlação do coeficiente convectivo de transferência de calor, na forma de números adimensionais é:

$$Nu_f = (1,6)(0,17)(Re_f^{0,33})(Pr_f^{0,43})\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Com o desvio máximo de $\pm 24 \%$, o qual se compara com os desvios fornecidos na bibliografia (06), para a correlação nos dutos circulares, em regime laminar.

Globalmente, nossos desvios são simétricos, porém, observando o gráfico II, podemos notar que existe uma função apresentando menor desvio.

Assim, é nossa intenção estabelecer no próximo trabalho, utilizando o desenho experimental, correlações próprias para o trocador em questão, com menor desvio.

TABELA I. (Tomada de Vazões)

rpm	F ₁		F ₂		F ₃		F ₄		F ₅		F _m	V _a
	(g)	(s)	(g)	(s)	(g)	(s)	(g)	(s)	(g)	(s)	(g/s)	(cm/s)
75	460	50,0	400	46,0	380	41,4	520	52,0	440	50,0	9,2	1,4
150	670	48,0	510	36,0	530	39,8	740	50,0	680	45,0	14,0	2,1
225	860	51,2	690	41,0	770	44,8	780	45,8	740	45,0	16,8	2,6
300	820	42,2	840	42,0	820	41,0	630	30,6	890	40,0	20,0	3,0
375	840	40,0	790	38,0	850	40,4	850	39,8	830	35,0	21,0	3,2
450	920	38,0	850	35,0	880	35,8	800	32,2	840	30,2	24,4	3,7
525	890	34,0	910	35,0	920	35,0	970	37,0	780	30,2	26,1	4,0
600	820	30,0	870	32,0	840	29,8	840	30,0	690	24,8	27,7	4,2

TABELA II. (Tomada de pressões)

(Pto 0 - 1)

rpm	ΔP_1	ΔP_2	ΔP_3	ΔP_4	ΔP_5	ΔP_m (mm Hg)
75	34	30	32	33	32	32,2
150	46	45	44	46	43	44,8
225	50	50	51	52	49	50,4
300	57	58	59	62	56	58,4
375	60	58	60	61	59	59,6
450	65	66	66	67	64	65,6
525	69	69	70	72	68	69,6
600	74	73	76	75	71	73,8

(Pto 0 - 2)

75	57	58	60	59	53	57,4
150	78	79	73	82	75	77,4
225	89	90	92	91	87	89,8
300	102	105	106	108	103	104,8
375	111	109	112	112	108	110,4
450	118	118	120	121	119	119,2
525	134	132	134	133	120	130,6
600	137	137	139	137	130	136,0

(Pto 0 - 3)

75	78	76	78	86	77	79,0
150	107	108	103	108	104	106,0
225	124	124	127	126	123	124,8
300	144	145	146	147	145	145,4
375	149	150	150	151	152	150,4
450	169	170	171	171	168	169,8
525	184	183	183	182	170	180,4
600	187	186	188	187	181	185,8

TABEA II. (Continuação)

(Pto 0 - 4)

75	107	105	107	110	108	107,4
150	148	150	151	151	152	150,4
225	175	175	177	176	173	175,2
300	195	202	202	203	198	200,0
375	205	204	206	206	204	205,0
450	228	230	232	234	230	230,8
525	242	243	244	242	230	240,2
600	262	260	265	264	250	260,2

(Pto 0 - 5)

75	148	146	150	154	147	149,0
150	212	210	206	214	209	210,2
225	238	239	244	242	236	239,8
300	273	275	275	278	274	275,0
375	281	278	280	282	279	280,0
450	320	322	322	323	319	321,2
525	344	344	346	345	320	339,8
600	353	352	358	358	350	354,2

(Pto 0 - 6)

75	170	184	178	188	176	179,2
150	252	252	245	256	246	250,2
225	290	289	294	292	288	290,6
300	320	326	326	328	322	324,4
375	340	338	339	342	338	339,4
450	380	379	381	383	380	380,6
525	405	402	404	401	383	399,0
600	421	421	424	423	411	420,0

TABELA II. (Continuação)

(Pto 0 - 7)

75	194	190	190	196	189	191,8
150	272	272	265	274	266	269,8
225	308	309	313	313	306	309,8
300	346	349	348	352	348	348,6
375	360	359	359	362	360	360,0
450	408	410	412	411	407	409,6
525	442	438	441	440	410	434,2
600	452	450	456	455	438	450,2

TABEA III. (Perda de Carga)

PASSOS	1	2	3	4	5	6
Re	$\Delta P/\Delta L$	$\Delta P/\Delta L$	$\Delta P/\Delta L$	$\Delta P/\Delta L$	$\Delta P/\Delta L$	$(\frac{\Delta P}{\Delta L})m \left[\frac{g}{cm^2 \cdot s^2} \right]$
0,09	2369,1	2197,9	2354,9	2740,2	2761,6	2497,6
0,14	3061,3	2857,8	3304,0	3882,0	3860,6	3518,1
0,17	3647,3	3489,5	3903,4	4445,7	4510,0	4060,4
0,20	4360,1	4081,8	4431,5	5088,0	4995,2	4538,5
0,21	4766,8	4260,2	4552,7	5173,6	5252,2	4702,6
0,25	5030,9	4895,3	5173,6	6001,3	5915,8	5380,5
0,26	5730,2	5202,2	5337,7	6344,1	6186,9	5708,8
0,28	5837,3	5259,2	5837,3	6579,4	6500,9	5887,2

= 30 =

TABELA IV. (Condensado)

	C _{a1}	C _{a2}	C _{a3}	C _{a4}	C _{a5}	C _{am}	Q _{am}			
	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s)	(Cal/s)			
	0,50	86	0,51	87	0,49	86	0,50	278,5		
	C _{L1}	C _{L2}	C _{L3}	C _{L4}	C _{L5}	C _{Lm}	Q _{Lm}			
	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s) (°C)	(g/s)	(Cal/s)			
rpm										
75	1,00	92	1,02	93	0,98	92	1,01	93	1,00	552,1
150	1,10	92	1,09	92	1,10	93	1,10	93	1,10	606,3
225	1,11	92	1,12	93	1,12	93	1,13	92	1,12	617,1
300	1,16	93	1,14	92	1,14	93	1,15	93	1,15	632,6
375	1,10	93	1,08	93	1,12	92	1,10	93	1,10	603,7
450	1,09	92	1,07	92	1,08	92	1,10	93	1,09	598,6
525	1,08	92	1,09	93	1,07	92	1,08	92	1,08	595,1
600	1,05	92	1,05	93	1,02	93	1,07	92	1,05	578,6

= 31 =

TABELA V. (Temperaturas)

(Pto 1)

rpm	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T _m (°C)
75	43,0	43,5	45,0	44,5	44,0	44,0
150	40,0	41,5	39,0	40,5	39,5	40,1
225	41,5	42,0	41,5	41,0	43,0	41,8
300	44,0	42,5	43,0	43,0	42,0	42,9
375	50,0	49,0	51,0	48,5	50,5	49,8
450	53,5	52,5	53,0	52,0	53,5	52,9
525	55,0	55,5	54,5	54,0	54,5	54,7
600	59,0	58,5	59,5	60,0	59,0	59,2

(Pto 2)

75	51,0	51,5	52,0	50,5	51,5	51,3
150	47,0	47,5	46,0	46,5	47,5	46,9
225	47,5	47,5	47,0	47,0	48,0	47,4
300	49,5	47,5	49,0	48,5	47,5	48,4
375	55,5	54,5	56,5	55,5	56,0	55,6
450	58,0	57,5	57,5	57,5	58,5	57,8
525	59,5	60,0	58,5	59,5	59,5	59,4
600	63,5	63,0	62,5	64,5	63,5	63,4

(Pto 3)

75	56,5	56,0	57,5	55,5	56,5	56,4
150	52,0	53,5	51,0	51,5	52,5	52,1
225	51,5	53,0	52,0	52,5	53,5	52,5
300	54,0	52,5	53,5	53,5	53,0	53,3
375	58,5	58,0	60,5	57,5	59,0	58,7
450	61,5	60,5	61,0	60,5	61,5	61,0
525	63,5	63,5	62,5	63,0	63,0	63,1
600	66,5	66,5	65,5	68,5	68,5	67,1

TABELA V. (Continuação)

(Pto 4)

75	60,5	61,0	62,5	60,5	61,5	61,2
150	56,5	57,5	55,5	56,0	56,0	56,3
225	56,0	56,5	56,5	56,0	57,5	56,5
300	56,5	56,0	56,5	57,0	56,5	56,5
375	62,5	61,5	62,5	62,0	63,0	62,3
450	65,0	63,5	65,0	64,0	65,5	64,6
525	66,0	66,5	65,5	66,5	65,0	65,9
600	70,5	70,0	68,5	71,5	70,5	70,2

(Pto 5)

75	63,5	63,5	62,5	63,0	63,5	63,2
150	59,0	60,5	57,5	57,5	59,5	58,7
225	59,5	60,5	57,5	57,5	59,5	58,9
300	60,5	59,5	59,5	60,5	60,0	60,0
375	63,5	62,5	64,5	63,0	63,5	63,4
450	67,0	65,5	67,5	66,0	67,0	66,6
525	68,0	68,5	67,5	67,5	68,0	67,9
600	72,5	72,0	71,0	72,5	72,5	72,1

(Pto 6)

75	65,0	65,5	64,5	63,5	66,5	65,0
150	60,0	60,5	59,0	59,5	59,5	59,7
225	59,5	60,0	59,5	60,0	60,5	59,9
300	61,5	60,5	61,0	61,0	60,5	60,9
375	65,5	63,5	66,5	63,0	65,5	64,8
450	68,0	67,5	68,5	68,0	69,5	68,3
525	69,5	69,5	68,5	69,0	68,5	69,0
600	72,5	72,0	71,5	73,5	73,5	72,6

TABELA V. (Continuação)

-(Pto 7)

75	65,5	65,5	67,5	66,0	66,5	66,2
150	60,5	61,5	59,5	61,0	61,0	60,7
225	60,5	61,0	60,5	60,5	61,5	60,8
300	62,5	61,0	61,5	62,0	61,5	61,7
375	66,0	64,5	67,5	64,5	66,5	65,8
450	69,5	68,5	69,5	69,0	69,5	69,2
525	70,0	70,5	69,5	70,5	70,0	70,1
600	73,0	72,5	71,5	74,5	74,0	73,1

TABELA VI. (Adimensionais)

(Passo 1)

Re	$Re^{0,33}$	$Prf/10^3$	Prf/Prw	$Pr^{0,43}$	$(Prf/Prw)^{0,25}$	Nuc
0,471	0,780	5,46	22,4	40,5	2,18	18,7
0,544	0,818	6,63	27,2	44,0	2,28	22,3
0,702	0,890	6,50	26,6	43,6	2,27	24,0
0,899	0,965	6,04	24,8	42,3	2,23	24,8
1,484	1,139	4,07	16,7	35,7	2,02	22,3
2,038	1,265	3,44	14,1	33,2	1,94	22,2
2,426	1,340	3,18	13,0	32,1	1,90	22,2
3,324	1,486	2,46	10,1	28,7	1,78	20,6

(Passo 2)

0,554	0,823	4,64	19,0	37,7	2,09	17,6
0,646	0,866	5,89	24,1	41,8	2,22	21,9
0,834	0,942	5,64	23,1	41,0	2,19	23,0
1,053	1,017	5,31	21,8	40,0	2,16	23,9
1,638	1,177	3,69	15,1	34,2	1,97	21,6
2,255	1,308	3,20	13,1	32,2	1,90	21,8
2,708	1,389	2,85	11,7	30,6	1,85	21,4
3,716	1,542	2,26	9,3	27,7	1,75	20,3

(Passo 3)

0,646	0,866	4,10	16,8	35,8	2,02	17,0
0,742	0,906	5,28	21,6	39,9	2,16	21,2
0,949	0,983	4,95	20,3	38,8	2,12	22,0
1,166	1,052	4,80	19,7	38,3	2,11	23,1
1,833	1,221	3,29	13,5	32,5	1,95	20,7
2,516	1,356	2,87	11,8	30,7	1,85	20,9
2,950	1,429	2,62	10,7	29,5	1,81	20,8
4,063	1,588	2,07	8,5	26,7	1,71	19,7

TABELA VI. (Continuação)

(Passo 4)

0,688	0,884	3,84	15,7	34,8	1,99	16,7
0,801	0,929	4,89	20,0	38,6	2,11	20,6
1,025	1,008	4,58	18,8	37,5	2,08	21,4
1,310	1,093	4,39	18,0	36,8	2,06	22,5
1,893	1,234	3,28	13,4	32,5	1,91	20,8
2,675	1,384	2,70	11,1	29,9	1,83	20,6
3,132	1,458	2,46	10,1	28,7	1,78	20,3
4,312	1,620	1,95	8,0	26,0	1,68	19,2

(Passo 5)

0,728	0,901	3,63	14,9	33,9	1,96	16,3
0,828	0,940	4,73	19,4	38,0	2,10	20,4
1,058	1,019	4,44	18,2	37,0	2,07	21,2
1,344	1,102	4,28	17,5	36,4	2,05	22,4
1,974	1,252	3,14	12,9	31,9	1,90	20,6
2,805	1,405	2,57	10,5	29,3	1,80	20,2
3,238	1,474	2,45	10,0	28,7	1,78	20,5
4,353	1,625	1,93	7,9	25,9	1,68	19,2

(Passo 6)

0,755	0,911	3,50	14,3	33,4	1,94	16,1
0,854	0,949	4,58	18,8	37,5	2,08	20,1
1,085	1,027	4,45	18,2	37,1	2,07	21,5
1,378	1,112	4,18	17,1	36,1	2,03	22,2
2,038	1,265	3,05	12,5	31,5	1,88	20,4
2,886	1,419	2,57	10,5	29,3	1,80	20,4
3,338	1,489	2,37	9,7	28,3	1,76	20,2
4,437	1,635	1,90	7,8	25,7	1,67	19,1

TABELA VII. (Coeficientes Convectivos)

(Passo 1)

$(Q_{Lm} - Q_{am})/A_{ml}$ (cal/s cm ²)	LMTD (°C)	$h_{exp.} \times 10^3$ (cal/s cm ² °C)	$h_{cal.} \times 10^3$ (cal/s cm ² °C)	% desvio hcalc.
0,368	65,0	5,66	6,90	18
0,441	69,2	6,37	8,23	23
0,455	68,0	6,69	8,86	24
0,476	67,0	7,10	9,15	22
0,437	60,0	7,28	8,23	12
0,430	57,3	7,50	8,19	08
0,426	55,6	7,66	8,19	06
0,403	51,3	7,86	7,60	03

(Passo 2)

0,368	62,3	5,91	6,49	09
0,441	66,4	6,64	8,08	18
0,455	65,4	6,96	8,49	18
0,476	64,5	7,38	8,82	16
0,437	58,3	7,50	7,97	06
0,430	55,7	7,72	8,04	04
0,426	53,7	7,93	7,90	00
0,403	49,4	8,16	7,49	09

(Passo 3)

0,368	59,7	6,16	6,27	02
0,441	64,2	6,87	7,82	12
0,455	63,3	7,19	8,12	11
0,476	62,8	7,58	8,52	11
0,437	56,4	7,75	7,64	01
0,430	53,7	8,01	7,71	04
0,403	52,2	8,16	7,68	06

TABELA VII. (Continuação)

(Passo 4)

0,368	58,6	6,28	6,16	02
0,441	62,8	7,02	7,60	08
0,455	62,0	7,34	7,90	07
0,476	60,9	7,82	8,30	06
0,437	55,8	7,83	7,68	02
0,430	52,7	8,16	7,60	07
0,426	51,1	8,34	7,49	11
0,403	46,8	8,61	7,08	22

(Passo 5)

0,368	57,6	6,39	6,01	06
0,441	62,3	7,08	7,53	06
0,455	61,4	7,41	7,82	05
0,476	60,4	7,88	8,27	05
0,437	55,1	7,93	7,60	04
0,430	51,7	8,32	7,45	12
0,426	50,5	8,44	7,56	12
0,403	46,5	8,67	7,08	23

(Passo 6)

0,368	56,9	6,47	5,94	09
0,441	61,7	7,15	7,42	04
0,455	60,9	7,47	7,93	06
0,476	59,9	7,95	8,19	03
0,437	54,5	8,02	7,53	07
0,430	51,2	8,40	7,53	12
0,426	49,9	8,54	7,45	15
0,403	46,2	8,72	7,05	24

TABELA 1 . (Viscosidades)

T(°K)	λ (p)	μ_2	μ_3	μ_4	μ_5	μ_6	μ_7	μ_m
298	33,826	33,768	33,054	32,897	32,411	32,091	32,907	32,851
308	14,836	14,781	14,902	14,751	14,583	14,361	14, 219	14,637
318	7,966	8,022	8,072	8,138	8,152	8,116	8,048	8,073
328	4,376	4,301	4,274	4,224	4,241	4,221	4,185	4,260
338	2,350	2,212	2,116	2,049	2,013	1,976	1,939	2,094

TABELA 2 . (Densidades)

T(°C)	(25°C)	30	35	40	45
$\rho \left(\frac{g}{cm^3} \right)$	1.040	1.030	1.020	1.010	1.005
T(°C)	50	55	60	65	70
$\rho \left(\frac{g}{cm^3} \right)$	1.005	1.005	1.000	0.995	0.990

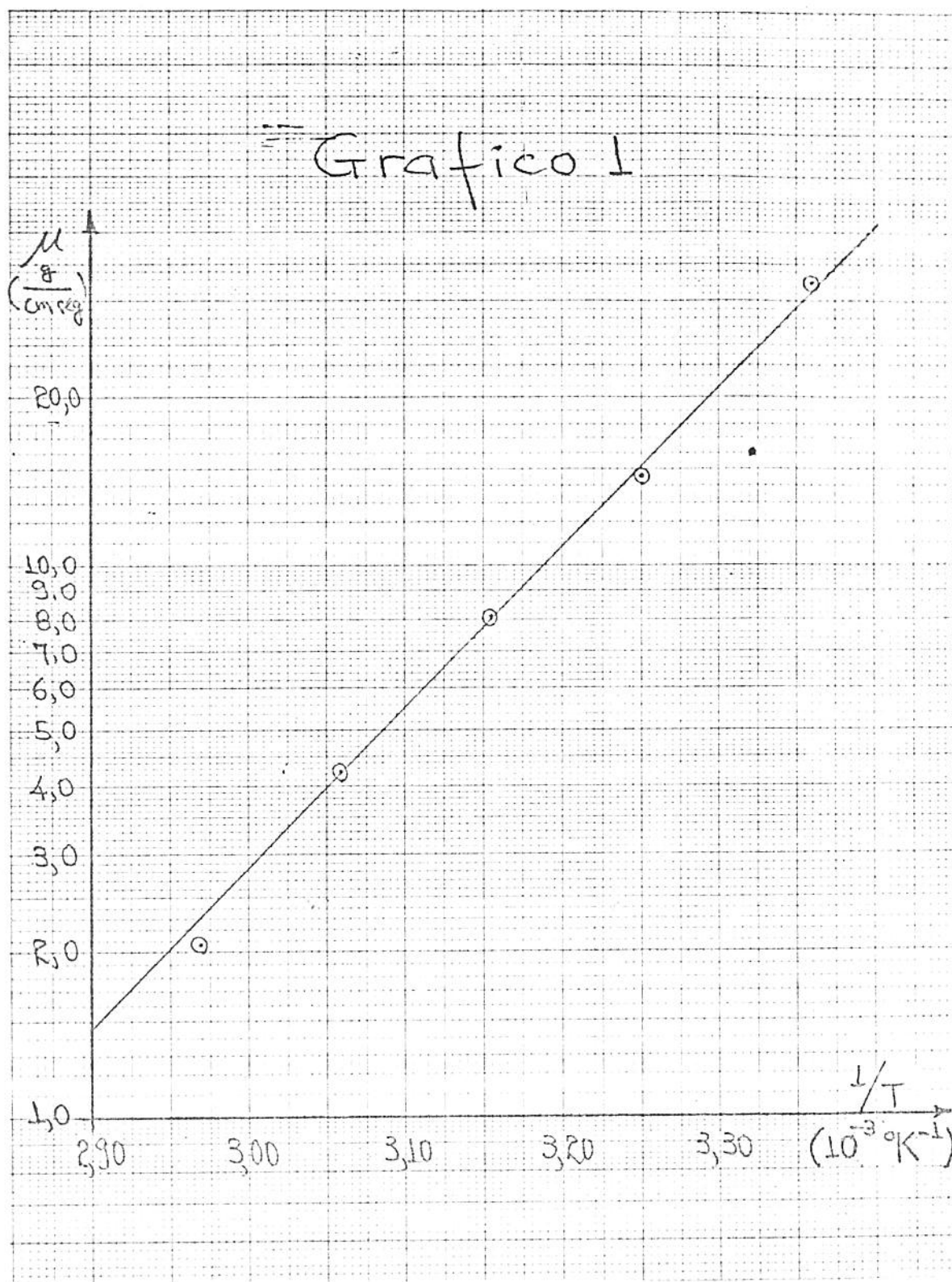


Gráfico 1. Viscosidade vs. $1/\text{Temperatura}$.

Gráfico 2

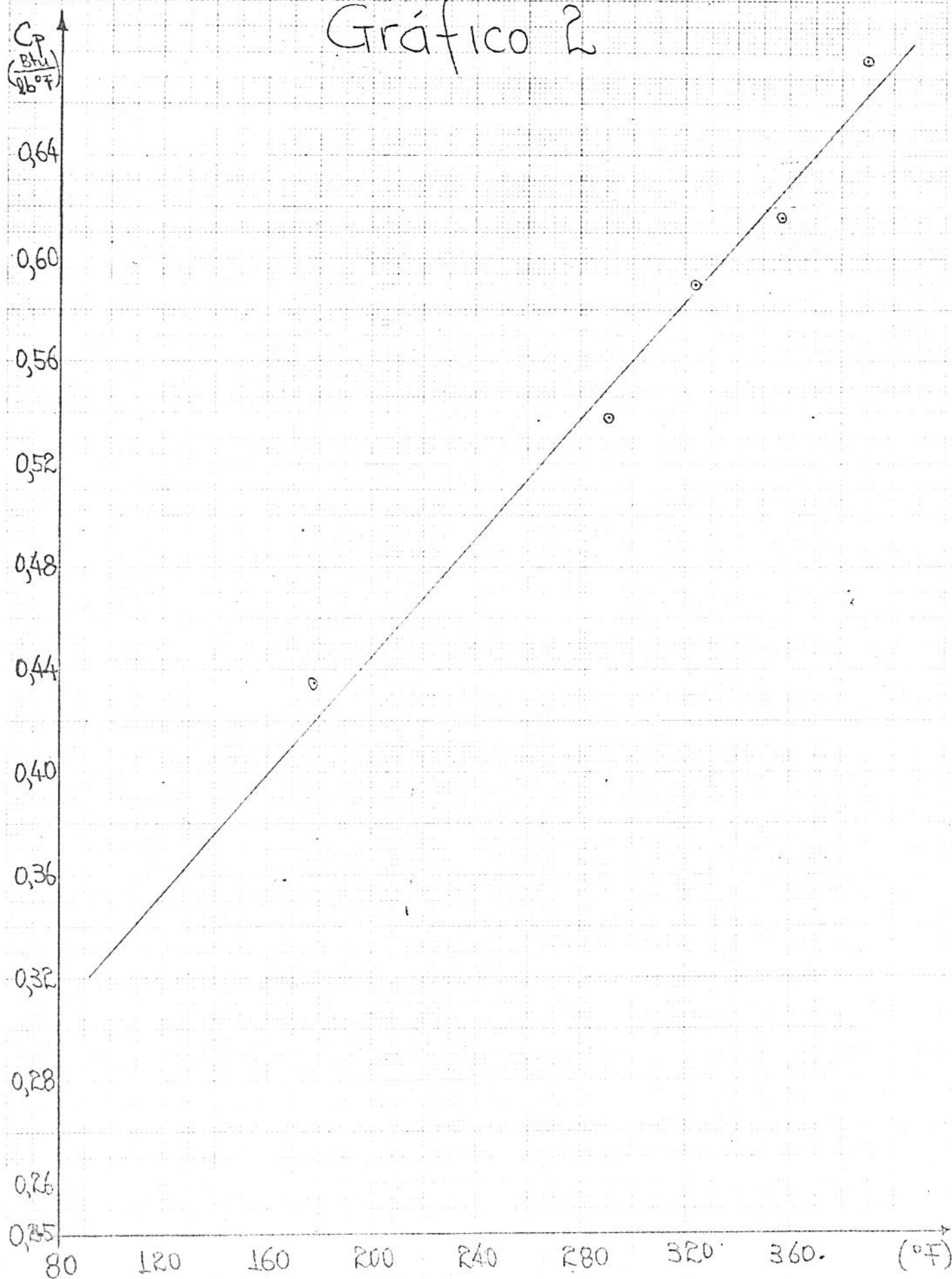
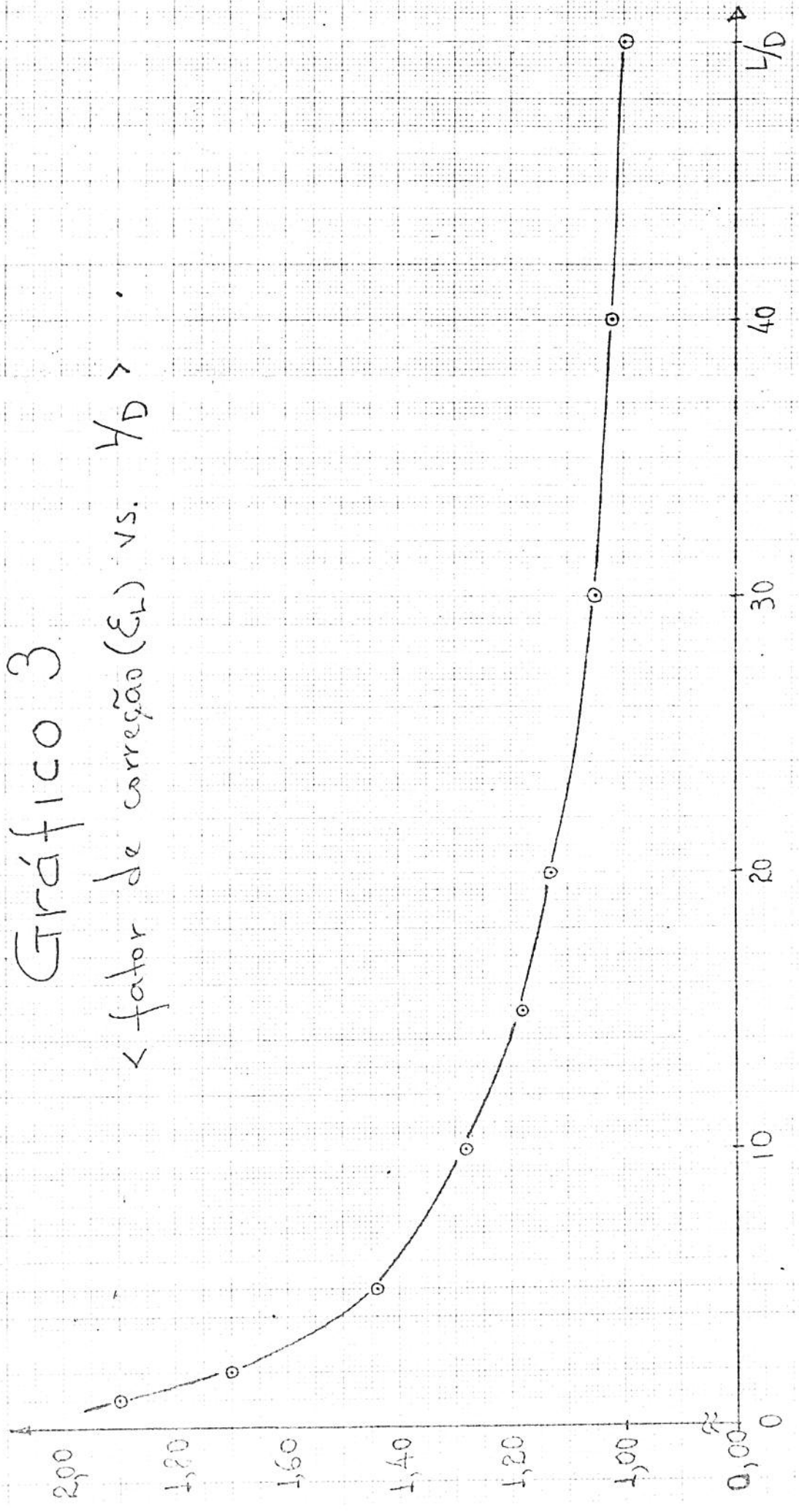


Gráfico 3.

< fator de correção (ϵ_L) vs. Y_D .



BIBLIOGRAFIA

Parte A

- 01 - BIRD, R.B.; STEWART, W.E. & LIGHTFOOT, E.N. - "
Correlations obtained from dimensional analysis"
- In: Transport phenomena. New York, Wiley, 1960.
- 02 - FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L. &
ANDERSON, L.B. - "Molecular transport mechanism" -
In: Principles of unit operations. N.Y., Wiley,
1960.
- 03 - HOLMAN, J.P. - "Experimental methods for engineers"
- McGraw Hill, 1966.
- 04 - CATAPOLE, J.P. & FULFORD, G. - "Analysis of variables
in heat, mass, and momentum transfer as well as
kinetic relationship yields - Dimensionless Groups"
- In: Ind. Eng. Chem., 58 (1966) 46-60.
- 05 - _____. - "Dimensionless Groups" - In: Ind. Eng.
Chem., 60 (1968) 71-77.
- 06 - MIKHEYEV, M. - "Heat transfer inside tubes" - In:
Fundamentals of heat transfer. Mir Publishers,
Moscow, 1968.
- 07 - PERRY, J.H. - "Chemical Engineers Hand Book".
Mc Graw Hill. (1963).

- 08 - WELTY, J.R.; WICKS, C.E. & WILSON, R.E. - "Energy and momentum transfer analogies" - In: Fundamentals of momentum, heat and mass transfer. Wiley, N.Y. 1969.
- 09 - COLBURN, A.P. - "Heat transfer and pressure drop in empty, baffled, and packed tubes" - In: Ind. Eng. Chem. 23 (1931) 900-922.
- 10 - SEYMOUR, R.V. - "A note on the improvement in performance obtainable from fitting twisted-tape turbulence promoters to tubular heat exchangers" - In: Trans. Instn. Chem. Engrs., 41 (1963) 159-162.
- 11 - PENNY, W.R. & BELL, K.J. - "Heat transfer coefficients in close-clearance agitators" - In: Ind. Eng. Chem. 59 (1967) 47-54.
- 12 - PENNY, W.R. - "Recent trends in mixing equipment" - In Chem. Eng., 22 (1971).
- 13 - KENICE Co. - "Static mixer" - In: Patents numbers - 3286992, 3664638 and 3704006. - U.S.A.
- 14 - HARTUNG, K.H. & HIBY, J. - "Beschleunigung der turbulenten Mischung in Röhren" - In: Chemie Ing. Techn., 44 (1972) 1051-1056.
- 15 - JAGADEESH, V. & SATYANARAYANA, M. - "Studies on tubular flow reactor with motionless mixing elements" - In: Ind. Eng. Chem. Progress Ser. Dev., 11 (1972) 620-625.

- 16 - CHEN, S.J. & FAN, L.T. - "Mixing of solid particles in motionless mixer-axial-dispersed plug-flow model" - In: Ind. Eng. Chem. Des. Dev., 12 (1973) 42-47.
- 17 - FITERA, E.W. & MIDDLEMAN, S. - "Convection promotion in tubular desalination membranes" - In: Ind. Eng. Chem. Progress Des. Dev., 12 (1973) 53-56.
- 18 - SULZER BROTHERS Ltd. - "Viscous mixing with new static mixing elements" - In: First European Conference on mixing and centrifugal separation., 9th-11th, September, 1974.
- 19 - _____. - "O elemento misturador estático" - Em: Revista Técnica Sulzer., 3/4, (1973) 109-113.
- 20 - DEJMEK, P.; FUNTEG, B.; HALLSTROM, B. & EINGE, L. - "Turbulence promoters in ultrafiltration of whey protein concentrate" - In: Journal of Food Science. 39 (1974) 1014-1017.
- 21 - CHEN, S.J. - "Static mixing of polymers" - In: Chem. Eng. Progress. 71 (1975) 80-83.
- 22 - STATICH ARBEITENDER ROHRMISCHER - "Die Molkerei - zeitung Mit der Milch". 30 (1976) 1047.
- 23 - CABOT, J.M. & FOLEBO, R.T. - "Improvement in heat exchange by the use of passive turbulence promoters in heat exchange tubes" - In: First International

Parte B

24. - KERN, D. & ~~W. V.~~ ~~W. V.~~ - "Heat transfer characteristics of fatty acids" - In: Ind. Eng. Chem., 41 (1949) 2209-2212.
- 25 - KIRK, R.E. & OTTNER, D.F. - "Lecithin" - In: Encyclopedia of Chemical Technology. The Interscience Encyclopedia. Inc., N.Y., 1952.
- 26 - YARON, A. & LESTER, B. - "Consistency of commercial soybean lecithins" - In: Journal of Texture Studies. 6 (1975) 541-548.
- 27 - BRIAN, R. and associates. - "Soybean lecithin processing unit operations" - In: Journal of The American Oil Chem. Society. 53 (1976) 27-29.

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Doutor Herbert Wirth, Orientador desta tese.

Ao Professor Doutor André Tosello, Diretor da Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola.

Ao Professor Doutor Chin Shu Chen, Diretor do Departamento de Engenharia de Alimentos.

Ao Professor Doutor László Halász, pela tradução do trabalho publicado em alemão.

Ao Professor Doutor Leopold Hartman, pela determinação das composições do fluido.

Aos professores Wilson A. O. Sobrinho, e Doutor Jorge L.-Júnior, pelo auxílio na redação deste trabalho.

Aos funcionários; Michael A. Ojoe, José C. Santos, Edson Mazzola, Wilson S. Cury, Dêrcio Tabossi, Sebastião de Andrade, e aos funcionários do centro de tecnologia desta - Universidade, pela colaboração na - construção do equipamento.

Aos Engenheiros da COMOVE, Armando K. Fujii e Sérgio Y-Takasuzuki, pela lecitina utilizada no experimento.

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