

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS E AGRÍCOLA

ANÁLISE DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR
DA EVAPORAÇÃO A VÁCUO DA PASTA DE
TOMATE MEDIANTE A SIMULAÇÃO POR
COMPUTADOR

Víctor Miguel Lima Hon
Engenheiro Industrial

ORIENTADOR:

Dr. Chin Shu Chen

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos
e Agrícola da Universidade Estadual de Campinas, para
obtenção do título de Mestre em Engenharia de Alimentos.

À memória do meu pai, Miguel

à minha mãe, Eva

em especial à minha esposa, Raiza
e à minha filha, Marieva

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr. Chin Shu Chen, pela orientação, ensinamentos, disposição e amizade, oferecidas durante o desenvolvimento da tese.

À Oficina Central de Coordinación y Planificación e à Fundación Gran Mariscal de Ayacucho, do Governo da Venezuela, pelo apoio econômico.

Ao Dr. Zeferino Vaz, Reitor da Universidade Estadual de Campinas, por ter permitido meu ingresso nesta Universidade.

À amiga, Professora Vânia Ribeiro de Wolfschoon e ao colega, Eng^o. Lincoln de Camargo Neves Filho, pelas sugestões e colaboração prestadas.

ÍNDICE

	Página
NOMENCLATURA	VI
ÍNDICE DE QUADROS	IX
ÍNDICE DE FIGURAS	X
ÍNDICE DO APÊNDICE	XII
RESUMO	XIV
SUMMARY	XV
I- INTRODUÇÃO	1
II- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1- Propriedades Termo-físicas de Produtos de Tomate.	3
2.1.1- Calor Específico.	3
2.1.2- Densidade.	4
2.1.3- Condutividade Térmica.	4
2.1.4- Viscosidade Aparente.	4
2.2- Evaporação.	6
2.2.1- Introdução.	6
2.2.2- Evaporadores com Aquecimento Indireto.	6
2.2.3- Evaporadores de Circulação Natural e Circulação Forçada.	7
2.2.4- Evaporadores de Película Líquida Agitada Mecanicamente.	8
2.2.5- Evaporadores com Serpentina Giratória.	9
2.3- Transferência de Calor nos Evaporadores.	12
2.3.1- Introdução.	12
2.3.2- Equações de Transferência de Calor.	12
2.3.3- Coeficiente Global de Transferência de Calor.	13
2.3.4- Coeficiente Individual de Película de Vapor.	14
2.3.5- Coeficiente Individual de Película Líquida.	14

	Página
2.3.6- Valores Experimentais dos Coeficientes de Transferência de Calor.	16
2.4- Operação do Evaporador.	20
2.4.1- Evaporação a Vácuo.	20
2.4.2- Evaporação Contínua.	20
2.4.3- Evaporadores de Múltiplo-efeito,	21
III- OBJETIVOS	23
IV- ANÁLISE DO SISTEMA E SIMULAÇÃO	24
4.1- Sistema de Evaporação.	24
4.2- Formulação do Modelo Matemático.	24
4.2.1- Programa Principal.	25
4.2.2- Concentração de Pasta de Tomate.	26
4.3- Programação e Simulação por Computador.	26
4.3.1- Programa Principal para a Simulação da Evaporação.	26
4.3.2- Programa SIMULA.	28
4.3.3- Programa CONC.	29
4.3.4- Subprogramas.	30
4.3.5- Programação.	31
V- RESULTADOS E DISCUSSÃO	32
5.1- Viscosidade da Pasta de Tomate.	32
5.2- Coeficiente de Película Líquida de Transferência de Calor.	33
5.3- Comparação dos Resultados Calculados com os Resultados Experimentais.	33
5.4- Simulação do Processo Dinâmico de Evaporação.	36
5.5- Efeito das Condições de Operação.	36
5.5.1- Efeito do Gradiente de Temperatura.	40
5.5.2- Efeito da Pressão de Evaporação.	42
VI- CONCLUSÕES	45
VII- SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS	46
VIII- REFERÊNCIAS	47
IX- APÊNDICE	54

NOMENCLATURA

a	Constante
A	Área, pé ²
A _i	Área interna da serpentina, pé ²
A _m	Área média da serpentina, pé ²
A _o	Área externa da serpentina, pé ²
b	Constante
c	Constante
C	Concentração em peso de sólidos totais, %
CI	Concentração inicial do líquido, % s.t.
CF	Concentração final do líquido, % s.t.
C _p	Calor específico, Btu/lb.°F
C _{p_L}	Calor específico à temperatura T _L , Btu/lb.°F
C _{p_{Li}}	Calor específico à temperatura T _{Li} , Btu/lb.°F
d	Constante
D	Diâmetro, pé
D _{serp}	Diâmetro externo da espiral da serpentina, pé
FD	Taxa de alimentação de líquido, lb/hr
h _i	Coefficiente individual de película de vapor condensante, Btu/hr.pé ² .°F
h _o	Coefficiente individual de película líquida, Btu/hr.pé ² .°F
H _{vap}	Entalpia de vaporização, Btu/lb
K	Condutividade térmica, Btu/hr.pé.°F
K _w	Condutividade térmica da parede metálica de transmissão de calor, Btu/hr.pé.°F
m	Massa de gás no tacho, lb
N	Velocidade de rotação da serpentina de aquecimento, rev/hr
P	Pressão, lb/pé ²

PD	Taxa de produto removido, lb/hr
P_s	Pressão de vapor, lb/poleg. ²
Q	Calor transferido ao sistema, Btu/hr
R	Constante dos gases, lb.pé ³ /poleg ² .°R.lb-mol
s.t.	Sólidos totais
t	Tempo, minutos
T	Temperatura, °F
T_L	Temperatura do líquido, °F
T_{Li}	Temperatura do líquido de alimentação, °F
T_{sv}	Temperatura do vapor de aquecimento, °F
T_{w1}	Temperatura na parede externa da serpentina, °F
T_{w2}	Temperatura na parede interna da serpentina, °F
U	Coefficiente global de transferência de calor, Btu/hr.pé ² .°F
U_o	Coefficiente global de transferência de calor baseado na área externa, Btu/hr.pé ² .°F
V	Massa de líquido no tacho, pé ³
VB	Taxa de evaporação, lb/hr
VE	Vazão de vapor e outros gases, lb/hr
V_G	Volume de gás no tacho, pé ³
V_o	Volume total do tacho, pé ³
Xw	Espessura da parede da serpentina, pé
β	Coefficiente de expansão térmica
ρ	Densidade, lb/pé ³
μ	Viscosidade, poise
μ_w	Viscosidade do líquido à temperatura da parede externa da serpentina, poise
Δ	Gradiente

Grupos adimensionais

N_{Gr}	Número de Grashof, $L^2 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta T / \mu^2$
N_{Nu}	Número de Nusselt, $h_o \cdot D / k$
N_{Pr}	Número de Prandtl, $C_p \cdot \mu / k$
N_{Re}	Número de Reynolds de agitação, $\rho \cdot N \cdot D \text{serp}^2 / \mu$
N_{Vis}	Correção da viscosidade, μ / μ_w

ÍNDICE DE QUADROS

Quadro		Página
1	Constantes da equação, $N_{Nu} = a \cdot N_{Re}^b \cdot N_{Pr}^c \cdot N_{Vis}^d$, para tachos com camisa e com serpentina giratória vertical.	15
2	Coeficientes de transferência de calor no aquecimento de produtos de frutas em tachos agitados.	17
3	Coeficientes globais para concentração de soro e suco de tomate, em evaporador de película fina agitada e tacho aberto.	18
4	Viscosidade calculada da pasta de tomate "hot break", para várias concentrações.	32
5	Resultados obtidos sob condições estacionárias para diversas condições de operação.	38

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura		Página
1(a)	Resistências à transmissão de calor.	13
1(b)	Distribuição da temperatura na parede da serpentina.	13
2	Tacho a vácuo com serpentina giratória.	24
3	Modelo matemático do processo dinâmico da evaporação.	25
4	Diagrama de fluxo do programa de simulação da evaporação.	27
5	Diagrama de blocos do Programa SIMULA.	28
6	Diagrama de blocos do Programa CONC.	29
7	Resultados da taxa de evaporação vs. concentração, sob condições transitórias.	34
8	Resultados da evaporação sob condições estacionárias, para diferentes velocidades de rotação da serpentina.	35
9	Resultados do processo dinâmico de evaporação.	37
10	Variação da taxa de evaporação segundo a velocidade de rotação da serpentina, sob condições estacionárias.	40

ÍNDICE DE FIGURAS (continuação)

Figura		Página
11	Variação da temperatura na parede exterior da serpentina de acordo à velocidade de rotação, sob condições estacionárias.	41
12	Variação do tempo necessário para que o processo de evaporação alcance as condições estacionárias, segundo a velocidade de rotação da serpentina.	42
13	Efeito do gradiente de temperatura sobre o coeficiente global e sobre a taxa de evaporação, sob condições estacionárias.	43
14	Efeito do gradiente de temperatura sobre o tempo necessário para que o processo alcance as condições estacionárias e sobre a temperatura na parede externa da serpentina, sob condições estacionárias.	44

ÍNDICE DO APÊNDICE

Apêndice		Página
	Notação utilizada nos programas.	55
1	Dados do evaporador de serpentina giratória.	57
2a	Programa SIMULA.	58
2b	Resultados impressos pelo Programa SIMULA.	59
2c	Arquivo de dados para ajuste da relação para calcular viscosidade por regressão linear.	59
2d	Resultados da regressão na equação para a viscosidade.	60
3a	Programa CONC.	61
3b	Resultados impressos pelo Programa CONC.	63
3c	Arquivo de dados para ajustar a correlação de transferência de calor por convecção , por regressão linear, para D = diâmetro do tacho.	64
3d	Resultados da regressão, para D=diâmetro tacho.	65
3e	Resultados do Programa CONC.	66
3f	Arquivo de dados para ajustar a correlação de transferência de calor por convecção , por regressão linear, para D=diâmetro externo da serpentina.	66
3g	Resultados da regressão, para D=diâmetro externo da serpentina.	67

ÍNDICE DO APÊNDICE (continuação)

Apêndice		Página
4a	Programa EVAP.	68
4b	Resultados do Programa EVAP, para vácuo de 26 poleg. de Hg, 19830 rev/hr e gradiente de temperatura de 124 °F.	70
5a	Subrotina PROPTO.	74
5b	Função FLUIDO.	74
5c	Subrotina PROG2.	75
5d	Função CTC.	75
5e	Subrotina CONV.	76
5f	Subrotina INTI.	76
5g	Subrotina INT.	77
5h	Subrotina PRNTE.	77

RESUMO

O modelo matemático de um evaporador a vácuo, aquecido indiretamente por vapor de água que circula dentro de uma serpentina giratória, foi desenvolvido e programado em Fortran IV, para simular o comportamento dinâmico da concentração de pasta de tomate em um processo contínuo.

O modelo foi derivado das equações de balanço de calor e massa, admitindo-se as seguintes condições: existe uma boa agitação na fase líquida; a fase de vapor está sempre em equilíbrio com a fase líquida; a ebulição ocorre somente na interfase; as perdas de calor são negligíveis; não há formação de incrustações.

A correlação muito bem conhecida da transferência de calor por convecção forçada foi ajustada, por regressão linear, com os dados experimentais para concentrar pasta de tomate "hot break" desde 20 até 50 % de sólidos totais, resultando a seguinte equação:

$$N_{Nu} = 7,39 \cdot N_{Re}^{0,62} \cdot N_{Pr}^{1/3} \cdot N_{Vis}^{0,14} \quad \text{para } N_{Re} < 100$$

Mediante a aplicação desta equação no processo dinâmico da evaporação, foi possível simular a mudança dinâmica do sistema, fornecendo resultados que concordam com os dados experimentais. A aplicação do modelo matemático permitiu calcular a mudança da temperatura na parede da serpentina, no lado do líquido, de acordo com o tempo, fato que não tem sido avaliado experimentalmente com sucesso, bem como o efeito das variáveis de operação: gradiente de temperatura, pressão de evaporação e velocidade de rotação da serpentina de aquecimento.

SUMMARY

A mathematical model of a vacuum rotary steam coil evaporator has been developed. The model was programmed in Fortran IV to simulate the dynamic behavior of tomato paste concentration in a continuous process.

The model was derived from material and heat balance consideration by assuming the following conditions: 1) the liquid phase is well mixed; 2) the vapor phase is always in equilibrium with the liquid phase; 3) boiling takes place just in the inter-phase; 4) heat losses are negligible and 5) no fouling is formed.

The well known forced convective heat transfer correlation equation was fitted by linear regression with the experimental data, for concentrating "hot break" tomato paste from 20 to 50 % total solids, and the resulting equation was:

$$N_{Nu} = 7,39 \cdot N_{Re}^{0,62} \cdot N_{Pr}^{1/3} \cdot N_{Vis}^{0,14} \quad \text{for } N_{Re} < 100$$

Applications of the above equation in the dynamic evaporation process enable one to calculate the time change of temperature at the wall on the liquid side that has not been successfully measured experimentally, and to analyze operating conditions effects, such as temperature gradient, evaporation pressure, and velocity of rotary coil.

By using the above results, the model was able to simulate the dynamic change of the system and predicted well with the experimental results.

INTRODUÇÃO

A evaporação é uma operação unitária, comumente utilizada na indústria de alimentos para a concentração de sucos de frutas e vegetais, para a evaporação do leite e na manufatura de açúcar e xaropes.

A evaporação consiste na extração de uma parte do solvente, no nosso caso água, sob a forma de vapor, aumentando a concentração da solução diluída. Este processo envolve o fenômeno da transferência simultânea e interatuante de quantidade de movimento, calor e massa. Nos evaporadores que processam materiais viscosos como a pasta de tomate, a resistência à transferência de calor, no lado do líquido, controla o coeficiente global de transferência de calor. Esta resistência no lado do líquido, bem como as variáveis que afetam a transmissão de calor nos evaporadores, são difíceis de se avaliar experimentalmente com precisão.

O recente desenvolvimento do sistema de evaporação a vácuo, que utiliza o vapor que circula no interior de uma serpentina giratória, como meio de aquecimento, tem sido adotado rapidamente pela indústria de alimentos, principalmente na industrialização do tomate. Porém as informações técnicas relacionadas com este novo sistema são escassas.

Para controlar e operar eficientemente esse processo de evaporação, é necessário compreender o comportamento dinâmico do mesmo, o que requer uma melhor compreensão da transferência de calor sob condições transitórias.

Um dos objetivos deste trabalho é aplicar a análise de sistema para estudar as características da transferência de calor do

sistema considerado, com base nos dados publicados na literatura, bem como obter outros resultados a partir dos dados existentes. Além disso, procura-se desenvolver um modelo matemático que descreva o comportamento dinâmico do evaporador de serpentina giratória.

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1- Propriedades Termo-físicas de Produtos de Tomate

A estimação das propriedades termo-físicas do produto processado é fundamental nos processos e cálculos das operações que envolvem transferência de calor e de massa, como é o caso da concentração por evaporação.

A transferência de calor depende das propriedades do meio de aquecimento: condutividade térmica, calor específico, densidade, viscosidade, coeficiente de expansão térmica, emissividade e absorvidade. Uma vez que o meio de aquecimento transfere calor ao sistema, a mudança da temperatura no líquido processado é governada de forma similar, pelas propriedades termo-físicas do alimento líquido: calor específico, densidade, viscosidade, expansão térmica, condutividade térmica e entalpia de mudança de fase.

Consideremos agora algumas destas propriedades para produtos de tomate.

2.1.1- Calor Específico

Esta propriedade determina a quantidade de calor fornecido ou removido, para levar o material alimentício até à temperatura desejada. Teoricamente o calor específico de um material de vários componentes é determinado pela soma dos calores específicos das frações de cada um dos seus componentes. Charm (8) apresenta uma equação para estimar o calor específico de alimentos, que, no caso das frutas e hortaliças, pode ser expressada como:

$$C_p = 1,0.(1 - C) + 0,33.C \quad (1)$$

onde, C = concentração em peso de sólidos totais, (%)

C_p = calor específico, (Btu/lb.°F)

2.1.2- Densidade

A densidade de um material pode ser expressada em termos da sua gravidade específica. Dos dados de gravidade específica para diferentes concentrações de sólidos totais da polpa, purê e pasta de tomate (16,21), pode-se estabelecer a seguinte relação para calcular a densidade:

$$\rho = 62,4 \cdot \text{Gravidade específica} = 62,4 \cdot (0,0044 \cdot C + 0,997) \quad (2)$$

onde, ρ = densidade, (lb/pé³)

2.1.3- Condutividade Térmica

O coeficiente de condutividade térmica ou resistência à condução de calor é definido pela Lei de Fourier ($Q = -k \cdot A \cdot \partial T / \partial x$).

A seguinte equação geral, para estimar a condutividade térmica de sucos e xaropes de frutas e hortaliças, foi desenvolvida por Kolarov e Gromov (28):

$$k = \frac{(5,75 - 0,048 \cdot C) \cdot (993 + 5 \cdot C - 0,57 \cdot T) \cdot 10^{-4}}{(1,11 - 0,0036 \cdot T) \cdot 1,73} \quad (3)$$

onde, T = temperatura, (°C)

k = condutividade térmica, (Btu/hr.pé.°F)

2.1.4- Viscosidade Aparente

A viscosidade é um fenômeno de transporte. Pode-se defini-la como o transporte de momento devido a um gradiente de velocidade. A relação entre a tensão de cisalhamento e a velocidade de cisalhamento (Lei de Newton), para fluidos não-newtonianos, é conhecida como viscosidade aparente. Neste trabalho far-se-á uso do termo viscosidade, significando sempre viscosidade aparente.

A estrutura dos produtos de tomate tem sido pesquisada por diversos autores (11,17). O suco do tomate é, essencialmente, um sistema coloidal de dois componentes: (i) soro, que consiste de 4

a 7 % de sólidos dissolvidos, como açúcares, ácidos e sal adicionado, também podendo conter substâncias pécticas, dependendo do método de processamento adotado; (ii) partículas sólidas suspensas, que são altamente hidratadas e formadas por compostos celulósicos e por compostos pécticos insolúveis na água.

A viscosidade do suco de tomate é afetada pela presença da pectina no soro. A inativação das enzimas pectinolíticas mediante tratamento térmico aumenta a consistência do produto, devido à retenção da pectina e à incorporação das substâncias gomosas das sementes. Este suco é conhecido como "hot break". Caso não haja tratamento térmico, a viscosidade do soro do tomate será reduzida devido à rápida e progressiva degradação de de-metoxilação da pectina, obtendo-se um suco de menor viscosidade chamado "cold break".

Foda e McCollum (14) examinam os efeitos de vários constituintes na viscosidade do suco de tomate.

Harper e El Sahrigi (19) apresentam dados sobre viscosidade do suco de tomate, do suco de tomate concentrado e do suco de tomate concentrado reconstituído. O efeito da concentração e da temperatura na viscosidade é relacionado na seguinte equação:

$$\mu = 3,62 \cdot c^{2,4} \cdot e^{1710/T} \quad (4)$$

onde, T = temperatura absoluta, (°R)

μ = viscosidade, (poise)

A faixa de concentrações inclui polpa de 6 % até pasta de 30 % s.t., em temperaturas de 90 a 180 °F.

Em geral pode-se dizer que a temperatura tem o efeito marcante de diminuição da viscosidade sob concentração constante, efeito este tanto menor quanto maior o conteúdo de sólidos. Quando mantém-se uma temperatura constante, como ocorre durante a concentração por evaporação, a concentração de sólidos terá maior influência sobre a viscosidade.

2.2- Evaporação

2.2.1- Introdução

Na composição da maioria dos alimentos líquidos a água apresenta-se em grande porcentagem. Por motivos de economia na embalagem, armazenamento, transporte e da estabilidade microbiológica, torna-se necessário a remoção de grande parte dessa água. Uma forma comum de extração, sob a forma de vapor, desta água, é através da evaporação. Ao mesmo tempo, tenta-se obter um produto ou concentrado, inalterado na sua qualidade e valor nutritivo, que possa ser reconstituído simplesmente pela adição de água.

O projeto de evaporadores envolve princípios de transporte de fluidos, transferência de calor e de massa, e, basicamente, a sua construção consiste de:

- a) Um trocador de calor, para fornecer calor sensível e calor latente de vaporização ao líquido a ser concentrado.
- b) Um separador, no qual o vapor liberado é separado da fase líquida concentrada.
- c) Um condensador, para efetuar a condensação dos vapores produzidos.

É no trocador de calor onde surgem os principais problemas de desenho e onde é afetada a qualidade do produto, além de representar o maior custo do sistema.

2.2.2- Evaporadores com Aquecimento Indireto

Nestes evaporadores o líquido a ser concentrado flui continuamente através da superfície trocadora de calor, que separa o produto do meio de aquecimento. Este meio pode ser desde vapor de água a alta pressão, até vapor de amônia ou outros fluidos, que

fornecem o calor latente de condensação. A superfície de aquecimento, geralmente, é uma parede de metal, que pode ter formas diferentes, tubular, cônica ou forma de placa. Além disso essa superfície pode ser como as paredes dos tachos.

2.2.3- Evaporadores de Circulação Natural e Circulação Forçada

Os evaporadores com trocadores de calor de tubos e carcaça são usados na indústria como pré-aquecedores, antes da evaporação ou como pós-aquecedores de produto, para o enlatamento a quente. São componentes de diversos evaporadores. Estes trocadores de calor compõem-se essencialmente de uma carcaça cilíndrica de diâmetro grande, que contém um determinado número de tubos paralelos, chamado feixe de tubos.

Estes evaporadores são classificados segundo o comprimento dos tubos do trocador de calor e de acordo com o método de circulação do produto dentro dos tubos. Seguindo esta última classificação, tem-se evaporadores de circulação térmica natural e evaporadores de circulação forçada.

Nos evaporadores de circulação natural, o líquido entra com uma velocidade relativamente baixa de 1 a 3 pés/seg, a qual aumenta consideravelmente quando o vapor é formado nos tubos, de modo que a taxa de transmissão de calor é satisfatória para líquidos de baixa viscosidade. A circulação do fluido nesses evaporadores se deve à diferença de densidades ou à expansão térmica. É por isso que o N° de Grashof é muito importante nesse caso. Existe um limite para as viscosidades das soluções que poderão recircular naturalmente neste tipo de evaporador, devido a que o N° de Grashof varia inversamente com o quadrado da viscosidade. O líquido concentrado permanece muito tempo em contato com a superfície de aquecimento, possibilitando danos térmicos, como a desnaturação de proteínas, vitaminas, enzimas, etc.

Entretanto, com líquidos viscosos, o coeficiente global de transferência de calor pode ser tão baixo, que torna antieconômico seu uso. O coeficiente de película líquida pode ser aumentado, melhorando-se a circulação do líquido e aumentando-se a sua velocidade de escoamento através da superfície de aquecimento. Isso poderá ser conseguido com evaporadores de circulação forçada, onde meios mecânicos, como bombas ou hélices forçam o líquido através da superfície de troca de calor à velocidade adequada, normalmente entre 3 a 18 pés/seg. As altas velocidades relativas alcançadas reduzem o tempo de residência do líquido dentro do evaporador, o que permite prevenir a formação excessiva de incrustações e processar líquidos moderadamente sensíveis ao calor.

2.2.4- Evaporadores de Película Líquida Agitada Mecanicamente

A necessidade de condições apropriadas de processamento e a natureza termo-sensível dos líquidos a ser concentrados, conduziram ao fenômeno da evaporação em película. Exemplos deste tipo de evaporador são os de tubos longos de película ascendente, descendente, ou uma combinação ascendente-descendente. Porém, eles devem ser utilizados com líquidos de baixa viscosidade, que possam fluir com facilidade relativa, na forma de película sobre a superfície dos tubos.

A principal resistência à transmissão de calor num evaporador situa-se na parede metálica e no lado do líquido. Um dos métodos conhecidos para diminuir a resistência no lado do líquido, é promover a turbulência da película líquida por agitação mecânica. Estas unidades consistem de uma carcaça com camisa onde se utiliza vapor de água, como meio de aquecimento, sendo o líquido a ser evaporado mantido em rápido movimento sobre a superfície de aquecimento estacionária, por meio de um rotor provido de pás. A

inovação não é só a película fina, mas também a agitação mecânica que move turbulentamente a película líquida e a distribuição uniforme do líquido sobre a superfície aquecida. Esses efeitos diminuem a viscosidade do líquido concentrado, melhorando assim a transferência interna de calor e massa.

As características destes evaporadores permitem concentrar líquidos termossensíveis; líquidos de alta viscosidade; líquidos com sólidos suspensos, como componentes celulósicos, proteína e protopectina, com tendência a formar depósitos na forma de incrustações; assim como líquidos de baixa condutividade térmica. Efetivamente o curto tempo, de 1 a 5 segundos, em que o produto permanece em contato com a superfície de aquecimento, permite concentrar materiais sensíveis ao calor. Najder (40) indica que a passagem de fluidos viscosos, de até 1.000 poises, neste tipo de evaporador, é de apenas 5 segundos.

Mutzenberg, Parker e Fischer (38) apresentam os fundamentos, equipamento, economia e aplicações dos evaporadores de película líquida agitada mecanicamente.

2.2.5- Evaporadores com Serpentina Giratória

Os tachos abertos são evaporadores de circulação natural, de construção simples. Consistem de um recipiente grande, aberto à atmosfera, aquecidos por meio de uma camisa de vapor ou mediante serpentinas estacionárias com vapor. Pode-se promover agitação mediante serpentinas giratórias ou outros tipos de agitadores.

No tacho aberto encamisado, o vapor de aquecimento é condensado em uma camisa externa que cobre parte do tacho. São comumente empregados para cozimento e aquecimento, mas têm uma área de aquecimento insuficiente para a evaporação rápida de grande volume de água. As unidades de pequena capacidade são úteis para a e-

vaporação em batelada de produtos viscosos; porém, no caso de capacidades maiores, a taxa de transmissão de calor cai, e a evaporação torna-se pouco eficiente.

Em outro tipo de tacho aberto, o vapor de aquecimento circula dentro de serpentinas estacionárias em forma de espiral, suspensas horizontalmente a pouca distância do fundo do tacho. Essas unidades oferecem uma superfície de aquecimento relativamente grande e são econômicas. Na indústria de tomate são utilizados para pré-concentrar produtos de viscosidade intermediária, como purês, molhos e catshup. São inadequados para produtos viscosos, como polpas e pastas de tomate, bem como sucos de frutas sensíveis ao calor.

Para reduzir ao mínimo os inconvenientes anteriores, existem tachos com serpentina giratória (20,21). O movimento rotante da serpentina proporciona turbulência à película líquida em contato com a superfície da mesma. Isto melhora a transmissão de calor, ao mesmo tempo que diminui a taxa de queima (37,57). Durante a evaporação, a retenção do produto no tacho é grande, razão pela qual o produto é sujeito aos possíveis danos térmicos.

Esses tachos podem ser fechados e operados a vácuo. O tacho com serpentina giratória, trabalhando a vácuo, é particularmente indicado para concentrar pasta de tomate (6, 26, 46, 53). A serpentina giratória é contínua e totalmente submersa em um tacho hemi-cilíndrico, e movimenta-se através do produto com uma velocidade de de 5 a 20 pés/seg (3,42). Neste tipo de evaporador, cria-se uma película fina e turbulenta de líquido sobre uma superfície aquecida em contínuo movimento. A espessura desta película é controlada principalmente pela viscosidade do produto e pela velocidade de rotação da serpentina.

As vantagens citadas por um fabricante (31) de tais evaporadores são:

- a) Alto valor de coeficiente global de transferência de calor, devido à velocidade relativa entre serpentina e produto. Essa velocidade tem influência direta na transmissão de calor.
- b) Um alto valor de coeficiente global requer menor superfície de aquecimento para igual quantidade de calor transferido.
- c) O movimento rotante da serpentina remove energicamente o produto, que resulta homogêneo em todo momento e não apresenta nenhum ponto queimado. Aliás, a distribuição da temperatura é uniforme e o grau de concentração de toda a massa do produto é constante.
- d) A mudança contínua das camadas de produto, em contato com a superfície da serpentina, evita a formação de incrustações, mantendo-a limpa. A eficiência do evaporador permanece constante durante longo tempo, o que possibilita a operação contínua.
- e) Alta capacidade de evaporação, chegando a evaporar 7.000 a 50.000 lb de água por hora.
- f) Maior simplicidade de construção e fácil acesso à superfície de aquecimento, quando é comparado com outros evaporadores para os mesmos fins.

As limitações destes evaporadores são: tempo longo de permanência do volume de produto retido, a altura e o diâmetro acima da serpentina, sendo que a parte mais crítica são aquelas extensões da serpentina que atravessam as paredes do tacho.

Este tipo de evaporador encontra aplicação na evaporação de pasta de tomate até 50 % s.t., conservas de morango, geléias de frutas e gelatinas (26).

2.3- Transferência de Calor nos Evaporadores

2.3.1- Introdução

A transferência de calor nos evaporadores é regida pelas equações de transporte de calor a líquidos em ebulição e pelas equações de condução e convecção de calor.

A taxa de transmissão de calor é função das propriedades térmicas e físicas do líquido processado e do meio de aquecimento, bem como da construção e da operação do evaporador.

2.3.2- Equações de Transferência de Calor

A teoria da resistência ou da película descreve o processo da condução e da convecção de calor (24). Considere-se a situação onde um líquido, localizado no lado externo de uma serpentina, é aquecido mediante vapor de água no interior da mesma.

A quantidade de calor transferida para o líquido é diretamente proporcional à quantidade de vapor que condensa no interior da serpentina. Pode-se escrever a seguinte equação para o fluxo de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot (T_{sv} - T_L) \quad (5)$$

Para maior simplicidade, suponham-se as seguintes considerações: (a) perdas de calor negligíveis; (b) não há formação de incrustações. Então, a cada instante de tempo e sob condições estacionárias tem-se:

$$Q = h_i \cdot A_i \cdot (T_{sv} - T_{w2}) = k_w \cdot A_m \cdot (T_{w2} - T_{w1}) / x_w = h_o \cdot A_o \cdot (T_{w1} - T_L) \quad (6)$$

Película condensante Condução na parede Película líquida

Igualando-se as equações (5) e (6) pode-se obter o coeficiente global de transferência de calor. Para o caso em que a resistência no lado do líquido controla o coeficiente global, pode-

se escrever:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{A_o}{A_i \cdot h_i} + \frac{A_o \cdot X_w}{A_m \cdot k_w} + \frac{1}{h_o} \quad (7)$$

onde, U_o é o coeficiente global de transferência de calor baseado na área externa A_o .

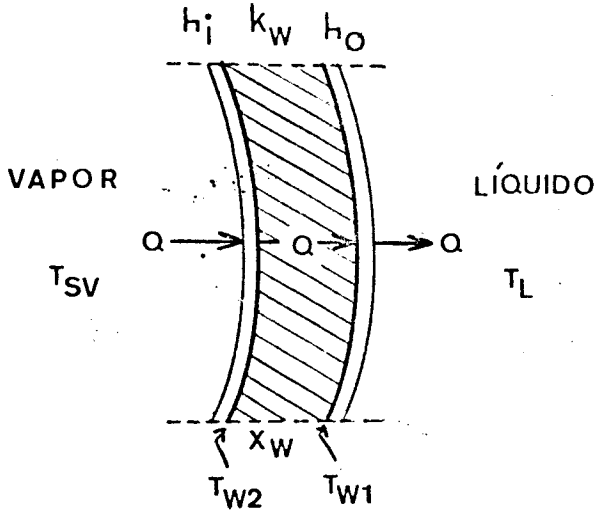


Figura 1(a). Resistências à transferência de calor.

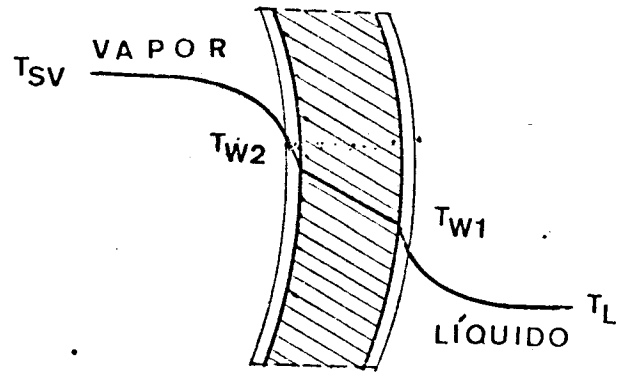


Figura 1(b). Distribuição da temperatura na parede da serpentina.

2.3.3- Coefficiente Global de Transferência de Calor

O coeficiente global é fortemente influenciado pela construção, pelo método de operação do evaporador, e também pelas propriedades do líquido a ser evaporado. O coeficiente global é baixo para produtos viscosos, a menos que evaporadores especiais sejam utilizados.

A Figura 1(a) representa as resistências à transferência de calor. Segundo a equação (7) são: resistência da película de vapor condensante, resistência da parede metálica e resistência da película de líquido. A resistência devida à parede que separa o vapor do produto é pequena e pode ser calculada com base nas características do material de construção.

2.3.4- Coefficiente Individual de Película de Vapor

O coeficiente de película de vapor condensado, no lado do vapor de aquecimento, dentro de tubos ou feixe de tubos, é da ordem de 1.000 a 3.000 Btu/hr.pé².°F (45). Este é um valor alto, e seu inverso, que é a resistência à transferência de calor, é baixo.

2.3.5- Coefficiente Individual de Película Líquida

O valor deste coeficiente é de grande importância, especialmente naqueles evaporadores que concentram materiais viscosos, já que ele controla a taxa global de transferência de calor. Sua complexidade deve-se à falta de conhecimento das condições que existem nas proximidades da superfície de aquecimento, durante a transferência de calor ao líquido em ebulição.

O coeficiente de película líquida depende das seguintes variáveis:

- a) Propriedades do líquido (C_p , k , ρ e μ).
- b) Velocidade relativa entre o líquido e a superfície de aquecimento, além do grau de agitação.
- c) Gradiente de temperatura, ΔT , e distribuição da temperatura. A Figura 1(b) indica a distribuição da temperatura na parede da serpentina.
- d) Construção do evaporador.

Nos evaporadores em que a ebulição não ocorre perto da superfície de transmissão de calor, o coeficiente de película líquida pode ser estimado por equações empíricas que descrevam o fluxo do fluido próximo à superfície de transmissão de calor. A transferência de calor, desde essa superfície até o líquido em ebulição, ocorre por convecção e normalmente é expressada em termos de grupos adimensionais (22,35):

$$N_{Nu} = a \cdot (N_{Re})^b \cdot (N_{Pr})^c \cdot (N_{Vis})^d \quad (8)$$

Sustituindo os grupos adimensionais correspondentes obtém-se:

$$\frac{h_0 \cdot D}{k} = a \cdot \left(\frac{\rho \cdot N \cdot d^2}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^c \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^d \quad (9)$$

Seth e Stahel (50) sugerem usar o método da análise numérica e realizar os cálculos apropriados por meio de programas de computador, para se obter correlações gerais de maior precisão, a partir de dados existentes, com esse tipo de relação. Holland e Chapman (24) usam tal procedimento para estimar os coeficientes de película líquida de líquidos agitados em tachos encamisados.

Diversos autores (24,50,58) têm publicado diversos valores da constante e dos expoentes da equação (8) para a transferência de calor, a partir de serpentinas submersas em tachos agitados.

Nagata (39) publicou um ótimo trabalho sobre os princípios e aplicações de agitação. Ele realizou diversas experiências sobre a transferência de calor da superfície de uma serpentina giratória vertical para líquidos newtonianos e não-newtonianos. Esses resultados foram comparados com os resultados obtidos com tachos encamisados, sendo que os líquidos agitados eram aquecidos por vapor de água ou esfriados por água, tanto na camisa como na serpentina. Podem-se sumarizar esses resultados no Quadro 1.

Quadro 1: Constantes da equação, $N_{Nu} = a \cdot N_{Re}^b \cdot N_{Pr}^c \cdot N_{Vis}^d$, para tachos com camisa e com serpentina giratória vertical, segundo Nagata (39).

Tipo	a	b	c	d	N_{Re}
Encamisado	2,2	1/3	1/3	0,2	1 - 200
Dupla serpentina	6,2	1/3	1/3	0,2	1 - 200
Encamisado	1,6	1/3	1/3	0,2	1 - 200
Serpentina simple	2,9	1/3	1/3	0,2	1 - 200
Encamisado	0,36	2/3	1/3	0,14	> 200
Dupla serpentina	3,3	1/2	1/3	0,14	> 100
Serpentina simple	1,8	1/2	1/3	0,14	> 100

2.3.6- Valores Experimentais dos Coeficientes de Transferência de Calor

O coeficiente de transferência de calor varia para cada produto e para o conjunto de condições de operação da evaporação. Os coeficientes variam em proporção inversa à viscosidade; por isso o coeficiente para produtos viscosos é menor do que para produtos de menor viscosidade.

Por causa da dificuldade de medir os coeficientes individuais de película em um evaporador, utilizam-se resultados experimentais em termos de coeficientes globais, que são influenciados pelos mesmos fatores que afetam os coeficientes individuais.

Segundo Heid e Joslyn (21) o fator U pode variar nos evaporadores desde 40 até 500 Btu/hr.pé².°F. Goose e Binsted (16) indicam que o coeficiente global em evaporadores varia de 40 para evaporadores de circulação natural até 350 Itu/hr.pé².°F, para evaporadores de circulação forçada.

Coates e Pressburg (9) e McCabe e Smith (35) citam uma outra faixa de coeficientes globais e apresentam valores típicos, para vários tipos de evaporadores. Para evaporadores com serpentinas, o valor de U varia de 200 a 400 Btu/hr.pé².°F.

Standiford (56) apresenta a comparação dos coeficientes globais para vários tipos de evaporadores.

Saravacos e Moyer (49) determinam as características de transferência de calor para diversos purês de frutas. Os valores de U são determinados para o aquecimento destes purês, desde 130 até 210 °F, em tacho encamisado com 2,7 pés² de superfície de aquecimento e provido de dois agitadores, o principal em forma de âncora e o secundário em forma de pá. Os coeficientes obtidos são apresentados no Quadro 2.

Quadro 2: Coeficientes de transferência de calor no aquecimento de produtos de frutas em tachos agitados. Saravacos e Moyer (49).

Produto	%s.t.	Cp	N	U	N _{Re}	N _{Pr}	ho, estimado
Molho de maçã	11,0	0,94	27	126	-	-	-
			47	151	-	-	-
			67	167	-	-	-
			90	195	-	-	-
Purê de damasco	16,0	0,92	90	135	-	-	-
Purê de pêsego	11,7	0,94	90	138	-	-	-
Purê de pera	16,0	0,92	27	80	-	-	-
			47	100	-	-	298
			67	135	-	-	exp.=295
			90	200	300	4.850	303
							exp.=300
Purê de ameixa	14,0	0,93	90	250	700	2.050	390

Observações: Cp= calor específico, Btu/lb.°F;
N = velocidade de agitação, r.p.m.;
N_{Re}=nº de Reynolds, adimensional;
N_{Pr}=nº de Prandtl, adimensional;
U^{Pr}=coeficiente global, Btu/hr.pé².°F
ho =coeficiente de película líquida, calculada pela equação (9), com a constante, a=1,474
s.t.= sólidos totais, %

Kopelman e Mannheim (29) avaliam os coeficientes de transferência de calor na concentração de soro e suco de tomate em dois tipos de evaporadores. Os resultados podem resumir-se no Quadro 3.

Quadro 3: Coeficientes globais para concentração de soro e suco de tomate, em evaporador de película fina agitada e tacho aberto. Kopelman e Mannheim (29).

Evaporador	Concentração % s.t.	U (soro) Btu/hr.pé ² .°F	U (suco) Btu/hr.pé ² .°F	Área pé ²
Película fina agitada a vá- cuo.	6	287	164	0,95
	20	140	82	(960rpm)
Tacho aberto	6	348	148	1,023
	20	245	96	

Harper (18) e Najder (40) reportam os resultados do desempenho de um evaporador de película líquida raspada, com 4 pés² de superfície de aquecimento, na concentração de purês de frutas. Os coeficientes globais são os seguintes:

- Purê de pêssigo: concentrado de 11 a 58 % s.t., o valor de U varia de 316 a 150 Btu/hr.pé².°F.
- Purê de pera: concentrado desde 15 até 49 % s.t., o coeficiente global varia de 339 a 132 Btu/hr.pé².°F.
- Purê de damasco: é concentrado de 17 até 55 % s.t., caindo o valor de U, de 226 para 163 Btu/hr.pé².°F.

Mutzenberg, Parker e Fischer (38) apresentam as taxas de transferência de calor para a concentração de purê de tomate até densidades altas, em um evaporador de película fina agitada. Durante a concentração da pasta de tomate de 20 a 60 ° Brix, o coeficiente global varia de 320 a 250 Btu/hr.pé².°F.

Casimir (7) utiliza o evaporador centrífugo Centriterm, no qual o líquido é espalhado sobre uma superfície cônica aquecida e em movimento, para concentrar polpa de tomate "hot break", obtendo coeficientes globais de 900 a 1.200 Btu/hr.pé².°F, dependendo do grau de concentração que chega até 22 % s.t.

Conforme Heid e Joslyn (21), um fabricante de serpentinas rotativas especifica a evaporação de 1.500 galões/hr de água da polpa de tomate introduzida em um tacho aberto a 180 °F, com uma serpentina de 85 pés² de superfície de aquecimento, usando vapor como meio de aquecimento. O valor estimado do coeficiente global é de 800 Btu/hr.pé².°F.

Marsaioli (32) utiliza um tacho a vácuo, com camisa de vapor de aproximadamente 5,2 pés² de superfície de aquecimento e agitação do produto, mediante uma hélice, para concentrar suco de tomate desde 6 até 26,6 % s.t., obtendo o seguinte intervalo para o coeficiente global: 420 a 72 Btu/hr.pé².°F.

Carlson, Randall, Graham e Morgan (3) reportam valores do coeficiente global de 500 Btu/hr.pé².°F para pasta de tomate de 50 % s.t. "cold break", e de 140 Btu/hr.pé².°F para pasta de tomate "hot break" de 50 % s.t., concentrados em evaporador Wurling a vácuo, provido de serpentina giratória com 2,7 pés² de superfície efetiva de aquecimento. Como a temperatura na parede da serpentina não foi medida, não é possível estimar o coeficiente individual de película líquida (4).

2.4- Operação do Evaporador

2.4.1- Evaporação a Vácuo

A evaporação só começa quando a temperatura do líquido alcança o ponto de ebulição. A esta temperatura, a pressão de vapor exercida pelo líquido iguala-se à pressão do ambiente.

A taxa de transferência de calor depende da diferença entre a temperatura do meio de aquecimento e a do líquido em ebulição. Para se obter um gradiente de temperatura suficiente, é comum reduzir a temperatura de ebulição do líquido a ser evaporado, com a operação do evaporador a vácuo. Para manter o vácuo num evaporador, é necessário remover contínua e rapidamente os vapores condensáveis produzidos, bem como o ar e outros gases incondensáveis.

A evaporação a vácuo oferece diversas vantagens, pois possibilita a concentração de alimentos termo-sensíveis, aumenta a taxa de evaporação e torna factível o emprego de sistemas de múltiplo-efeito.

Pode-se assinalar duas relações de causa e efeito na evaporação: (a) a pressão estabelece o ponto de ebulição do líquido a ser concentrado; (b) o fluxo de calor estabelece a taxa de evaporação.

2.4.2- Evaporação Contínua

Considere-se a operação do evaporador de serpentina giratória. O líquido a ser concentrado é introduzido no tacho, até cobrir completamente a serpentina horizontal. Logo depois promove-se o vácuo e a serpentina começa a girar. Enquanto isso, o vapor é introduzido na serpentina, cedendo seu calor latente de condensação para elevar a temperatura do líquido até o ponto de ebulição e para começar e manter a evaporação. O volume do líquido

no tacho é mantido num nível tal, que mantenha coberta sempre a superfície da serpentina. Para isso, introduz-se quantidade suficiente de líquido diluído à medida que a concentração vai progredindo. Quando o conteúdo de sólidos atinge a concentração desejada, remove-se o produto concentrado da parte inferior do tacho de modo contínuo, e, simultaneamente, introduz-se quantidade suficiente de líquido diluído para equilibrar o processo (3,26).

A operação contínua em evaporadores é o princípio para a evaporação de múltiplo-efeito.

2.4.3- Evaporadores de Múltiplo-efeito

Os evaporadores podem operar com único ou múltiplo-efeito. A escolha depende da economia de vapor ou da capacidade do evaporador.

Na operação de efeito único, o vapor liberado do líquido em ebulição é condensado e eliminado. No caso da evaporação de múltiplo-efeito, o vapor produzido num efeito é aproveitado como meio de aquecimento para o efeito seguinte (9,53).

A base do projeto da evaporação de múltiplo-efeito é a reutilização do calor do vapor produzido em um evaporador por outro, que opera a uma temperatura mais baixa. Em outras palavras, o princípio da evaporação de múltiplo-efeito é uma troca sucessiva de calor latente entre o vapor e o líquido a ser concentrado.

É comum encontrar evaporadores de duplo-efeito no processamento de produtos de tomate. Estes consistem em um pré-concentrador (evaporador do segundo efeito) e um evaporador terminal (evaporador do primeiro efeito).

Segundo Snyder e outros (54) o suco de tomate com 5 % s.t. é parcialmente concentrado em um evaporador de circulação térmica natural até 10 % s.t., produzindo pasta de tomate "hot break" de

32 % s.t., e pasta de tomate "cold break" de 50 % s.t., em um evaporador terminal de película líquida agitada mecanicamente. A temperatura de operação reportada é de 150 °F.

Samuel (48) obtém menor tempo para a concentração ao utilizar um evaporador de circulação forçada, para pré-concentrar suco de tomate "hot break" desde 6 % até 20-25 % s.t., obtendo finalmente pasta de tomate com 36 % s.t. no evaporador terminal de película agitada mecanicamente.

Um fabricante (31) oferece um sistema de duplo-efeito para produzir concentrados de pasta de tomate "cold break" até 45 %s.t. e de concentrados de pasta de tomate "hot break" até 36 % s.t. O sistema consiste de um pré-concentrador de feixe de tubos com circulação térmica natural, instalado no mesmo corpo acima do evaporador terminal que é provido de serpentina giratória. No pré-concentrador, aquecido pelo vapor liberado pelo evaporador terminal, o suco é concentrado parcialmente a uma temperatura aproximada de 109 °F (27,56 poleg. de Hg), passando, em seguida ao evaporador do primeiro efeito, onde é concentrado à temperatura de 145 °F (24 poleg. de Hg) até a concentração final.

OBJETIVOS

Neste trabalho aplica-se a análise de sistema para atingir os seguintes objetivos:

- a) Desenvolver e estudar um modelo matemático que descreva o comportamento dinâmico do evaporador de serpentina giratória.
- b) Estudar a aplicabilidade da equação da transferência de calor por convecção forçada no evaporador considerado.
- c) Analisar os efeitos das condições de operação no processo contínuo da evaporação.

4.1- Sistema de Evaporação

Considere-se um sistema evaporativo de tacho a vácuo, aquecido por vapor de água que circula dentro de uma serpentina giratória. Sob condições estacionárias pode-se representar o sistema na Figura 2.

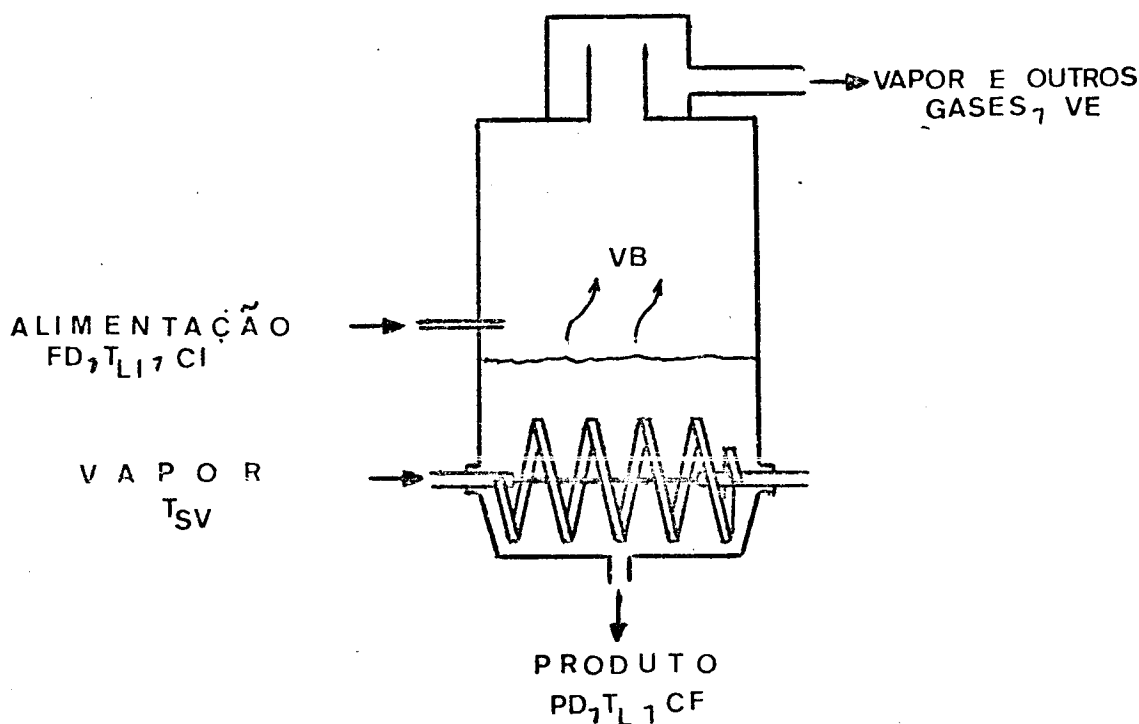


Figura 2. Tacho a vácuo com serpentina giratória.

4.2- Formulação do Modelo Matemático

O modelo matemático para o sistema considerado, baseia-se nos balanços de calor e de massa que podem-se formular para o desempenho do mesmo. O modelo é simplificado, ao se considerar as seguintes suposições no sistema:

a) Fase líquida perfeitamente homogênea.

- b) Equilíbrio constante entre as fases de líquido e vapor.
- c) Perdas de calor e formação de incrustações negligíveis.
- d) Evaporação ocorre somente na interfase.

4.2.1- Programa Principal

A simulação permite estudar situações tais como a evaporação dinâmica, na qual diversas variáveis alteram-se com o decorrer do tempo de operação. Estas variáveis, que mudam com o tempo, são relacionadas às restantes variáveis do sistema de evaporação, através do modelo matemático apresentado na Figura 3.

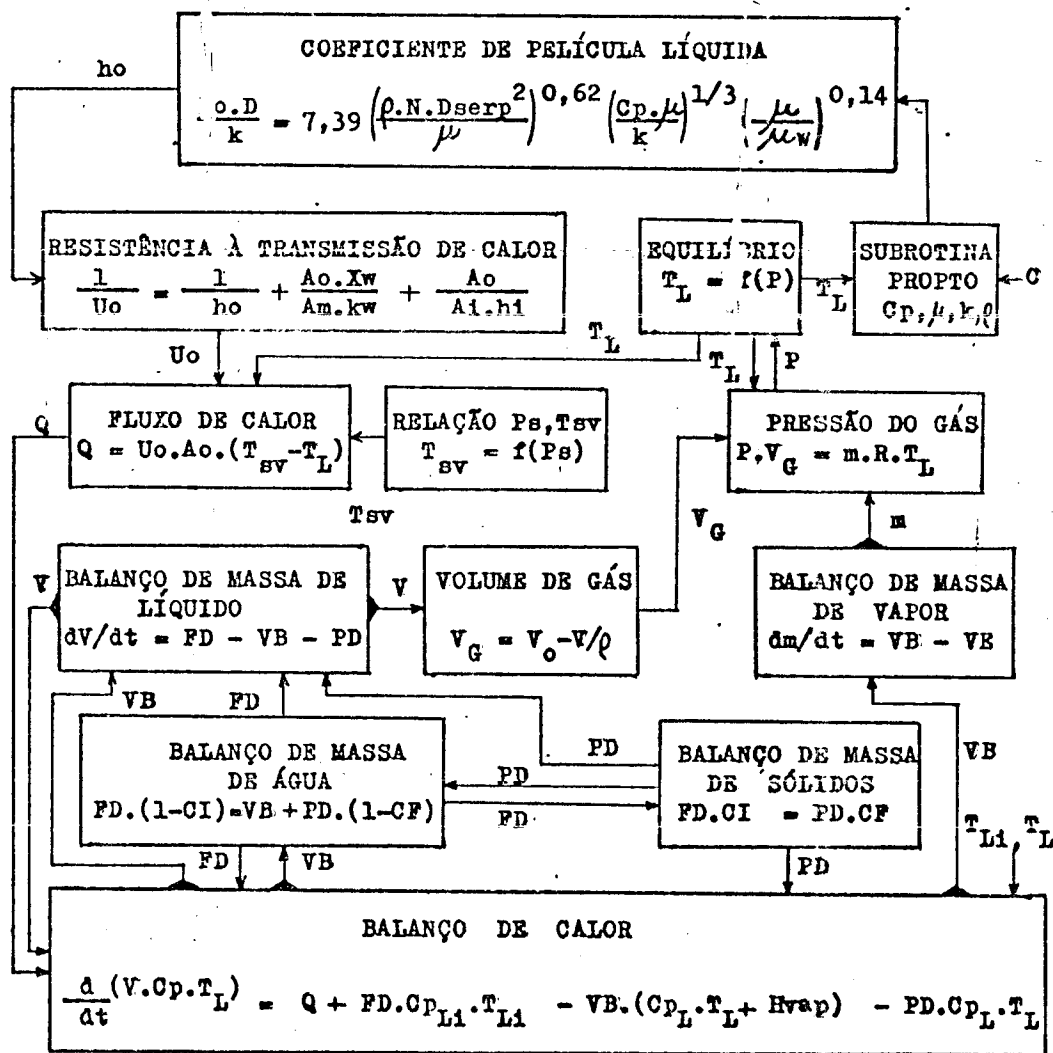


Figura 3. Modelo matemático do processo dinâmico da evaporação.

4.2.2- Concentração de Pasta de Tomate

Considere-se a concentração da pasta de tomate "hot break" desde 20 até 50 % s.t. no evaporador de serpentina giratória. Para isso, devem-se estimar as viscosidades relativas correspondentes à faixa de concentrações consideradas.

Para calcular o coeficiente global U, é necessário conhecer o coeficiente individual de película líquida. Assim, é preciso um outro programa auxiliar para calcular o coeficiente de película líquida, com uma relação similar à equação (9).

4.3- Programação e Simulação por Computador

4.3.1- Programa Principal para a Simulação da Evaporação

Este programa simula o desempenho do sistema de evaporação considerado. O diagrama de fluxo da Figura 4 representa as três etapas do processo de evaporação do líquido a ser concentrado.

Em primeiro lugar tem-se aquecimento do líquido a ser concentrado, desde a temperatura inicial até o ponto de ebulição correspondente à pressão existente no tacho. Uma vez atingida essa temperatura, inicia-se a evaporação da água do líquido, concentrando-o até o nível de concentração final desejado. Esta etapa corresponde às condições transitórias da evaporação. A última etapa é a operação contínua da evaporação do produto a concentração constante. O balanço de massa estabelece a taxa de alimentação, que, nas condições estacionárias, é igual à taxa de evaporação mais a taxa de produto retirado.

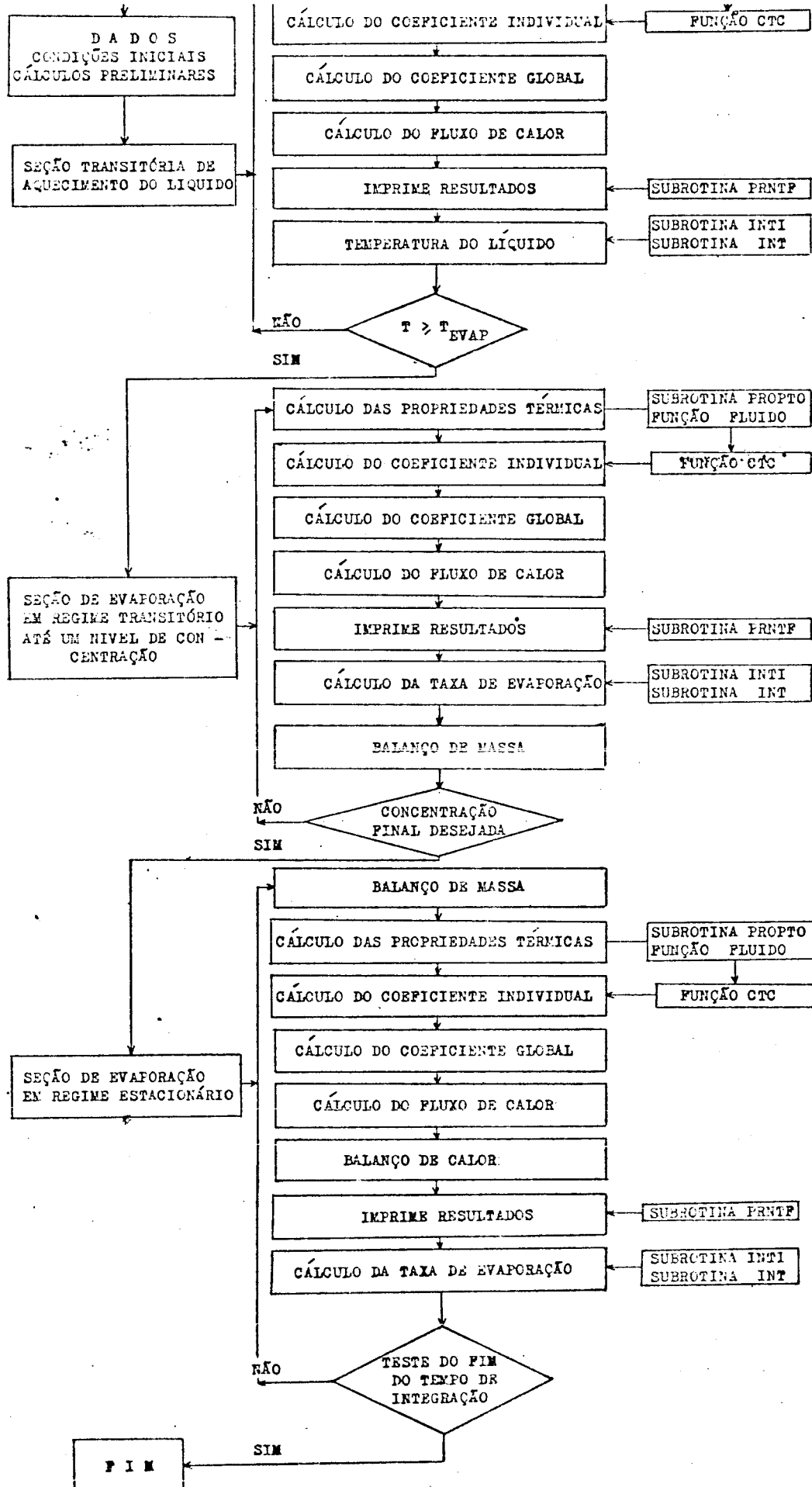


Figura 4. Diagrama de fluxo do programa de simulação da evaporação.

4.3.2- Programa SIMULA

Este programa baseia-se no balanço de calor do sistema. Opera com os dados da taxa de evaporação publicados para o evaporador Wurling (3) de serpentina giratória e calcula as viscosidades da pasta de tomate "hot break" desde 30 até 50 % s.t.

Por ensaio e erro, calculam-se as viscosidades correspondentes às taxas de evaporação; através dos subprogramas auxiliares de cálculo para ajustamento por regressão linear múltipla, obtém-se a relação para a viscosidade. A Figura 5 mostra a seqüência deste programa na forma de diagrama de blocos.

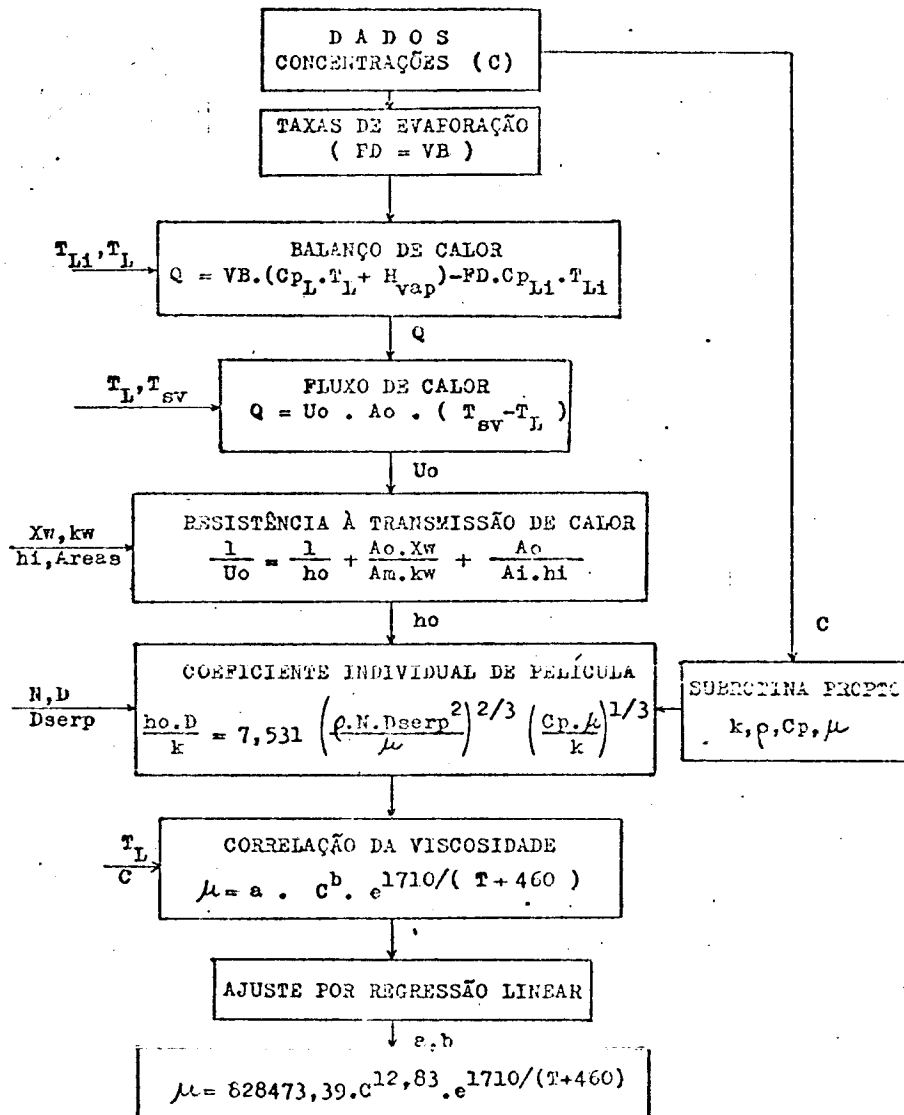


Figura 5. Diagrama de blocos do Programa SIMULA.

4.3.3- Programa CONC

Este programa é baseado no transporte de calor e a sua correlação com as propriedades termo-físicas da pasta de tomate. O objetivo deste programa é calcular os valores da constante e dos expoentes da equação (9) mediante regressão linear. A Figura 6 representa o diagrama de blocos deste programa.

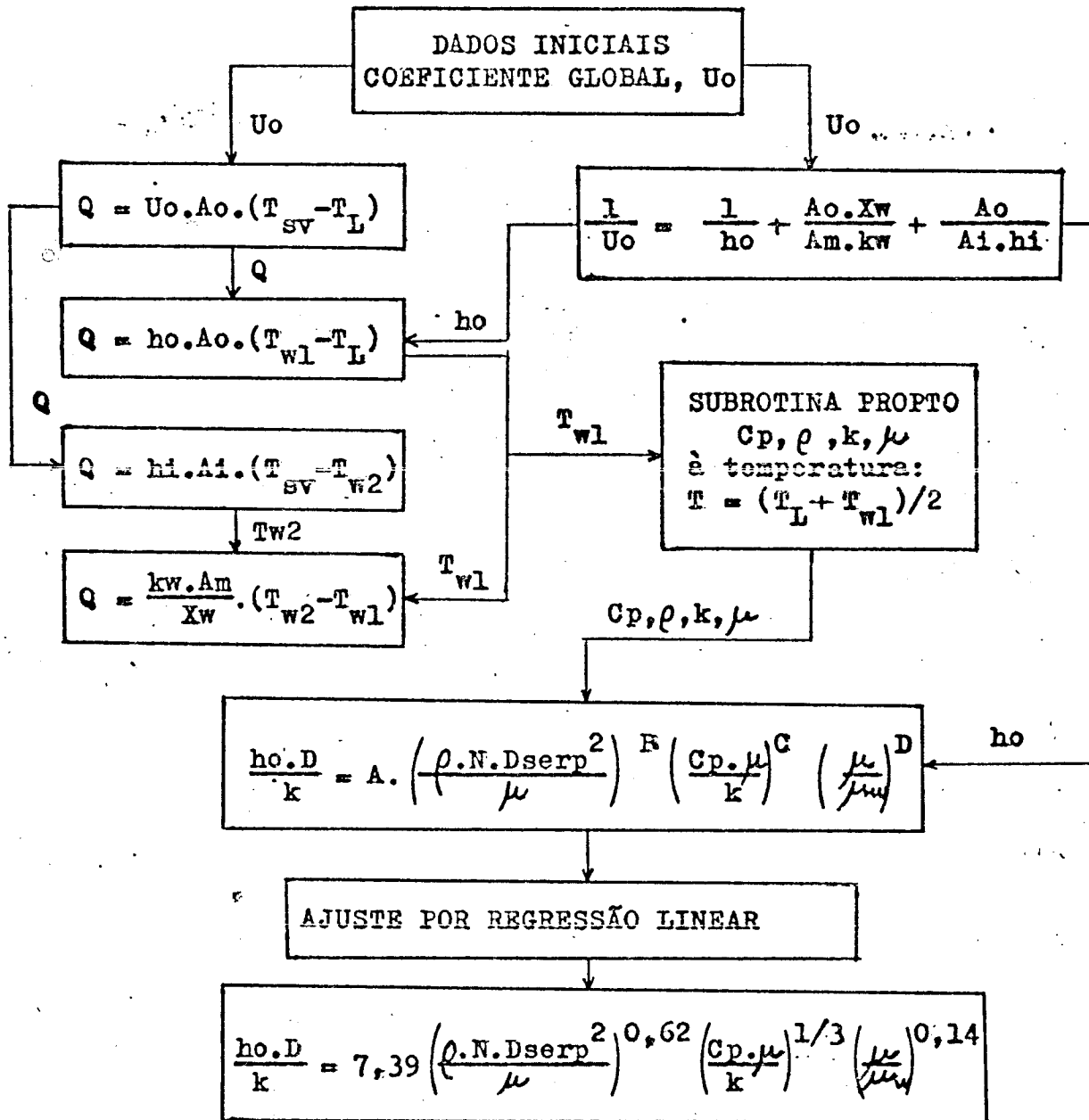


Figura 6. Diagrama de blocos do Programa CONC.

4.3.4- Subprogramas

A) Subrotina PROPTO

Através deste subprograma obtém-se as propriedades térmicas e físicas da pasta de tomate "hot break", que influem nos mecanismos de transferência de calor e massa, bem como na fluidez do produto.

Opera com 6 argumentos, a saber: calor específico, densidade, condutividade térmica, viscosidade, temperatura e concentração. Ao se introduzir a temperatura e a concentração, obtém-se as propriedades respectivas, correspondentes a essas condições.

B) Subprograma função FLUIDO

Esta função permite obter a viscosidade da pasta de tomate à temperatura da parede externa da serpentina de aquecimento e à concentração respectiva.

C) Subrotina PROG2

Por meio deste subprograma é possível calcular-se os grupos adimensionais correspondentes aos números de Reynolds, Prandtl e correção da viscosidade.

D) Subprograma função CTC

Logo após o cálculo dos grupos adimensionais, tal função encarrega-se de calcular o coeficiente individual de película líquida, segundo a relação obtida do programa CONC.

Outros subprogramas auxiliares que complementam os anteriores são:

E) Subrotina CONV (15)

Este programa baseia-se no método de Wegstein para o cálculo da convergência algébrica.

F) Subrotinas INTI e INT (15)

Estes programas realizam a integração numérica de equações diferenciais, mediante o método de integração de quarta ordem de

Runge-Kutta. O intervalo de tempo de integração utilizado é de 0,1 minutos.

G) Subrotina PRNTE (15)

A finalidade desta subrotina é de imprimir diversas variáveis de interesse resultantes da integração, além de controlar a frequência de impressão e testar o fim da integração.

H) Subrotinas do SSP (55)

As subrotinas do SSP (Scientific Subroutine Package) são subprogramas à disposição do usuário no sistema do Centro de Computação. Neste trabalho utilizam-se os seguintes subprogramas para a análise de regressão linear, para uma variável dependente e um conjunto de variáveis independentes: REGRE, DATA, ORDER, MINV e MULTR.

4.3.5- Programação

Todos os programas e subprogramas são desenvolvidos em linguagem Fortran IV (12,13,43) e a execução dos mesmos é realizada em Computador PDP-10 da DEC System.

As listagens dos programas e subprogramas encontram-se nos Apêndices: 2a, 3a, 4a, 5a,5b, 5c, 5d,5e, 5f, 5g e 5h.

Os dados do evaporador de serpentina giratória considerado, bem como as condições iniciais, encontram-se no Apêndice 1.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1- Viscosidade da Pasta de Tomate

A propriedade física que tem maior influência durante a evaporação da pasta de tomate é a viscosidade. O Quadro 4 apresenta os resultados calculados da viscosidade da pasta de tomate "hot break", quando é concentrada desde 30 % até 50 % s.t. Pode-se observar que, a estas concentrações, a pasta de tomate é altamente viscosa.

Quadro 4: Viscosidade calculada da pasta de tomate "hot break", para várias concentrações. (Apêndice 2b).

Concentração (% s.t.)	Viscosidade (poise)
30,0	2,36
33,0	8,34
35,0	21,29
37,0	63,78
40,0	129,85
43,0	283,42
45,0	578,96
47,0	847,21
50,0	1.611,24

A relação que se obtém para calcular a viscosidade da pasta de tomate "hot break", em função da concentração e da temperatura, é a seguinte:

$$\mu = 8,285 \cdot 10^5 \cdot C^{12,83} \cdot e^{-1710/(T + 460)} \quad (10)$$

Analisando esta equação nota-se o grande efeito da concen -

tração na viscosidade da pasta de tomate. Os resultados estatísticos da análise de regressão linear, do cálculo da constante e do expoente da concentração nessa equação, encontram-se no Apêndice 2d.

5.2- Coeficiente de Película Líquida de Transferência de Calor

O coeficiente de película líquida obtém-se do número de Nusselt ($N_{Nu} = h_o.D/k$). Os valores da constante "a" e do expoente "b" do número de Reynolds de agitação, da equação (9) de convecção de calor, são calculados pelo método de regressão linear, assumindo os valores $c = 1/3$ e $d = 0,14$ para os expoentes respectivos do número de Prandtl e da correção da viscosidade.

Os resultados são expressados nas seguintes relações:

$$N_{Nu} = 7,39 \cdot N_{Re}^{0,62} \cdot N_{Pr}^{1/3} \cdot N_{Vis}^{0,14} \quad (11a)$$

para: $N_{Re} < 100$ e $D =$ diâmetro do tacho

$$N_{Nu} = 0,24 \cdot N_{Re}^{0,62} \cdot N_{Pr}^{1/3} \cdot N_{Vis}^{0,14} \quad (11b)$$

para: $N_{Re} < 100$ e $D =$ diâmetro externo da serpentina

Estas duas relações são válidas para sistemas geometricamente similares ao considerado. A análise estatística dos coeficientes da regressão é indicada nos Apêndices 3d e 3g.

5.3- Comparação dos Resultados Calculados com os Resultados Experimentais

A Figura 7 indica os resultados da evaporação sob condições transitórias. Os resultados calculados são próximos aos dados experimentais sob as mesmas condições de operação. No entanto a relação que calcula a viscosidade foi ajustada para a região de 30 a 50 % s.t., o que resulta numa diferença de $0,44 \pm 8,46$ % em relação aos dados experimentais.

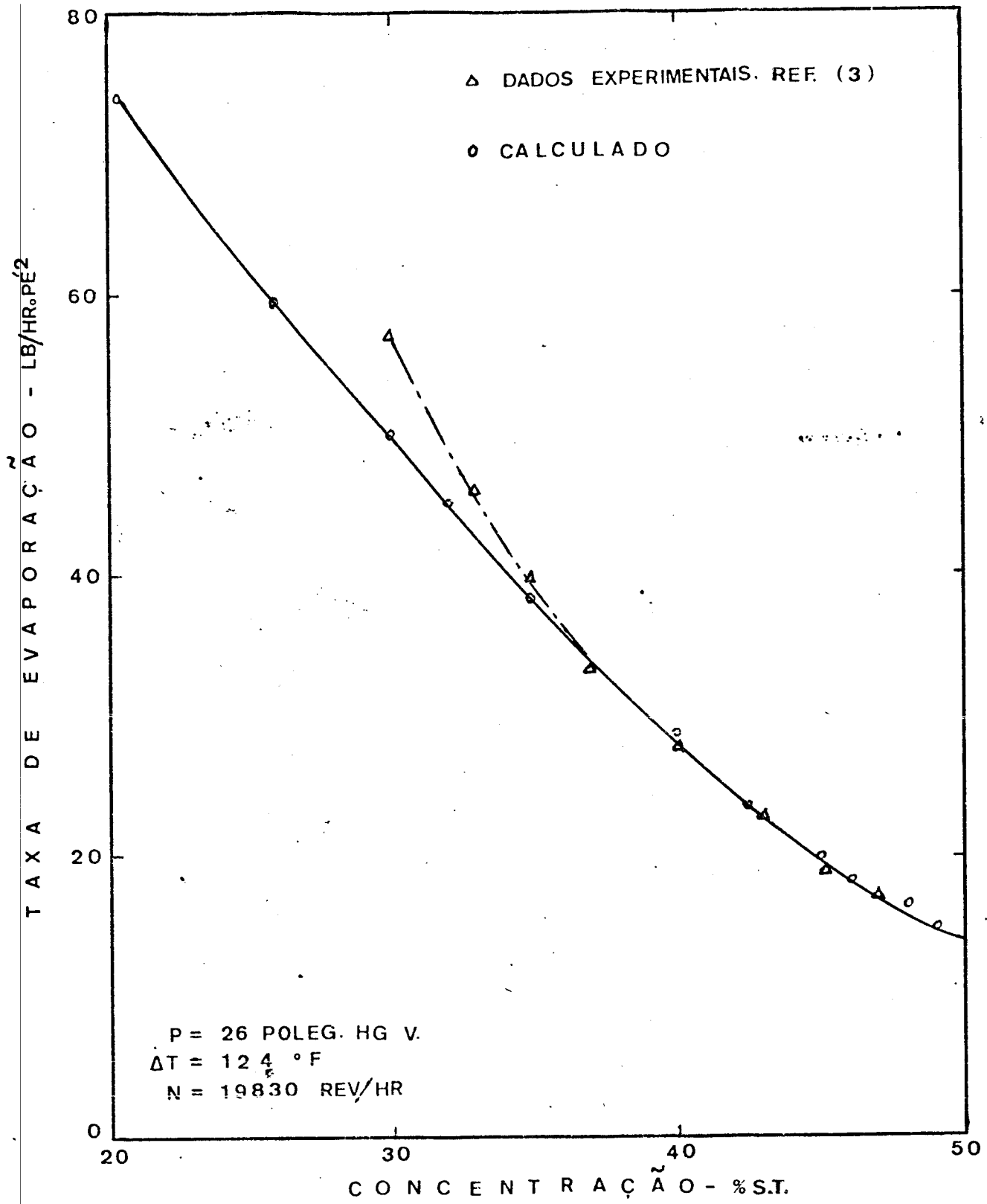


Figura 7. Resultados da taxa de evaporação vs. concentração, sob condições transitórias.

A Figura 8 apresenta os resultados da evaporação, quando o processo alcança as condições estacionárias. Tem-se o coeficiente global e a taxa de evaporação da pasta de tomate "hot break" com 50 % s.t., que resultam para diferentes velocidades de rotação da serpentina, quando o evaporador é operado sob vácuo de 26 poleg. de Hg e com 124 °F de gradiente de temperatura.

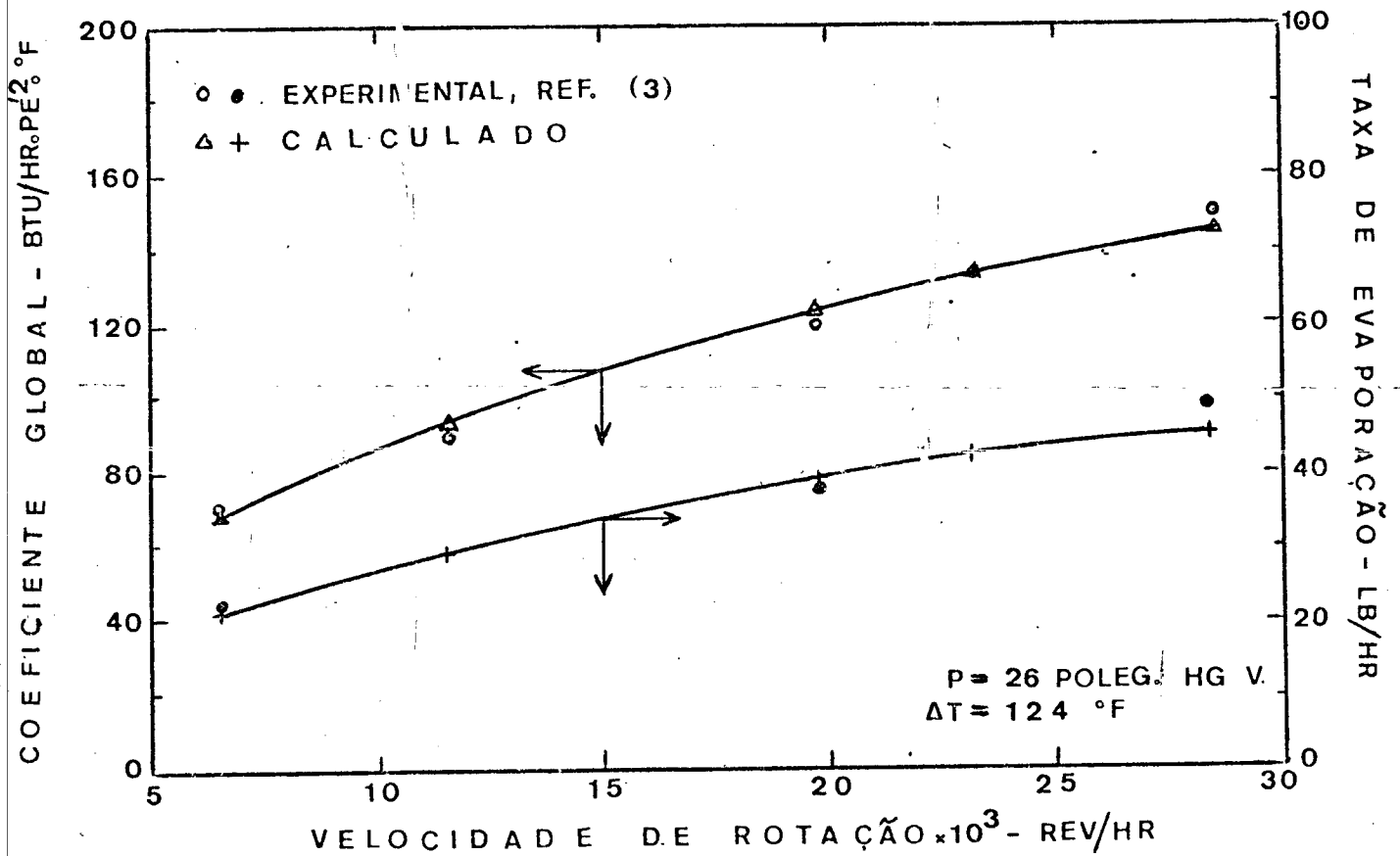


Figura 8. Resultados da evaporação sob condições estacionárias, para diferentes velocidades de rotação da serpentina.

5.4- Simulação do Processo Dinâmico de Evaporação

O método de análise por simulação permite estudar o desenvolvimento do processo dinâmico da evaporação.

Os resultados da simulação indicam que o aumento da viscosidade do produto aumenta a resistência do líquido ao fluxo de calor. Há assim a diminuição do coeficiente global de transferência de calor, pois o progresso da concentração durante a evaporação, sob condições transitórias, controla a viscosidade do produto. Logicamente, esta diminuição do coeficiente global reduz a eficiência da evaporação, em termos de taxa de evaporação.

A aplicação do modelo matemático para a simulação dinâmica permite calcular a mudança da temperatura na parede externa da serpentina de aquecimento em contato com o produto. É importante conhecer essa temperatura, porque ela influi na qualidade do mesmo.

Na Figura 9 pode-se observar o comportamento destas variáveis em função do tempo de operação, quando simulamos a evaporação sob vácuo de 26 poleg. de Hg, a 19830 rev/hr e com um gradiente de temperatura de 124 °F. Nestas condições de operação, a temperatura na parede externa da serpentina varia desde 99 até 240 °F, quando o processo atinge as condições estacionárias, sendo que o tempo para se alcançar essas condições é de 69,5 minutos. Nesse momento inicia-se a remoção do produto à concentração final de 50 % s.t., a uma taxa equivalente de 25,8 lb/hr, enquanto que a taxa de alimentação corresponde a 64,2 lb/hr. (Apêndice 4b).

5.5- Efeito das Condições de Operação

No Quadro 5 estão indicados os resultados obtidos para a evaporação sob condições estacionárias, para diferentes condições de operação do evaporador.

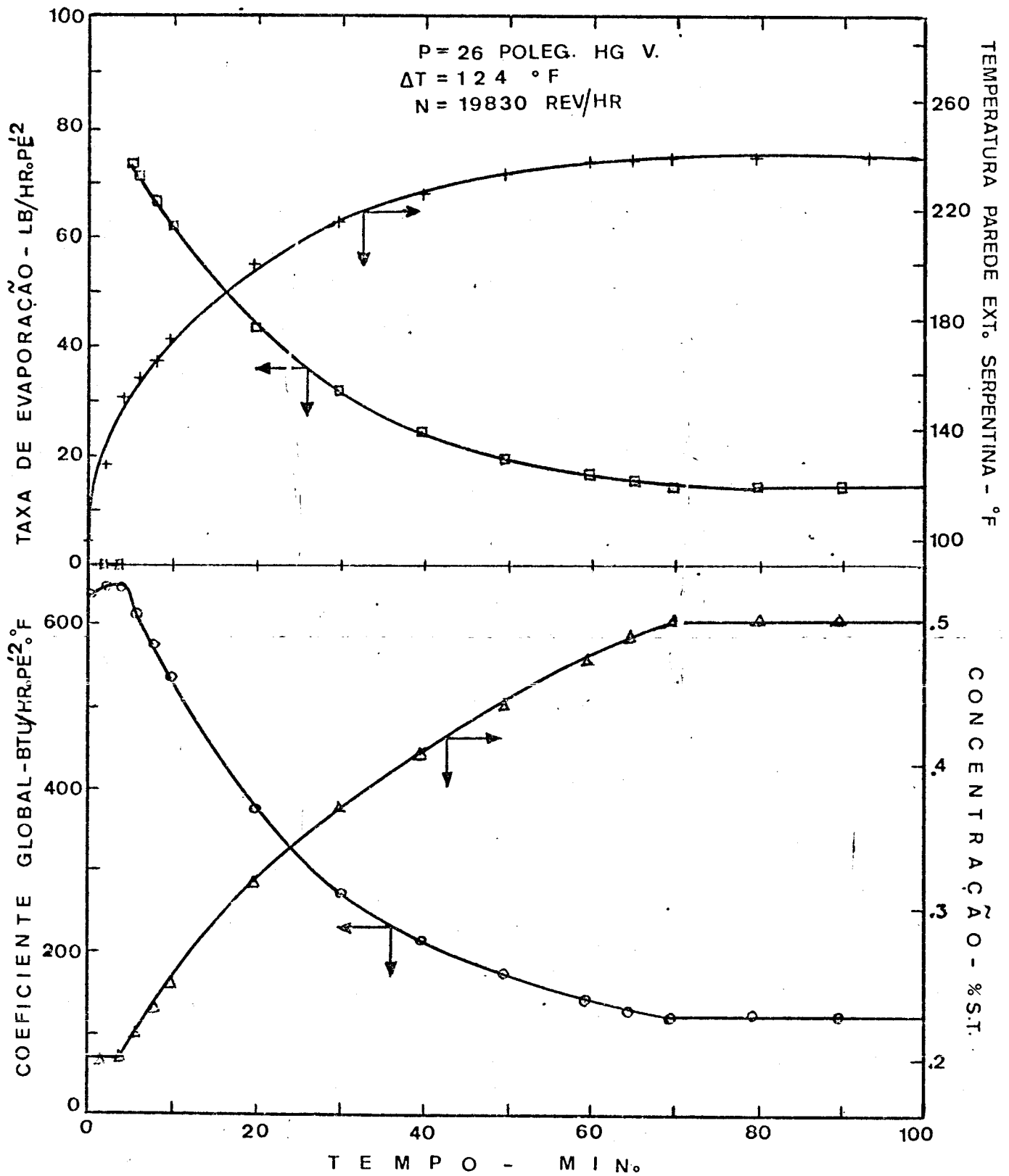


Figura 9. Resultados do processo dinâmico de evaporação.

Quadro 5: Resultados obtidos sob condições estacionárias para diversas condições de operação.

	Velocidade de rotação, rev/hr					
	6514	11580	17370	19830	23160	27502
$\Delta T = 94 \text{ } ^\circ\text{F}$, 26 poleg. de Hg vácuo						
Q		381,73	472,99	506,54	548,58	597,49
Uo		89,79	111,26	119,15	129,04	140,55
T _{wl}		218,69	215,98	214,99	213,74	212,29
EVA		7,93	9,83	10,53	11,40	12,42
FD		0,60	0,74	0,79	0,86	0,93
PD		0,24	0,29	0,32	0,34	0,37
Tempo		115,0	98,0	93,0	88,0	83,0
$\Delta T = 124 \text{ } ^\circ\text{F}$, 26 poleg. de Hg vácuo						
Q	380,33	521,11		689,06	745,25	810,13
Uo	67,92	92,98		123,02	132,98	144,68
T _{wl}	248,73	244,55		239,58	237,91	235,99
EVA	7,90	10,83		14,32	15,49	16,84
FD	0,59	0,81		1,07	1,16	1,26
PD	0,24	0,32		0,43	0,46	0,51
Tempo	110,0	85,5		69,5	66,0	62,5
$\Delta T = 154 \text{ } ^\circ\text{F}$, 26 poleg. de Hg vácuo						
Q	489,48	668,72		882,05	953,58	1035,64
Uo	70,44	96,16		126,93	137,12	149,03
T _{wl}	275,49	270,18		263,86	261,74	259,30
EVA	10,17	13,90		18,33	19,82	21,52
FD	0,76	1,04		1,37	1,49	1,61
PD	0,31	0,42		0,55	0,59	0,65

Quadro 5: Continuação

Tempo 86,5 67,5 55,5 52,5 49,5

$\Delta T = 152$ °F, 29 poleg. de Hg vácuo

Q	420,30	576,65	715,16	765,94	828,67	904,15
Uo	61,59	84,50	104,79	112,23	121,42	132,48
T _{wl}	217,54	212,91	208,80	207,30	205,44	203,20
EVA	9,0	12,35	15,32	16,40	17,75	19,36
FD	0,68	0,93	1,15	1,23	1,33	1,45
PD	0,27	0,37	0,46	0,49	0,53	0,58

$\Delta T = 182$ °F, 29 poleg. de Hg vácuo

Q	522,54	715,77		946,93	1024,58	1115,99
Uo	63,90	87,53		115,80	125,29	136,47
T _{wl}	244,51	238,78		231,9	229,63	226,92
EVA	11,19	15,33		20,25	21,95	23,90
FD	0,84	1,15		1,52	1,65	1,79
PD	0,34	0,46		0,61	0,66	0,72
Tempo	76,0	59,0		47,5	45,0	42,0

$\Delta T = 212$ °F, 29 poleg. de Hg vácuo

Q	631,97	862,53	1065,04	1137,56	1128,75	1335,74
Uo	66,35	90,56	111,82	119,43	129,01	140,24
T _{wl}	271,27	264,43	258,43	256,28	253,58	250,41
EVA	13,54	18,47	22,81	24,36	26,32	28,61
FD	1,02	1,39	1,71	1,83	1,97	2,15
PD	0,41	0,55	0,68	0,73	0,79	0,86
Tempo	63,5	49,5	42,0	40,0	38,0	35,5

onde, Q = fluxo de calor, Btu/min

Uo = coeficiente global, Btu/hr.pé².°F

T_{wl} = temp. na parede externa, °F

EVA = taxa de evaporação, lb/hr.pé²

FD = alimentação, lb/min; PD = produto removido, lb/min

Tempo = minutos, para alcançar condições estacionárias

5.5.1- Efeito do Gradiente de Temperatura

A Figura 10 mostra a influência da velocidade de rotação na capacidade do evaporador. Embora maiores velocidades de rotação resultem num aumento da taxa de evaporação, o efeito do gradiente de temperatura é ainda maior. Aumentando o gradiente de temperatura de 94 até 124 °F, a taxa de evaporação correspondente aumenta em 36 %, quando se opera o evaporador sob vácuo de 26 poleg. de Hg e a uma velocidade de rotação da serpentina de 19830 rev/hr.

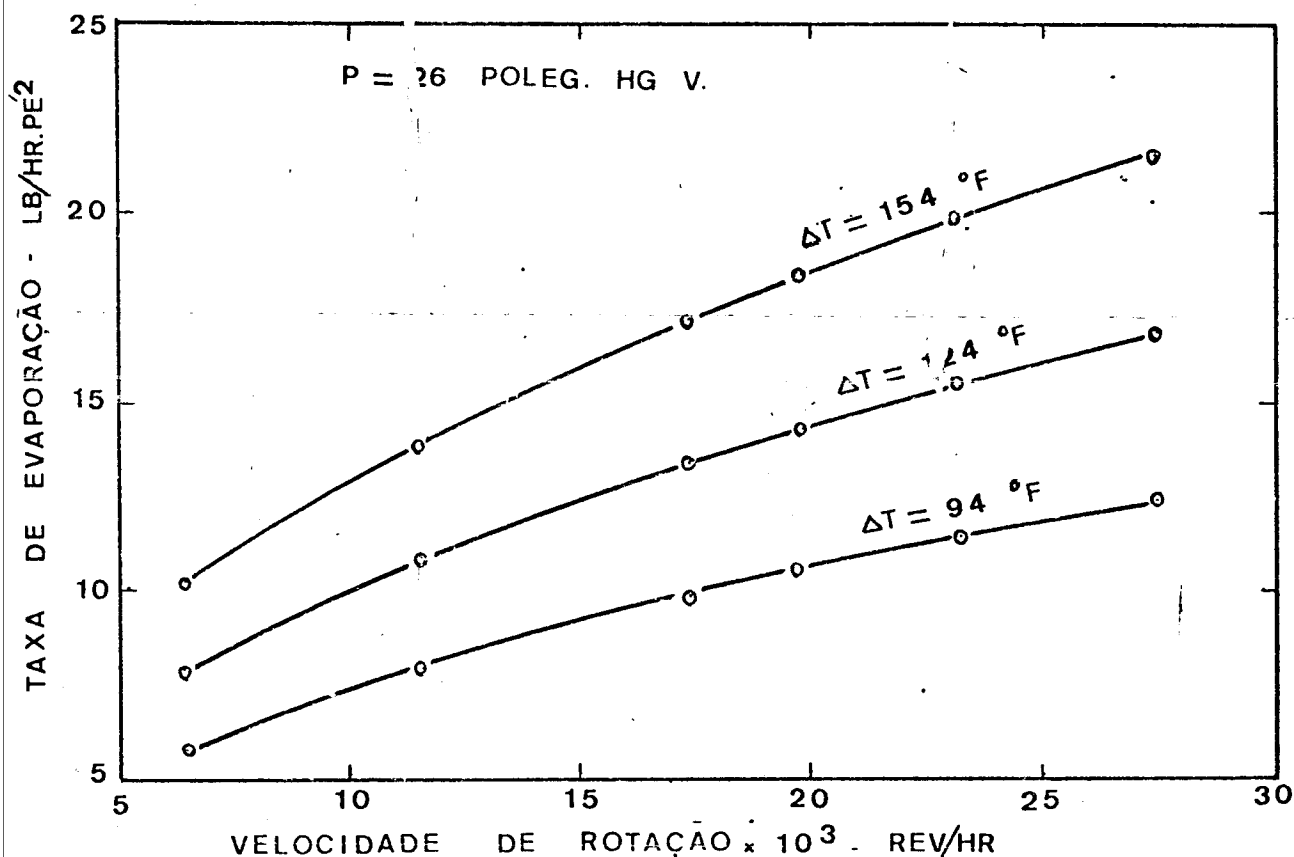


Figura 10. Variação da taxa de evaporação segundo a velocidade de rotação da serpentina, sob condições estacionárias.

A Figura 11 indica a variação da temperatura na parede externa da serpentina de aquecimento, sob condições estacionárias, segundo a velocidade de rotação da serpentina, mantendo o vácuo de

26 poleg. de Hg e tendo o gradiente de temperatura como parâmetro. Pode-se observar que a velocidade de rotação tem pouca influência, enquanto que menores gradientes de temperatura resultam em temperaturas relativamente mais baixas. À velocidade de rotação de 19830 rev/hr, uma diminuição de 30 °F no gradiente de temperatura reduz em 24 °F a temperatura na parede externa da serpentina.

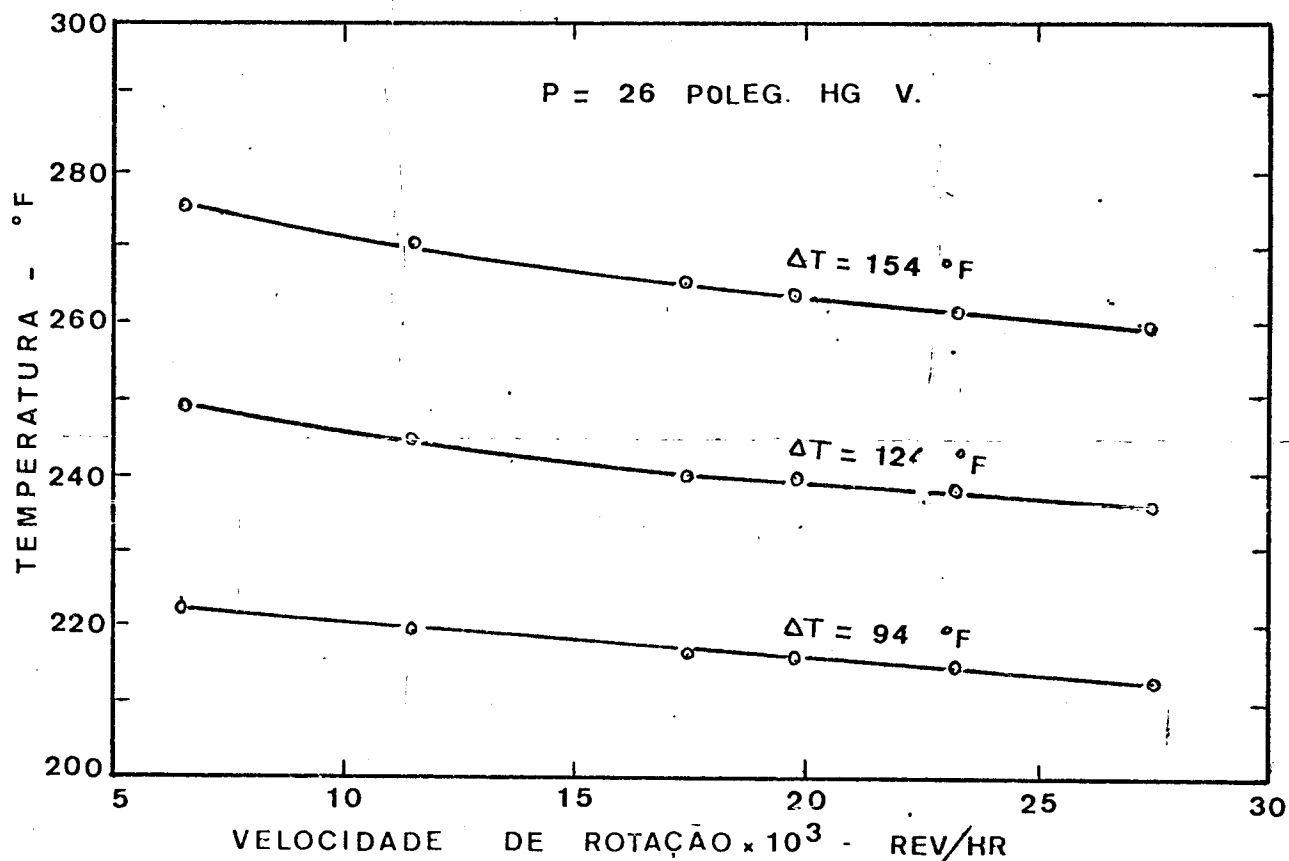


Figura 11. Variação da temperatura na parede exterior da serpentina de acordo à velocidade de rotação, sob condições estacionárias.

A Figura 12 mostra o efeito do gradiente de temperatura sobre o tempo necessário para que o processo atinja as condições estacionárias. Observa-se o efeito da velocidade de rotação e do gradiente de temperatura, sobre o tempo de concentração nas condições transitórias. É lógico que, se se aumenta o gradiente de tem

peratura, reduz-se o tempo para a concentração transitória.

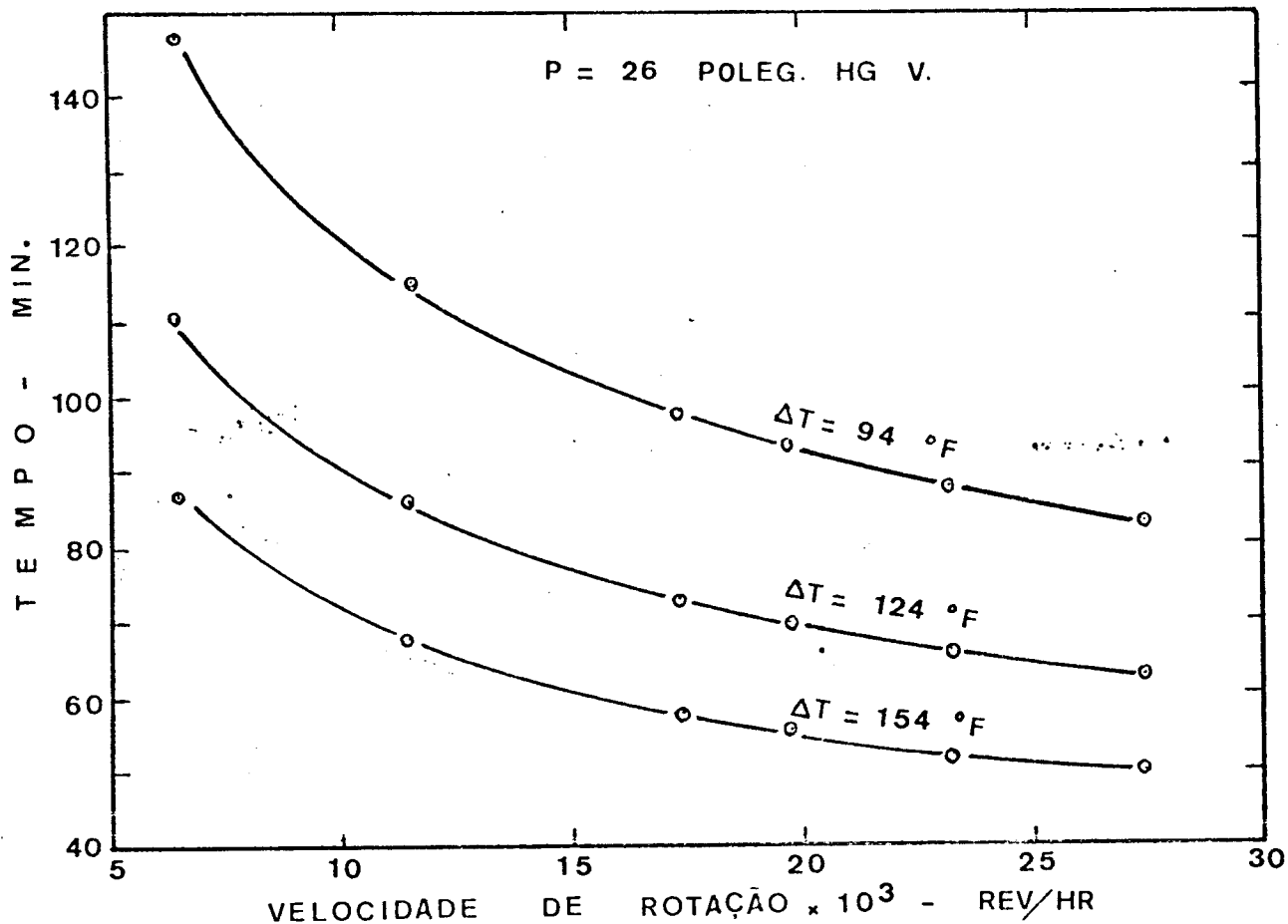


Figura 12. Variação do tempo necessário para que o processo de evaporação alcance as condições estacionárias, segundo a velocidade de rotação da serpentina.

5.5.2- Efeito da Pressão de Evaporação

A Figura 13. representa a variação do coeficiente global de transferência de calor e a taxa de evaporação, de acordo com o gradiente de temperatura, quando se opera o evaporador à velocidade de rotação de 19830 rev/hr e sob condições estacionárias. Verifica-se que o gradiente tem pouco efeito sobre o coeficiente global, mas aumenta a taxa de evaporação. Entretanto, ao aumentar o vácuo de 26 para 29 poleg. de Hg, o coeficiente global diminui 1,13 vezes, enquanto que a taxa de evaporação é reduzida 1,12 vezes, para um mesmo gradiente de temperatura.

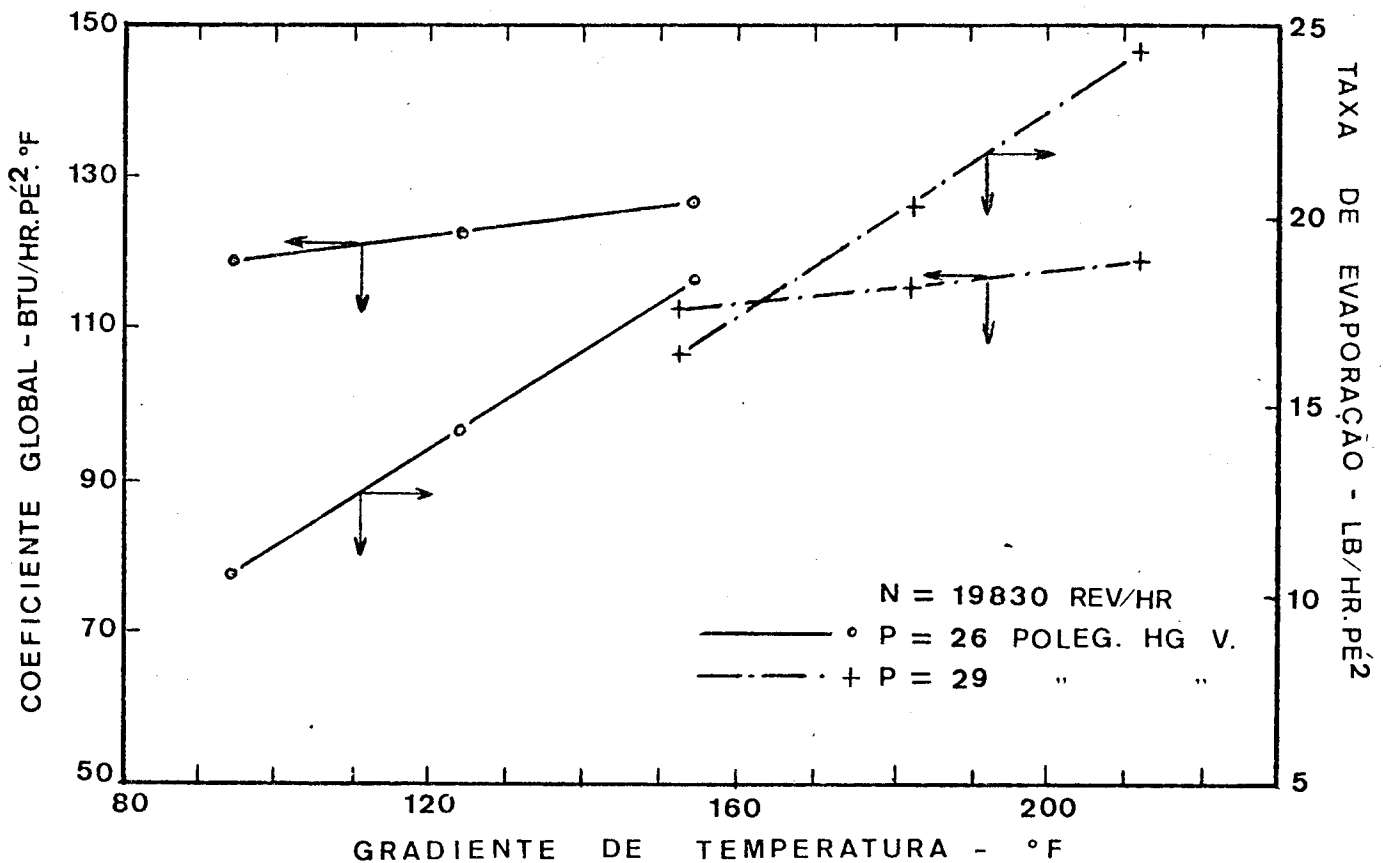


Figura 13. Efeito do gradiente de temperatura sobre o coeficiente global e sobre a taxa de evaporação, sob condições estacionárias.

A Figura 14 representa o tempo necessário para que o processo atinja as condições estacionárias e a temperatura na parede externa da serpentina de aquecimento de acordo ao gradiente de temperatura, quando se evapora à velocidade de 19830 rev/hr e sob condições estacionárias. Observa-se que maiores gradientes de temperatura reduzem o tempo necessário para se atingir as condições estacionárias, mas o efeito mais importante, quando se trabalha a vácuo maior, é a diminuição da temperatura na parede externa da serpentina de aquecimento. Uma temperatura menor na parede da

serpentina aumenta a viscosidade do produto que está em contato com ela; conseqüentemente, isso diminui o coeficiente de película líquida, o que explica a ligeira diminuição do coeficiente global e da taxa de evaporação.

No entanto, o gradiente de temperatura é um compromisso entre várias variáveis: capacidade de evaporação, qualidade do produto concentrado que é função do tempo e da temperatura de contato com a superfície de aquecimento, economia do vapor e custo do sistema para promover o vácuo.

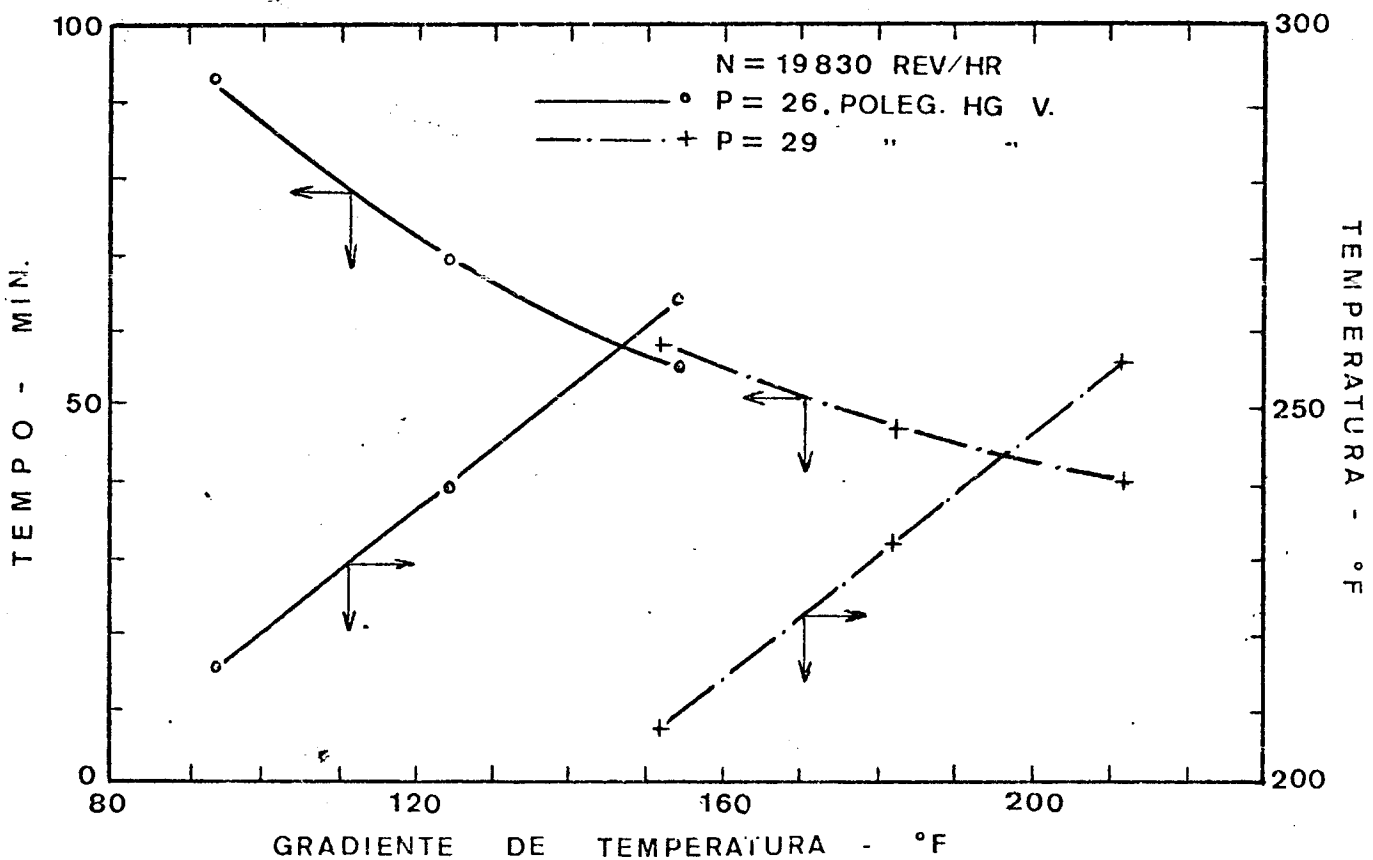


Figura 14. Efeito do gradiente de temperatura sobre o tempo necessário para que o processo alcance as condições estacionárias e sobre a temperatura na parede externa da serpentina, sob condições estacionárias.

CONCLUSÕES

Do trabalho realizado pode-se chegar as seguintes conclusões:

1) O modelo matemático formulado para simular o processo dinâmico da evaporação é representativo do sistema considerado dentro de uma precisão de $\pm 9\%$ com respeito aos dados experimentais disponíveis. Isto significa que as considerações feitas são válidas nas condições estabelecidas.

2) A correlação muito bem conhecida que descreve a transferência de calor por convecção forçada, pode ser aplicada para calcular o coeficiente individual de película líquida do evaporador contínuo com serpentina giratória.

3) O modelo nos permite estudar o processo transitório da evaporação, podendo, assim, calcular a mudança da temperatura na parede da serpentina, no lado do líquido, de acordo com o tempo, bem como prever as consequências causadas pela mudança nas condições de operação.

SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

Podem-se fazer as seguintes sugestões:

- 1) Estudar o gradiente de temperatura ótimo para a evaporação de diferentes produtos alimentícios líquidos, assim como pesquisar a temperatura crítica da parede da superfície de aquecimento, que está em contato com o produto, visando à preservação da qualidade do mesmo.
- 2) Ampliar o modelo matemático proposto para simular a evaporação de múltiplo-efeito.
- 3) Desenvolver conjuntamente a simulação do controle automático do sistema, para operar eficientemente o processo da evaporação.
- 4) Existem poucos dados na literatura com respeito as propriedades termo-físicas de produtos alimentícios líquidos, especialmente sob as diversas e amplas condições de operação. É preciso então, estabelecer dados mais fieis destas propriedades, assim como as equações que as predigam.

REFERÊNCIAS

1. Badger, W.L. e J.T. Banchero. 1955. Introduction to Chemical Engineering. McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
2. Brown, G.G. 1950. Unit Operations. John Wiley & Sons, New York.
3. Carlson, R.A., J.M. Randall, R.P. Graham e A.I. Morgan. 1967. The rotary steam-coil vacuum evaporator. Food Tech. 21(2):194-196.
4. Carlson, R.A. 1976. Comunicação pessoal.
5. Carter, A.L. e R.R. Kraybill. 1966. Low pressure evaporation. Chem. Eng. Progr. 62(2):99-110.
6. Casimir, D.J. e J.F. Kefford. 1968. Developments in low temperature evaporation. CSIRO Food Preservative Quaterly, 28(1-2): 20-26.
7. Casimir, D.J. 1975. Comunicação pessoal.
8. Charm, S.E. 1971. Fundamentals of Food Engineering. The AVI Publishing Company, Inc. Westport, Connecticut. 2nd. ed.
9. Coates, J. e B.S. Pressburg. 1960. How heat transfer occurs in evaporators. Multiple-effect evaporators. In Heat Transfer, a Reprint from Chemical Engineering, McGraw-Hill Publication.

10. Coulson, J.H. e J.F. Richardson. 1968. Chemical Engineering . Vol. II. Pergamon Press, New York.
11. Davis, R.B., D. De Weese e W.A. Gould. 1954. Consistency measurements on tomato puree. Food Tech. 8,330-334.
12. DEC-System-10. 1972. Mathematical languages handbook. Digital Equipment Corporation. Maynard, Massachusetts.
13. DEC-System-10. 1972. Users handbook. Digital Equipment Corporation. Maynard, Massachusetts.
14. Foda, Y.H. e J.P. McCollum. 1970. Viscosity as affected by various constituents of tomato juice. J. Food. Sci. 35,333-338.
15. Franks, R.G.E. 1972. Modeling and Simulation in Chemical Engineering. Wiley - Interscience, New York.
16. Goose, P.G. e R. Binsted. 1964. Tomato paste, pureé, juice and powder. London Food Trade Press.
17. Hand, D.B., J.C. Moyer, J.R. Ransford, J.R. Hening e R.T. Whittenberger. 1955. Effect of processing conditions on the viscosity of tomato juice. Food Tech. 9,228-235.
18. Harper, J.C. 1960. Viscometric behavior in relation to evaporation of fruit purees. Food Tech. 14,557-561.
19. Harper, J.C. e A.F. El Sahrighi. 1965. Viscometric behavior of tomato concentrates. J. Food Sci. 30,470-476.

20. Heid, J.L. e J.J. Casten. 1961. Vacuum concentration of fruit and vegetable juices. In Fruit and vegetable juice processing technology. Ed. by D.H. Tressler e M.A. Joslyn. The AVI Publishing Company, Inc. Westport, Connecticut.
21. Heid, J.L. e M.A. Joslyn. 1967. Fundamentals of food processing operations. The AVI Publishing Company, Inc. Westport, Connecticut.
22. Heldman, D.R. 1975. Food process engineering. The AVI Publishing Company, Inc. Westport, Connecticut.
23. Holdsworth, S.D. 1971. Applicability of rheological models to the interpretation of flow and processing behaviour of fluid food products. J. Food Texture Studies. 2(4):393-418.
24. Holland, F.A. e F.S. Chapman. 1966. Liquid mixing and processing in stirred tanks. Reinhold Publishing Corporation, New York.
25. Holland, F.A., R.M. Moores, F.A. Watson e J.K. Wilkinson. 1970. Heat transfer. American Elsevier Publishing Company, Inc., New York.
26. Hutchings, I.J. 1966. High density vacuum evaporator. Food Processing and Marketing, 27(4):108-110.

27. Kern, D.Q. 1950. Process heat transfer. McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
28. Kolarov, K.M. e M.A. Gromov. 1973. Universal equation for calculation of thermal conductivity of fruit and vegetable juices and syrups. *Khranitelna Promishlenost*, 22(10)33.
29. Kopelman, J. e H.C. Mannheim. 1964. Evaluation of two methods of tomato juice concentration. Part I: Heat transfer coefficients. *Food Tech.* 18:117-120.
30. Kupcik, F. 1976. Heat transfer at the bottom and at the walls of agitated vessels. *International Chem. Eng.* 16(1):91-96.
31. Manzini, Tito e Figli S.p.A. 1976. Titano a serpentín rotativo equipo de concentración contínua.
32. Marsaioli Jr., A. 1965. Transmissão de calor na evaporação de líquidos não-newtonianos em um tacho com camisa de vapor. *Coleção do Instituto de Tecnologia de Alimentos*, 1:181-227. Campinas.
33. Masters, K. 1970. Tomato powder by spray drying. *Process Bioch* 5(5):18-20,31.
34. McAdams, W.H. 1954. Heat transmission. McGraw-Hill Book Company. 3rd.ed.
35. McCabe, W.L. e J.C. Smith. 1967. Unit operations of chemical engineering. McGraw-Hill Book Company, New York.

36. Moore, J.G. e W.E. Hesler. 1963. Evaporation of heat sensitive materials. Chem Eng. Progr. 59(2):87-92.
37. Morgan Jr., A.I. 1967. Evaporation concepts and evaporator design. Food Tech. 21(10):63-68.
38. Mutzenberg, A.B., N. Parker e R. Fischer. 1965. Agitated thin film evaporation. Chem. Eng. 72(19):175-190.
39. Nagata, S. 1975. Mixing, principles and applications. John Wiley & Sons, Tokyo.
40. Najder, L.E. 1964. Thin film evaporation. Ind. and Eng. Chem. 56(2):26-30.
41. Nisenfeld, A.E. e D.L. Hoyle. 1970. Feedforward control improves evaporation. Food Eng. 42(7):100-2,105-6,108-110.
42. Oscar Krenz. 1975. Krenz "Wurli" rotary coil evaporator-concentrator. Product Bulletin RCE 1.401.
43. Pacitti, T. 1974. Fortran-Monitor: Princípios. 3a. ed. Ao Livro Técnico S.A., Rio de Janeiro.
44. Parker, N.H. 1963. How to specify evaporators. Chem. Eng. 70(15):135-140.
45. Perry, J.H. 1963. Chemical engineers' handbook. 4th. edition. McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
46. Randall, J.M., R.A. Carlson, R.P. Graham e A.I. Morgan Jr.

1966. Yields tomato paste with 50 % solids. Food Eng. 38(3): 168-169.
47. Rha, C. 1975. Thermal properties of food materials. In "Theory, determination and control of physical properties of food materials". Dordrecht, Reidel Publishing Company.
48. Samuel, O.C. 1963. Make tomato paste with 55% less hold up time. Food Process. 24(4):71-73,89.
49. Saravaços, G.D. e J.C. Moyer. 1967. Heating rates of fruit products in an agitated kettle. Food Tech. 21(3):372-376.
50. Seth, K.K. e E.P. Stahel. 1969. Heat transfer from helical coils immersed in agitated vessels. Ind. and Eng. Chem.61(6)39-49
51. Shimizu, T. 1975. Simulação em computador digital. Edgar Blucher, Ed. da Universidade de São Paulo, São Paulo.
52. Sinek, J.R. e E.H. Young. 1962. Heat transfer in falling-film long-tube vertical evaporators. Chem. Eng. Progr.58(12)74-80.
53. Siozawa, Y.Y. e D.G. Quast. 1975. Processos de evaporação na concentração de alimentos. ITAL, Instruções Técnicas nº 7, Campinas.
54. Snyder, B., G. Lerner, C. Witner, A. Malvick e K. Robe. 1969. Lowers evaporator temperature for tomato paste 40 F. Food Process. 30(3):42-44.

55. SSP. 1974. Scientific Subroutine Package, Manual do SSP. Impresso no Centro de Computação da UNICAMP. 1a. ed., Campinas.
56. Standiford, F.C. Jr. 1963. Evaporation C.E. Feature Report. Chem. Eng. 70(25):157-176.
57. Thijssen, H.A.C. 1970. Concentration processes for liquid foods containing volatile flavours and aromas. J. Food Tech. 5(3):211-229.
58. Uhl, V.E. e J.B. Gray. 1967. Mixing theory and practice. Vol. 2. Academic Press, New York.

A P Ê N D I C E

NOTAÇÃO UTILIZADA NOS PROGRAMAS

AI	Área interna da serpentina, pé ²
AM	Área média da serpentina, pé ²
AO	Área externa da serpentina, pé ²
CC	Concentração do líquido que está sendo evaporado, %s.t.
CF	Concentração final, %s.t.
CI	Concentração inicial, %s.t.
CP	Calor específico, Btu/lb.°F
CPL	Calor específico à temperatura TL, Btu/lb.°F
CPLI	Calor específico à temperatura TLI, Btu/lb.°F
C1	Constante da Lei de Antoine
C2	Constante da Lei de Antoine
D	Diâmetro externo da serpentina, pé
DEN	Densidade, lb/pé ³
DENL	Densidade à temperatura TL, lb/pé ³
DSERP	Diâmetro externo da espiral da serpentina, pé
DT	Diâmetro do tacho, pé
DTL	Derivada da temperatura TL
EVA	Taxa de evaporação, lb/hr.pé ²
FD	Taxa de alimentação, lb/min
FLUIDO	Variável auxiliar, lb/pé.hr
HI	Coefficiente de película de vapor condensante, Btu/hr.pé ² .°F
HO	Coefficiente de película líquida, Btu/hr.pé ² .°F
HCC	Coefficiente de película líquida calculado, Btu/hr.pé ² .°F
HVAPB	Entalpia de vaporização, Btu/lb
K	Condutividade térmica, Btu/hr.pé.°F
KWALL	Condutividade térmica da parede da serpentina, Btu/hr.pé.°F

M	Massa de gás, lb
MLIQ	Massa de líquido no tacho, lb
N	Velocidade de rotação da serpentina, rev/hr
NPR	Número de Prandtl, adimensional
NRE	Número de Reynolds, adimensional
NVIS	Correcção da viscosidade, adimensional
P	Pressão no tacho, lb/poleg ²
PD	Taxa de produto removido, lb/min
Q	Fluxo de calor, Btu/hr ou Btu/min
R	Constante dos gases, 10,73 lb.pé ³ /poleg ² .°R.lb-mol
ST	Intervalo de tempo, min
TB	Ponto de ebulição, °F
TIM	Intervalo de integração, min
TL	Temperatura do líquido, °F
TLI	Temperatura de alimentação do líquido, °F
TSV	Temperatura do vapor de aquecimento, °F
TW1	Temperatura na parede exterior da serpentina, °F
TW2	Temperatura na parede interior da serpentina, °F
UO	Coefficiente global de transferência de calor, Btu/hr.pé ² .°F
VB	Taxa de evaporação, lb/hr ou lb/min
VG	Volume de gás no tacho, pé ³
VL	Volume de líquido, pé ³
VIS	Viscosidade, lb/pé.hr
VISC	Viscosidade calculada, lb/pé.hr
VISW	Viscosidade à temperatura da parede da serpentina, lb/pé.hr
WS	Peso de sólidos, lb
WW	Peso de água, lb
X1	Variável auxiliar
X2	Variável auxiliar

Apêndice 1- Dados do evaporador de serpentina giratória, ref. (3)

Tacho:

Volume total = 180 galões = 24,0624 pé³

Capacidade de carga = 1/5 vol. total = 4,6788 pé³

Diâmetro = 2,5 pé

Comprimento = 8,5 pé

Serpentina:

Horizontal em forma espiralada

Aço inoxidável 304

Diâmetro externo = 1 poleg. = 0,0833 pé

Diâmetro externo da espiral = 9,5 poleg. = 0,7917 pé

Rotação da serpentina:

3 - 20 pé/seg, velocidade periférica ou

4800 - 33.000 rev/hr

Área efetiva de transferência de calor ou área externa da
serpentina = 2,7 pé²

Condições de operação:

1) Velocidade de rotação da serpentina: 4,5 ; 13,7 e
19 pé/seg, ou 6514 ; 19830 e 27.502 rev/hr

2) Temperatura do vapor de aquecimento: 260 °F
290 °F

3) Vácuo: 25 poleg. de Hg
29 poleg. de Hg

Alimentação: Pasta de tomate "hot break" com 20 % s.t.
68 °F (suposto)

9
10
11
12
13
14
15
16
17

```

VIS(1)=VIS(1)/242.
GO TO 11
VIS(I)=VIS(I)/242.
WRITE (15,12) VIS(I),CC(I),UO(I),Q(I),HO(I),HOC(I)
X1(I)=ALOG(VIS(I))-(1718./((TL+400.))
X2(I)=ALOG(1./CC(I))
WRITE(11,121) X2(I),X1(I)
VIS(141)=VIS(1)*1.4
CONTINUE
WRITE(11,122)
FORMAT('SIMULA#000000221')
FORMAT(2F13.5)
FORMAT('21222121')
FORMAT(7F11.2)
END
EX

```

Apêndice 2b- Resultados impressos pelo Programa SIMULA

VIS	CC	UO	Q	HO	HOC
2.36	30.00	489.37	164138.11	1400.94	1401.39
9.34	33.00	410.21	137960.10	995.93	995.77
31.29	35.00	349.79	117554.46	655.72	655.70
63.79	37.00	291.06	94455.19	449.60	450.60
129.85	40.00	237.96	79937.95	349.39	349.29
253.42	43.00	194.98	65494.07	263.33	264.23
578.96	45.00	160.71	54010.63	204.56	205.56
947.21	47.00	143.55	48241.94	177.54	178.54
1511.24	50.00	117.91	39525.69	139.91	140.91

Apêndice 2c- Arquivo de dados para ajuste da relação para calcular viscosidade por regressão linear.

```

SIM-LAB#000000221
+1.23397      -2.01295
+1.12860      -2.75732
+1.04982      0.18674
+0.99425      1.28404
+0.91629      1.99503
+0.84397      2.77553
+0.79851      3.48984
+0.75502      3.87255
+0.69315      4.51336
01020101

```

SELECTION	MEAN	STANDARD DEVIATION	CORRELATION X VS Y	REGRESSION COEFFICIENT	STD. ERROR OF REG. COEF.	COMPUTED T VALUE
VARIABLE NO. 1	-0.92929	2.17214	0.99601	12.82866	0.05907	217.18154
DEPENDENT 2	1.70975	2.21716				

INTERCEPT	13.62734
MULTIPLE CORRELATION	0.99601
STD. ERROR OF ESTIMATE	0.21157

ANALYSIS OF VARIANCE FOR THE REGRESSION

SOURCE OF VARIATION	DEGREES OF FREEDOM	SUM OF SQUARES	MEAN SQUARES	F VALUE
ATTRIBUTABLE TO REGRESSION	1	39.01332	39.01332	871.58957
DEVIATION FROM REGRESSION	7	0.31333	0.04476	
TOTAL	8	39.32665		

SELECTION 1
TABLE OF RESIDUALS

CASE NO.	Y VALUE	Y ESTIMATE	RESIDUAL
1	-2.01295	-1.81798	-0.19497
2	-0.75232	-0.59528	-0.15504
3	0.18674	0.15956	0.02718
4	1.28404	0.87245	0.41159
5	1.99500	1.87257	0.12243
6	2.77553	2.82034	-0.02481
7	3.48984	3.38353	0.10631
8	3.87055	3.94145	-0.07090
9	4.51336	4.73516	-0.22180

PROGRAMA PRINCIPAL PARA A SIMULACAO DA CONCENTRACAO
DE PASTA DE ICHATE NA FASE ESTACIONARIA, CONTEUDO
5% DE SOLIDOS TOTAIS, NO EVAPORADOR WURLING DE
SERPENTINA GIRATORIA.

```

REAL HVAPB, HO, HI, NRE, NPR, NVIS, N, KWALL, K, M, DENR, KA, HOC
DIMENSION N(12), UO(12), TW1(12), HO(12), X1(12), X2(12),
IX3(12), X4(12), HOC(12), X5(12), TN(12)
DATA AI, AM, AO, KWALL, XW, D/2, 37WB, 2, 5353, 2.7, 9.41677, 10508, .4833/
DATA DSERP, DT/4, 7917, 2.5/
DATA TB, HVAPB, TSV/135.57, 1417.06, 260./
DATA (N(I), I=1, 12)/5789, 8893, 6513, 6255, 8681, 8339, 11579, 7786
1, 14474, 7232, 17369, 6679, 19830, 3708, 20264, 6125, 23159, 5572/
126054, 5618, 27541, 9712, 28949, 4465/
DATA (UO(I), I=1, 12)/67.0654, 76., 78.0816, 89.2977, 100.1139, 111.1301
1, 122., 122.1462, 133.1624, 144.1786, 150., 155.1947/
DATA HI/1520./
CC=50.
WRITE(6, 1220)
WRITE(20, 21)
WRITE(30, 31)
WRITE(40, 41)

```

CALCULO DA TEMPERATURA (TW1), NA
PARÊDE EXTERIOR DA SERPENTINA.

```

DO 10, I=1, 12
Q=UO(I)*AO*(TSV-TB)
HO(I)=1./((1./UO(I)-AO*XW/(AM*KWALL))-AO/(AI*HI))
TW2=TSV-Q/(AI*HI)
TW1(I)=Q/(AO*HO(I))+TB
QCALC=AM*KWALL*(TW2-TW1(I))/XW
DQ=Q-QCALC
TN(I)=(TW1(I)+TB)/2.

```

SEMPROGRAMAS PROPTO E FLUIDO, EMPREGADOS
PARA AVALIAR AS PROPIEDADES FISICAS DO PRODUTO.

```

CALL PROPTO(CP, DEN, K, VIS, TN(I), CC)
VISM=FLUIDO(TW1(I), CC)

```

CALCULO DOS NUMEROS DE, REYNOLDS, PRANDTL
E RELACAO DE VISCOSIDADE.

```

NRE=(DEN*N(I)*DSERP**2)/VIS
NPR=CP*VIS/K
NVIS=VIS/VISM
WRITE(30, 32) N(I), UO(I), HI, HO(I), Q, TW2, TW1(I), QCALC, DQ
WRITE(40, 32) TN(I), CC, CP, DEN, K, VIS, NRE, NPR, NVIS

```

```

X1(I)=ALOG10(NRE)
X2(I)=ALOG10(NPR)
X3(I)=ALOG10(NVIS)
X5(I)=X1(I)-(1./3.)*X2(I)-0.14*X3(I)

```

CRIACAO DO ARQUIVO DE DADOS PARA O SUBSEQUENTE
 USO NO SUBPROGRAMA DE REGRESSAO LINEAR MULTIPLE.

```
WRITE(6,2024) X1(I),X5(I)
```

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DO LADO DO
 PRODUTO, SEGUNDO A RELACAO OBTIDA DA REGRESSAO
 LINEAR..

```

HOC(I)=7.3887*K*(NRE**0.62247)*INPR**(1./3.)*(NVIS**0.14)/DT
DELTAHQ=HO(I)-HOC(I)
WRITE(20,4002) TW1(I),HO(I),HOC(I),DELTAHQ

```

```
CONTINUE
```

```
WRITE(6,3020)
```

```
FORMAT(9F12.2)
```

```
FORMAT(5F12.5)
```

```
FORMAT(7F13.5)
```

```
FORMAT(5F13.5)
```

```
FORMAT(' "CONT" 00120201')
```

```
FORMAT(4F13.5)
```

```
FORMAT(' 0112101')
```

```
FORMAT(4F12.5)
```

```
FORMAT(/5X,'TW1(I)',7X,'HO(I)',6X,'HOC(I)',6X,'DELTAHQ'//)
```

```
FORMAT(/5X,'H(I)',6X,'HO(I)',5X,'HI',8X,'HO(I)',5X,'Q',9X,'TW2'
```

```
1,6X,'TW1(I)',4X,'CALC',8X,'DQ'//)
```

```
FORMAT(/4X,'TH(I)',6X,'CC',8X,'CP',6X,'DPN',8X,'K',6X,'VIS',
```

```
16X,'NRE',7X,'NPR',8X,'NVIS'//)
```

```
END
```

Apêndice 3b- Resultados impressos pelo Programa CONIC

IN(I)	UO(I)	HI	HO(I)	Q	T#2	TW(I)	QCALC	DO
5789.89	67.07	1500.00	73.05	22531.36	253.66	248.87	22531.37	0.02
6513.03	70.00	1500.00	77.21	23517.27	253.39	248.38	23517.26	0.01
8084.83	78.08	1500.00	87.16	26232.37	252.62	247.04	26232.38	0.00
11079.78	89.10	1500.00	101.11	29933.35	251.58	245.21	29933.35	0.00
14074.72	100.11	1500.00	115.54	33034.37	250.54	243.38	33634.35	0.01
17069.67	111.13	1500.00	130.47	37335.38	249.50	241.56	37335.38	0.00
19830.37	120.00	1500.00	142.87	40315.32	248.66	240.08	40315.32	0.00
22704.61	122.15	1500.00	145.92	41036.36	248.46	239.73	41036.35	0.01
23159.50	133.16	1500.00	161.92	44737.37	247.42	237.90	44737.37	0.00
26054.50	144.18	1500.00	178.51	48438.39	246.38	236.07	48438.37	0.01
27001.97	150.00	1500.00	187.52	50394.15	245.84	235.11	50394.14	0.01
28049.45	150.19	1500.00	195.71	52139.37	245.34	234.24	52139.36	0.01

IN(I)	CC	CP	DEN	K	VIS	NRE	NPR	NVIS
192.22	50.00	0.67	75.94	0.29	379261.95	0.73	862532.66	1.23
191.98	50.00	0.67	75.94	0.29	379261.95	0.82	862954.45	1.23
191.31	50.00	0.67	75.94	0.29	380060.19	1.09	867506.60	1.23
190.39	50.00	0.67	75.94	0.29	382067.50	1.44	872513.57	1.23
189.38	50.00	0.67	75.94	0.29	383484.02	1.80	877554.91	1.22
188.50	50.00	0.67	75.94	0.29	384909.82	2.15	882628.19	1.22
187.83	50.00	0.67	75.94	0.29	386064.01	2.44	886738.41	1.22
187.55	50.00	0.67	75.94	0.29	386344.94	2.50	887736.28	1.22
186.73	50.00	0.67	75.94	0.29	387789.51	2.84	892878.77	1.21
185.82	50.00	0.67	75.94	0.29	389243.59	3.19	898055.94	1.21
185.34	50.00	0.67	75.94	0.29	390015.87	3.36	900805.86	1.21
84.91	50.00	0.67	75.94	0.29	390707.25	3.53	903267.98	1.21

Apêndice 3c- Arquivo de dados para ajustar a correlação de transferência de calor por convecção, por regressão linear, para D = diâmetro do tacho.

CONC#000120201

*0.13867	2.80782
*0.08795	2.82835
0.03582	2.88110
0.15916	2.94588
0.25440	1.00403
0.33203	1.05701
0.38827	1.09001
0.39736	1.10583
0.45373	1.15124
0.50326	1.19380
0.52588	1.21530
0.54739	1.23390

1020101

SELECTION 1

VARIABLE NO.	MEAN	STANDARD DEVIATION	CORRELATION X VS Y	REGRESSION COEFFICIENT	STD. ERROR, OF REG. COEFF.	COMPUTED T VALUE
1	0.28090	0.23850	0.99244	0.02217	0.02440	25.51048
2	1.04342	0.14959				

INTERCEPT 0.86857

MULTIPLE CORRELATION 0.99244

STD. ERROR OF ESTIMATE 0.01925

ANALYSIS OF VARIANCE FOR THE REGRESSION

SOURCE OF VARIATION	DEGREES OF FREEDOM	SUM OF SQUARES	MEAN SQUARES	F VALUE
ATTRIBUTABLE TO REGRESSION	1	0.21245	0.21245	654.19091
DEVIATION FROM REGRESSION	10	0.00371	0.00037	
TOTAL	11	0.21615		

MULTIPLE REGRESSION.....SAMPLE

SELECTION 1

TABLE OF RESIDUALS

CASE NO.	Y VALUE	Y ESTIMATE	RESIDUAL
1	0.81782	0.78225	0.02557
2	0.82835	0.81382	0.01453
3	0.88110	0.89086	-0.00976
4	0.94588	0.96764	-0.02176
5	1.00403	1.02696	-0.02293
6	1.05701	1.07525	-0.01824
7	1.09661	1.11025	-0.01364
8	1.10583	1.11591	0.00024
9	1.15124	1.15100	0.01107
10	1.19380	1.16183	0.01949
11	1.21530	1.19591	0.01949
12	1.23396	1.20930	0.02466

Apêndice 3e- Resultados do Programa CONC

TW1(I)	HO(I)	HOC(I)	DELTAHO
248.86939	73.65395	69.44245	4.21150
248.38235	77.22875	71.66920	2.53949
247.04107	87.15888	89.12910	-1.97022
245.21277	101.11407	106.36950	-5.19543
243.38445	115.54270	121.82816	-6.26547
241.55613	130.46913	136.26424	-5.59511
240.08103	142.86695	147.42699	-4.56004
239.72783	145.91943	149.34641	-3.42097
237.89051	161.92199	161.83417	0.08782
236.0719	178.52677	173.65493	4.85184
235.10603	187.51689	179.33128	8.18501
234.24289	195.70620	184.90323	10.80277

Apêndice 3f- Arquivo de dados para ajustar a correlação de transferência de calor por convecção, por regressão linear, para D = diâmetro externo da serpentina.

```

CONC#AWC120201
  0.13871      -0.68703
  0.08798      -2.00056
  0.03578      -2.01370
  0.15912      -0.54898
  0.25442      -1.49283
  0.33199      -1.43784
  0.36823      -0.39625
  0.39732      -0.38952
  0.45369      -0.34362
  0.50322      -0.32105
  0.52584      -0.27956
  0.54734      -0.26089
01020101

```

Apêndice 3g- Resultados da regressão, para D = diâmetro externo da serpentina.

SELECTION 1

VARIABLE NO.	MEAN	STANDARD DEVIATION	CORRELATION A VS Z	REGRESSION COEFFICIENT	STD. ERROR OF REG. COEF.	COMPUTED T VALUE
1	0.28686	2.23852	0.92244	0.02217	0.02240	25.50692
DEPENDENT						
2	-0.15104	5.11959				

INTERCEPT -5.62626

MULTIPLE CORRELATION 0.92244

STD. ERROR OF ESTIMATE 0.01925

ANALYSIS OF VARIANCE FOR THE REGRESSION

SOURCE OF VARIATION	DEGREES OF FREEDOM	SUM OF SQUARES	MEAN SQUARES	F VALUE
ATTRIBUTABLE TO REGRESSION	1	0.21244	0.21244	53.99288
DEVIAATION FROM REGRESSION	10	0.00037	0.00037	
TOTAL	11	0.21615		

MULTIPLE REGRESSION....."COIC"

SELECTION 1
TABLE OF RESIDUALS

CASE NO.	Y VALUE	Y ESTIMATE	RESIDUAL
1	-0.68723	-0.71201	0.02558
2	-0.60957	-0.68103	0.01153
3	-0.61372	-0.62399	-0.02071
4	-0.54898	-0.52722	-0.02176
5	-0.49282	-0.46789	-0.02206
6	-0.43784	-0.41961	-0.01822
7	-0.39825	-0.38400	-0.01365
8	-0.38932	-0.37894	-0.01278
9	-0.34362	-0.34385	0.00023
10	-0.31135	-0.31322	0.01197
11	-0.27956	-0.29994	0.01938
12	-0.26099	-0.28556	0.02157

PROGRAMA PRINCIPAL PARA SIMULACAO
DINAMICA DE EVAPORACAO.

```

COMMON/CIM/XT,DT,JS,JB,DXA(500),XA(500),IO,JS1
REAL HVAP,HO,H1,NRE,PR,OVIS,KWALL,K,T,MLIQ
DATA AI,AA,AD,KWALL,X,D/2,3746,2.5353,2.7,3.4107,.00508,.4833/
DATA P,HVAP/2.417,1217.86/
DATA HJ/1.5/
DATA N/1983.37/
DATA ISV/200/
DATA TL1,TR1/68.,80./
DATA V6,VE,VG,VL,R/2.,3.,19.3836,4.6788,10.73/
DATA C1,C2/13.96,-5212.6/
DATA CI,CF/20.,50./
PD=0
PD=0
CC=C1
P=P/14.696
TB=((C2/ALOG(P)-C1)-273.)*9./5.1432
TB=TL1
CALL PROPTOC(.,DENL,2.,3.,TL,CC)
MLIQ=VL*DENL
WS=CC*MLIQ/100
WR=(100.-CC)*MLIQ/100
M=14.696*P*VG/(R*(TB+462.))

```

SECAO DE AQUECIMENTO DO PRODUTO LIQUIDO, DESDE
SUA TEMPERATURA INICIAL ATÉ O PONTO DE EBULICAO
CORRESPONDENTE A PRESSAO EXISTENTE NA CAMARA DE
EVAPORACAO.

```

CONTINUE
T=(IO+TL)/2.
CALL PROPTO(CP,DEN,K,VIS,T,CC)
CALL PROG2(1,CC,TR,H,NRE,NPR,OVIS)
HD=CIC(K,NRE,(PB,OVIS))
UD=1./((1./HD)*X/(AA*KWALL)+AO/(AI*MI))
Q=UD*AD*(ISV-TL)/60.
TEIC=Q*60./((AC*HO)+TL)
IF(IM1,SE,ISV)STOP
CALL CDIV(101,TEIC,1,AC)
GO TO (12,11),50
CONTINUE
CALL PROPTO(CPL,DENL,2.,3.,TL,CC)
MLIQ=VL*DENL
DEL=Q/(MLIQ*CDU)
CALL PRTE(.5,35.,SE,TIN,TL,TAL,EVA,WR,CC,2,CO,PD,PD)
GO TO (3,6),20
CALL INT(113,1,4)
CALL INT(TL,3PL)

```

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

IF (CC, GE, CP) GO TO 14
GO TO 11
CONTINUE

SECAO DE EVAPORACAO EM REGIME NAO ESTACIONARIO;
COMECANDO A CONCENTRACAO ATR US NIVEL DESEJADO.

IF (CC, GE, CP) GO TO 14
P=PI*(TL+460.)/VG
P=P/14.696
TIC=((C2/(ALOG(P)-C1)-273.)*9./5.)+32.
CALL CONV(TL, TIC, 1, NC)
GO TO (15, 9), NC
T=(TB1+TL)/2.
CALL PROPTO(CP, DEN, K, VIS, T, CC)
CALL PRGP(T, CC, TB1, S, NRE, NPR, NVIS)
HO=CIC(K, NRE, NPR, NVIS)
UD=1./((1./HO)+AO*(XW/(AKK*WALL))+AO/(A1*KPI))
Q=HO*AO*(TSV-TL)/67.
TIC=3*68./((AO*HO)+TL)
IF (TB1, GE, TSV) STOP
CALL CONV(TB1, TIC, 1, NC)
GO TO (12, 15), NC
CONTINUE
CALL PROPTO(CPL1, C., S., Z., TL1, C1)
CALL PROPTO(CPL, C., S., Z., TL, C2)
VB=Q/(CPL*TL-CPL1*TL1+HVAPB)
VE=VB
EVA=VE*60./AO
FD=VE+PD
CALL PRNTP(.5, 114., NF, TIM, TL, TB1, EVA, WB, CC, S, DO, FD, PD)
GO TO (13, 6), NF
CALL INTI(TIM, .1, 1.)
CALL INT(M, VB-VE)
ST=.5
WB=FD*(100.-C1)*ST/100.-PD*(100.-CF)*ST/100.+WB-VE*ST
WS=FD*C1*ST/100.-PD*CF*ST/100.+WS
CS=WS*100./((WS+WB))
GO TO 9
CONTINUE

SECAO DE EVAPORACAO EM REGIME ESTACIONARIO

PD=VE*C1/(CF-C1)
FD=VE+PD
WB=FD*(100.-C1)*ST/100.-PD*(100.-CF)*ST/100.+WB-VE*ST
WS=FD*C1*ST/100.-PD*CF*ST/100.+WS
CS=WS*100./((WS+WB))
P=PI*(TL+460.)/VG
P=P/14.696
TIC=((C2/(ALOG(P)-C1)-273.)*9./5.)+32.
CALL CONV(TL, TIC, 1, NC)
GO TO (23, 14), NC
T=(TB1+TL)/2.
CALL PROPTO(CP, DEN, K, VIS, T, CC)
CALL PRGP(T, CC, TB1, S, NRE, NPR, NVIS)
HO=CIC(K, NRE, NPR, NVIS)
UD=1./((1./HO)+AO*(XW/(AKK*WALL))+AO/(A1*KPI))
Q=HO*AO*(TSV-TL)/67.
TIC=3*68./((AO*HO)+TL)

CALL CONV(TO, ERIC, I, NO)
 GO TO (21, 24), 20
 VB=507F-311/(100F-C1)*COPLE*TLR(VAPR)+C1+COPLE*ID-7ERCEC1*RTG1
 VE=VB
 EVA=VF*200, 7AD
 CALL ERTE(C, S, U, G, NF, TH, TL, TW, EVA, WZ, CC, L, JO, FD, PD)
 GO TO (17, 6), 15
 CALL INT(1111, 11, 4.1)
 CALL INT(11, VB=VF)
 GO TO 14
 STOP
 FOR AT(12011, 4)
 FOR AT(1012, 1)
 END

Apêndice 4b- Resultados do Programa EVAP, para vácuo de 26 poleg.
de Hg, 19830 rev/hr e gradiente de temperatura de
124 °F.

0.50	77.06	126.07	0.00	253.42	20.00	5173.02	630.44	0.00	0.00
1.00	86.86	113.91	0.00	253.42	20.00	4928.73	632.60	0.00	0.00
1.50	95.63	120.07	0.00	253.42	20.00	4694.05	634.62	0.00	0.00
2.00	103.99	127.54	0.00	253.42	20.00	4468.93	636.52	0.00	0.00
2.50	111.93	133.94	0.00	253.42	20.00	4253.15	638.30	0.00	0.00
3.00	119.49	140.06	0.00	253.42	20.00	4046.51	639.97	0.00	0.00
3.50	126.68	145.92	0.00	253.42	20.00	3848.77	641.54	0.00	0.00
4.00	133.52	151.53	0.00	253.42	20.00	3659.66	643.02	0.00	0.00
4.50	135.53	154.07	73.86	252.42	20.32	3573.91	633.06	3.32	0.00
5.00	135.53	155.59	72.83	254.76	20.84	3522.51	623.88	3.28	0.00
5.50	135.53	157.15	71.78	249.13	21.35	3469.96	619.50	3.23	0.00
6.00	135.53	158.74	70.70	247.53	21.86	3416.46	609.95	3.18	0.00
6.50	135.53	160.34	69.61	245.95	22.36	3362.20	600.26	3.13	0.00
7.00	135.53	161.97	68.52	244.39	22.85	3307.37	590.47	3.08	0.00
7.50	135.53	163.61	67.38	242.86	23.33	3252.15	580.62	3.03	0.00
8.00	135.53	165.25	66.26	241.35	23.81	3196.73	570.72	2.98	0.00
8.50	135.53	166.89	65.14	239.87	24.28	3141.26	560.82	2.93	0.00
9.00	135.53	168.53	64.02	238.42	24.74	3085.90	550.93	2.88	0.00
9.50	135.53	170.17	62.90	236.99	25.19	3030.79	541.10	2.83	0.00
10.00	135.53	171.79	61.78	235.58	25.63	2976.05	531.32	2.78	0.00
10.50	135.53	173.44	60.68	234.20	26.07	2921.79	521.64	2.73	0.00
11.00	135.53	174.99	59.59	232.85	26.49	2868.13	512.06	2.68	0.00
11.50	135.53	176.56	58.51	231.52	26.91	2815.15	502.46	2.63	0.00
12.00	135.53	178.11	57.44	230.21	27.33	2762.92	493.27	2.58	0.00
12.50	135.53	179.63	56.39	228.92	27.73	2711.52	484.10	2.54	0.00
13.00	135.53	181.13	55.36	227.67	28.13	2660.99	475.08	2.49	0.00
13.50	135.53	182.63	54.35	226.43	28.52	2611.39	466.22	2.45	0.00
14.00	135.53	184.24	53.35	225.22	28.90	2562.76	457.54	2.40	0.00
14.50	135.53	185.85	52.38	224.03	29.28	2515.11	449.03	2.36	0.00
15.00	135.53	186.93	51.42	222.86	29.65	2468.47	440.70	2.31	0.00
15.50	135.53	188.19	50.49	221.71	30.01	2422.86	432.56	2.27	0.00
16.00	135.53	189.51	49.57	220.58	30.37	2378.29	424.60	2.23	0.00
16.50	135.53	190.83	48.68	219.47	30.72	2334.75	416.83	2.19	0.00
17.00	135.53	192.06	47.81	218.38	31.06	2292.25	409.24	2.15	0.00
17.50	135.53	193.29	46.96	217.32	31.40	2250.79	401.84	2.11	0.00
18.00	135.53	194.49	46.13	216.27	31.73	2210.35	394.52	2.08	0.00
18.50	135.53	195.65	45.32	215.24	32.05	2170.93	387.58	2.04	0.00
19.00	135.53	196.79	44.53	214.22	32.37	2132.51	380.72	2.00	0.00
19.50	135.53	197.92	43.76	213.23	32.69	2095.37	374.04	1.97	0.00
20.00	135.53	198.98	43.01	212.25	33.00	2058.69	367.53	1.94	0.00
20.50	135.53	200.04	42.27	211.29	33.32	2023.07	361.19	1.90	0.00
21.00	135.53	201.06	41.56	210.35	33.63	1988.48	355.01	1.87	0.00
21.50	135.53	202.06	40.87	209.42	33.94	1954.82	349.00	1.84	0.00
22.00	135.53	203.03	40.19	208.50	34.25	1922.00	343.14	1.81	0.00
22.50	135.53	203.98	39.53	207.61	34.56	1890.06	337.44	1.78	0.00
23.00	135.53	204.92	38.89	206.72	34.87	1858.97	331.89	1.75	0.00
23.50	135.53	205.82	38.27	205.85	35.17	1828.73	326.49	1.72	0.00
24.00	135.53	206.67	37.66	205.00	35.47	1799.22	321.22	1.69	0.00
24.50	135.53	207.52	37.07	204.15	35.76	1770.53	316.10	1.67	0.00
25.00	135.53	208.35	36.49	203.33	36.05	1742.58	311.11	1.64	0.00
25.50	135.53	209.16	35.93	202.51	36.34	1715.37	306.25	1.62	0.00
26.00	135.53	209.94	35.38	201.71	36.62	1688.86	301.52	1.59	0.00
26.50	135.53	210.71	34.85	200.92	36.90	1663.05	296.91	1.57	0.00
27.00	135.53	211.45	34.33	200.14	37.18	1637.92	292.42	1.54	0.00
27.50	135.53	212.18	33.82	199.37	37.46	1613.41	288.05	1.52	0.00
28.00	135.53	212.89	33.33	198.61	37.73	1589.51	283.78	1.50	0.00
28.50	135.53	213.58	32.85	197.87	38.00	1566.27	279.63	1.48	0.00
29.00	135.53	214.25	32.38	197.13	38.27	1543.68	275.58	1.46	0.00
29.50	135.53	214.92	31.92	196.41	38.54	1521.57	271.54	1.44	0.00

30.50	135.53	216.16	31.84	194.99	38.45	1478.95	261.04	1.49	2.00
31.00	135.53	216.77	32.62	191.29	38.66	1458.46	260.48	1.38	2.00
31.50	135.53	217.36	33.20	193.51	38.89	1438.40	256.82	1.36	2.00
32.00	135.53	217.94	29.83	192.93	39.00	1418.98	253.33	1.34	2.00
32.50	135.53	218.53	29.48	192.27	39.30	1399.90	249.04	1.32	2.00
33.00	135.53	219.36	29.82	191.51	39.51	1361.29	246.62	1.31	2.00
33.50	135.53	219.59	28.64	194.96	39.72	1364.27	243.39	1.29	2.00
34.00	135.53	220.12	28.28	190.32	39.92	1345.57	240.23	1.27	2.00
34.50	135.53	220.63	27.92	189.68	40.12	1328.28	237.15	1.26	2.00
35.00	135.53	221.13	27.57	189.06	40.32	1311.45	234.13	1.24	2.00
35.50	135.53	221.62	27.23	188.44	40.51	1294.94	231.19	1.23	2.00
36.00	135.53	222.09	26.89	187.83	40.72	1278.81	228.32	1.21	2.00
36.50	135.53	222.56	26.57	187.23	40.89	1263.11	225.51	1.20	2.00
37.00	135.53	223.02	26.25	186.64	41.08	1247.73	222.76	1.18	2.00
37.50	135.53	223.46	25.94	186.05	41.27	1232.70	220.08	1.17	2.00
38.00	135.53	223.90	25.63	185.47	41.45	1218.00	217.45	1.15	2.00
38.50	135.53	224.32	25.33	184.89	41.63	1203.63	214.89	1.14	2.00
39.00	135.53	224.74	25.04	184.33	41.81	1189.57	212.30	1.13	2.00
39.50	135.53	225.15	24.75	183.76	41.99	1175.82	209.59	1.11	2.00
40.00	135.53	225.55	24.47	183.21	42.16	1162.37	207.52	1.10	2.00
40.50	135.53	225.94	24.20	182.66	42.34	1149.20	205.17	1.09	2.00
41.00	135.53	226.32	23.93	182.12	42.51	1136.32	202.87	1.08	2.00
41.50	135.53	226.69	23.67	181.58	42.68	1123.70	200.62	1.07	2.00
42.00	135.53	227.06	23.41	181.05	42.84	1111.35	198.41	1.05	2.00
42.50	135.53	227.42	23.16	180.53	43.01	1099.20	196.25	1.04	2.00
43.00	135.53	227.77	22.92	180.01	43.17	1087.40	194.14	1.03	2.00
43.50	135.53	228.11	22.67	179.50	43.31	1075.81	192.07	1.02	2.00
44.00	135.53	228.45	22.44	178.99	43.50	1064.44	190.04	1.01	2.00
44.50	135.53	228.78	22.21	178.49	43.66	1053.30	188.05	1.00	2.00
45.00	135.53	229.10	21.98	177.99	43.81	1042.37	186.10	0.99	2.00
45.50	135.53	229.42	21.76	177.50	43.97	1031.68	184.19	0.98	2.00
46.00	135.53	229.73	21.54	177.01	44.12	1021.19	182.32	0.97	2.00
46.50	135.53	230.04	21.32	176.53	44.27	1010.90	180.48	0.96	2.00
47.00	135.53	230.34	21.11	176.05	44.42	1000.81	178.68	0.95	2.00
47.50	135.53	230.63	20.90	175.57	44.57	990.90	176.91	0.94	2.00
48.00	135.53	230.92	20.71	175.11	44.72	981.21	175.18	0.93	2.00
48.50	135.53	231.20	20.51	174.64	44.87	971.68	173.48	0.92	2.00
49.00	135.53	231.48	20.31	174.18	45.01	962.31	171.81	0.91	2.00
49.50	135.53	231.75	20.12	173.73	45.16	953.10	170.17	0.91	2.00
50.00	135.53	232.01	19.93	173.28	45.30	944.10	168.56	0.90	2.00
50.50	135.53	232.28	19.75	172.83	45.44	935.37	166.98	0.89	2.00
51.00	135.53	232.53	19.57	172.39	45.58	926.61	165.43	0.88	2.00
51.50	135.53	232.79	19.39	171.95	45.72	918.11	163.91	0.87	2.00
52.00	135.53	233.04	19.22	171.51	45.86	909.74	162.42	0.86	2.00
52.50	135.53	233.28	19.04	171.08	45.99	901.52	160.95	0.86	2.00
53.00	135.53	233.52	18.88	170.65	46.13	893.44	159.51	0.85	2.00
53.50	135.53	233.75	18.71	170.23	46.26	885.52	158.09	0.84	2.00
54.00	135.53	233.98	18.55	169.81	46.39	877.72	156.70	0.83	2.00
54.50	135.53	234.21	18.39	169.40	46.52	869.98	155.32	0.83	2.00
55.00	135.53	234.44	18.23	168.98	46.65	862.15	153.98	0.82	2.00
55.50	135.53	234.66	18.08	168.58	46.78	854.01	152.65	0.81	2.00
56.00	135.53	234.87	17.92	168.17	46.91	847.76	151.35	0.81	2.00
56.50	135.53	235.08	17.77	167.77	47.04	840.59	150.07	0.80	2.00
57.00	135.53	235.29	17.63	167.37	47.16	833.35	148.82	0.79	2.00
57.50	135.53	235.50	17.48	166.97	47.29	826.02	147.58	0.79	2.00
58.00	135.53	235.70	17.34	166.58	47.41	819.81	146.36	0.78	2.00
58.50	135.53	235.90	17.20	166.19	47.51	813.11	145.17	0.77	2.00
59.00	135.53	236.09	17.06	165.81	47.66	806.51	143.99	0.77	2.00
59.50	135.53	236.29	16.93	165.42	47.78	800.02	142.83	0.76	2.00

60.50	135.53	236.66	16.66	161.67	48.02	787.34	138.57	0.75	0.00
61.00	135.53	236.85	16.53	161.29	48.13	781.15	139.46	0.74	0.00
61.50	135.53	237.23	16.41	163.92	48.25	775.06	133.37	0.74	0.00
62.00	135.53	237.28	16.28	163.56	48.37	769.06	137.39	0.73	0.00
62.50	135.53	237.38	16.16	163.19	48.48	763.15	138.25	0.73	0.00
63.00	135.53	237.55	16.03	162.83	48.60	757.33	135.21	0.72	0.00
63.50	135.53	237.72	15.91	162.47	48.71	751.62	134.19	0.72	0.00
64.00	135.53	237.89	15.80	162.11	48.82	745.96	133.18	0.71	0.00
64.50	135.53	238.25	15.68	161.76	48.91	740.43	132.19	0.71	0.00
65.00	135.53	238.22	15.57	161.41	49.25	734.92	131.21	0.70	0.00
65.50	135.53	238.38	15.45	161.06	49.16	729.32	130.24	0.70	0.00
66.00	135.53	238.53	15.34	160.71	49.27	724.72	129.29	0.69	0.00
66.50	135.53	238.57	15.23	160.37	49.38	718.96	128.36	0.69	0.00
67.00	135.53	238.84	15.12	160.02	49.48	713.79	127.44	0.68	0.00
67.50	135.53	238.99	15.02	159.68	49.59	728.72	126.53	0.68	0.00
68.00	135.53	239.14	14.91	159.35	49.70	723.68	125.63	0.67	0.00
68.50	135.53	239.29	14.81	159.01	49.80	698.73	124.75	0.67	0.00
69.00	135.53	239.43	14.71	158.68	49.91	693.81	123.87	0.66	0.00
69.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.03	123.01	1.10	0.44
70.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	682.06	123.02	1.07	0.43
70.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
71.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
71.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
72.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
72.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
73.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
73.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	619.06	123.02	1.07	0.43
74.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	619.06	123.02	1.07	0.43
74.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	619.06	123.02	1.07	0.43
75.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	619.06	123.02	1.07	0.43
75.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	669.06	123.02	1.07	0.43
76.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	669.06	123.02	1.07	0.43
76.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
77.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
77.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
78.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
78.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
79.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
79.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
80.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
80.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
81.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
81.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
82.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
82.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
83.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
83.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
84.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
84.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
85.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
85.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
86.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
86.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
87.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
87.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
88.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
88.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
89.00	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43
89.50	135.53	239.58	14.62	158.35	50.01	689.06	123.02	1.07	0.43

Apêndice 5a- Subrotina PROPTO

SUBROTINA QUE CALCULA AS PROPRIEDADES
TERMO-FISICAS DE PASTA DE TOMATE.

CP = CALOR ESPECIFICO A TEMPERATURA T, BTU/LB/F
DEN= DENSIDADE A TEMPERATURA T, LB/FT**3
K = CONDUTIVIDADE TERMICA A TEMPERATURA T, BTU/F/FT/HR.
VIS= VISCOSIDADE A TEMPERATURA T, LB/FT/HR.
T = TEMPERATURA PROMEDIO ENTRE A TEMP. DA PAREDE EXTERIOR
DA SERPENTINA E A TEMP. DO LIQUIDO, F.
CC = CONCENTRACAO DE SOLIDOS TOTAIS NO PRODUTO, PORCENTAGEM

SUBROUTINE PROPTO(CP,DEN,K,VIS,T,CC)

REAL K

VIS=2.0049*(10**8)*(10.81*CC)**12.8266*(EXP(1710./(11460.)))

CP=(1.72*(1*CC)+2.93*(0.81*CC)

K=(15.75-0.248*CC)*(993.1*CC*5.-0.31667*(1-32.)) /

1(17300.*(1.11-0.022*(1-32.)))

DEN=62.4*((0.8244*CC)+0.997)

RETURN

END

Apêndice 5b- Função FLUIDO

SUBPROGRAMA FUNCAO QUE CALCULA
A VISCOSIDADE DE PASTA DE TOMATE.

TE= TEMPERATURA DA PAREDE EXTERNA DA SERPENTINA, F
CC = CONCENTRACAO DE SOLIDOS TOTAIS, PORCENTAGEM

FUNCTION FLUIDO(T,CC)

FLUIDO=2.0049*(10**8)*(10.81*CC)**12.8266*(EXP(1710./

114460.)))

RETURN

END

Apêndice 5c- Subrotina PROG2

SUBPROGRAMA SUBROTINA QUE CALCULA OS VALORES DOS
NUMEROS DE REYNOLDS, PRANDTL, E CORRECAO DE VISCOSIDADE.

```
SUBROUTINE PROG2(T,CC,TW1,N,NRE,NPR,NVIS)
REAL K,NRE,NPR,NVIS,N
DATA DSERP/0.7917/
CALL PROPTO(CP,DEN,K,VIS,T,CC)
VISW=FLUIDO(TW1,CC)
NRE=(DEN*N*DSERP**2)/VIS
NPR=CP*VIS/K
NVIS=VIS/VISW
RETURN
END
```

Apêndice 5d- Função CTC

SUBPROGRAMA FUNCAO QUE CALCULA O COEFICIENTE DE
PELICULA LIQUIDA.

```
FUNCTION CTC(K,NRE,NPR,NVIS)
REAL K,NRE,NPR,NVIS
DATA DT/2.5/
CTC=(7.398766*(NRE**0.62247)*(NPR**(1./3.))*(NVIS**0.14))/DT
RETURN
END
```

Apêndice 5e- Subrotina CONV

```

SUBROUTINE CONV(X,Y,NR,NC)
DIMENSION XA(10),YA(10)
IF (ABS((X-Y)/(X+Y)),LT, .3001) GO TO 6
IF(NC,LE,1) GO TO 5
XT=(XA(NR)*Y-YA(NR)*X)/(XA(NR)+X(Y-YA(NR)))
XA(NR)=X
YA(NR)=Y
X=XT
RETURN
5 XA(NR)=X
YA(NR)=Y
X=Y
NC=2
RETURN
6 X=Y
NC=1
RETURN
END

```

Apêndice 5f- Subrotina INTI

```

00010 SUBROUTINE INTI(TD,DTD,I00)
00020 COMMON/CIHT/F,DT,JS,JN,DXA(500),XA(500),IO,JS4
00030 LC=I00
00040 JI=0
00050 GO TO(6,5,1,1)I0
00060 6 JS=2
00070 GO TO 7
00080 5 JS=JS+1
00090 IF(JS,EO,3)JS=1
00100 IF(JS,EO,2)RETURN
00110 7 DT=DTD
00120 3 TD=TD+DT
00130 T=TD
00140 RETURN
00150 1 JS4=JS+1
00160 IF(JS4,EO,5)JS4=1
00170 IF(JS4,EO,1)GO TO 2
00180 IF(JS4,EO,3)GO TO 4
00190 RETURN
00200 2 DT=DTD/2
00210 GO TO 3
00220 4 TD=TD+DT
00230 DT=2.*DT
00240 T=TD
00250 RETURN
00260 END

```

Apêndice 5g- Subrotina INT

```

00010      SUBROUTINE INT(X,DX)
00020      COMMON/CINT/T,DT,JS,JN,DXA(500),XA(500),IO,JS4
00030      JN=JN+1
00040      GO TO(9,8,3,3),IO
00050  9      X=X+DX*DT
00060      RETURN
00070  8      GO TO(1,2),JS
00080  1      DXA(JN)=DX
00090      X=X+DX*DT
00100      RETURN
00110  2      X=X+(DX-DXA(JN))*DT/2.
00120      RETURN
00130  3      GO TO (4,5,6,7),JS4
00140  4      XA(JN)=X
00150      DXA(JN)=DX
00160      X=X+DX*DT
00170      RETURN
00180  5      DXA(JN)=DXA(JN)+2.*DX
00190      X=XA(JN)+DX*DT
00200      RETURN
00210  6      DXA(JN)=DXA(JN)+2.*DX
00220      X=XA(JN)+DX*DT
00230      RETURN
00240  7      DXA(JN)=(DXA(JN)+DX)/6.
00250      X=XA(JN)+DXA(JN)*DT
00260      RETURN
00270      END

```

Apêndice 5h- Subrotina PRNTE

```

SUBROUTINE PRNTE(PRI,PRR,NF,A,B,C,D,E,F,G,O,P,Q)
COMMON/CIST/T,DT,JS,JN,DXA(500),XA(500),IO,JS4
COMMON/CPR/NPT

```

```

100      FORMAT(136F8.2)
        NPR=0
        IF(TPRNT,LT,PPI) GO TO 4
        IF((I,GE,PRR-DT/2.) .AND. ((JS,EQ,2) .OR. (JS4,EQ,4))) GO TO 6
        IF((I,GE,TPRNT-DT/2.) .AND. ((JS,EQ,2) .OR. (JS4,EQ,4))) GO TO 5
        RETURN
4        NF=1
5        TPRN1=TPRNT+PPI
6        TYPE=100,A,B,C,D,E,F,G,O,P,Q
        NPR=1
        RETURN
7        T=0
        TPRN1=0.
        NF=2
        DO 7 J=1,500
7        XA(J)=0.
        GO TO 8
        END

```