

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia Mecânica como requisito
parcial à obtenção do Título de Mestre
em Engenharia Mecânica


ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE A REDAÇÃO FINAL
DA TESE DEFENDIDA POR Renato Migueis
Picado E APROVADA PELA
COMISSÃO JULGADORA EM 20, 03, 92


ORIENTADOR

ESTUDO DOS MÉTODOS DE CÁLCULO PARA CONDENSADORES DE MISTURAS MULTICOMPONENTES

33/92

Autor : Renato Migueis Picado

Orientador : Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart 

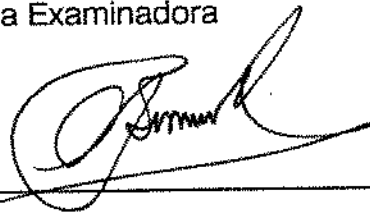
março de 1992

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

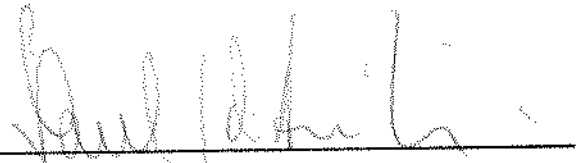
A dissertação "Estudo dos Métodos de Cálculo para condensadores de misturas Multicomponentes", elaborada por Renato Migueis Picado e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora, foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como requisito parcial a obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 20 de março de 1992

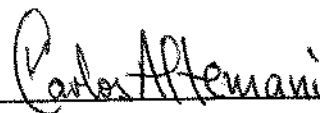
Banca Examinadora



Prof. Dr. Antonio Carlos Bannwart



Prof. Dr. Saul d'Ávila



Prof. Dr. Carlos Alberto Carrasco Altemani

"...Que nossos esforços desafiem as impossibilidades.
Lembrai-vos de que as grandes proezas da história foram
conquistas do que parecia impossível..."

Charles Chaplin

À minha
filha
Leticia,
esperança
de um
mundo
melhor

AGRADECIMENTOS

Ao orientador Antônio Carlos Bannwart pela atenção, dedicação e principalmente pela perseverança com que me incentivou na busca das melhores alternativas para este trabalho.

Ao professor Doutor Saul D'Ávila, pelas consultas prestadas em equilíbrio líquido-vapor

Aos amigos José, Chaves e Cida pela amizade e carinho especiais que sempre me dispensaram em todos os momentos de nossa convivência.

À Setal Lummus Engenharia e Construções S/A, pelo apoio na confecção deste trabalho.

À minha esposa Adriana que com paciência tem me apoiado nesta fase importante de minha vida.

Aos colegas de mestrado, professores e funcionários pela amizade e companheirismo durante todo o período que estivemos juntos.

Aos meus pais, Basílio e Alice, que com grande amor, acompanham e vibram com todas as minhas conquistas.

Ao sr. Elmano Cruz por sua incansável busca pelo conhecimento. Meu grande mestre foi você.

ÍNDICE

Lista de variáveis	vii
Sumário	xii
1. Introdução	1
2. Estudo fenomenológico	6
3. Modelo da curva de condensação	11
3.1. Parâmetros de equilíbrio	12
3.2. Equacionamento básico	13
4. Modelo de filme	16
4.1. Formulação do modelo de filme	17
4.2. Difusão de massa não ideal	27
4.3. Equações auxiliares	35
5. Correções para o modelo da curva	41
5.1 Os fatores corretivos θ_E e θ_d	43
6. Equilíbrio líquido-vapor	46
6.1. A equação de S-R-K	51
6.2. A função $\alpha(T)$	53
6.3. Regras de mistura	56
6.4. Temperaturas de orvalho e bolha	58
6.5. A equação de Rachford-Rice	60
6.6. A curva de condensação	62

7. Procedimentos Operacionais	65
7.1. Caracterização geométrica	66
7.2. Discretização	68
7.3. Solução numérica	72
7.4. Coeficientes de filme locais	75
7.5. Avaliação do coeficiente h_{sv}	76
7.6. Avaliação do coeficiente h_{cf}	78
7.7. Propriedades Físicas	80
7.8. Algoritmos	82
8. Resultados e comentários	92
9. Conclusões e recomendações	115
Referências	120
Apêndices	
A. Balanços unidimensionais	A.1
B. Gráficos adicionais e memórias de cálculo	B.1

LISTA DE VARIÁVEIS

A	Parâmetro PVT de Soave-Redlich-Kwong	s /d
A*	Constante da relação de Neufield	s /d
a	Parâmetro PVT de Soave-Redlich-Kwong	s /d
B	Parâmetro PVT de Soave-Redlich-Kwong	s /d
B*	Constante da relação de Neufield	s /d
b	Parâmetro PVT de Soave-Redlich-Kwong	s /d
C	Capacidade térmica	k J/°C
C*	Constante da relação de Neufield	s /d
c	Concentração molar da mistura	kmol/m ³
c _p	Calor específico a pressão constante	k J/kg°C
c _v	Calor específico a volume constante	k J/kg°C
D	Difusividade mássica	m ² /s
D̄	Difusividade de Maxwell-Stefan	m ² /s
D*	Constante da relação de Neufield	s /d
E*	Constante da relação de Neufield	s /d
F _{corr}	Fator de correção do fluxo de calor latente	s /d
F*	Constante da relação de Neufield	s /d
f	Fator de atrito	s /d
ĥ	Fugacidade	Pa
G*	Constante da relação de Neufield	s /d
H	Entalpia específica molar	k J/kmol
H*	Constante da relação de Neufield	s /d
h	Coefficiente de película local	W/m ² °C
J	Fluxo mássico difusivo	kg/m ² s
J̄	Fluxo mássico difusivo vetorial	kg/m ² s
K	Coefficiente de difusão mássica local	kmol/m ² s
k	Coefficiente de interação molecular SRK	s /d
L	Comprimento	m

l	Dimensão da camada limite	m
\dot{m}	Vazão mássica	kg/s
M	Peso molecular	kg/kmol
m	Constante de ajuste de SRK	s /d
\dot{N}	Fluxo molar	kmol/m ² s
\dot{n}	Vazão molar	kmol/s
N	Número de unidades de transferência	s /d
P	Pressão	Pa
\dot{q}	Fluxo de calor	kJ/m ² s
R	Constante universal dos gases	k J/kmol K
\bar{R}	Taxa de geração de massa	kg/m ³ s
S	Superfície	m ²
T	Temperatura	°C
t	Tempo	s
\vec{U}	Vetor velocidade	m/s
\bar{U}	Energia interna específica	k J/kg
u	Velocidade na direção do escoamento	m/s
\bar{V}	Volume	m ³
V	Volume específico molar	m ³ /kmol
v	Velocidade na direção normal ao escoamento	m/s
X	Coefficiente do sistema linear de temperaturas	s /d
x	Dimensão na direção do escoamento	m
\tilde{x}	Fração molar na fase líquida	s /d
Y	Coefficiente do sistema linear de temperaturas	s /d
y	Dimensão normal ao escoamento	m
\tilde{y}	Fração molar na fase vapor	s /d
Z	Fator de compressibilidade	s /d
\tilde{z}	Fração molar na mistura	s /d

Letras Gregas

α	Difusividade térmica	m^2/s
$\tilde{\alpha}$	Parâmetro de ajuste de SRK	s /d
β	Propriedade genérica na camada limite	s /ds /d
χ	Tensão intermolecular	Pa
δ	Elemento do vetor de fluxo difusivo	1/m
Δ	Espessura da camada limite	m
ϵ	Energia característica de Lennard-Jones	J
γ	Coefficiente de atividade	s /d
Γ	Fluxo genérico na camada limite	s /d
κ	Constante de Boltzmann	J/ K
λ	Calor latente molar	k J/kg
Λ	Fator corretivo para fluxo condensante	s /d
μ	Potencial químico	k J/kmol
ω	Fator acêntrico	s /d
Ω	Integral de colisão difusiva	s /d
φ	Parâmetro genérico na camada limite	s /d
Φ	Coefficiente da matriz de fluxo difusivo	1/m
$\hat{\Phi}$	Coefficiente de fugacidade	s /d
Π	Tensor de cisalhamento viscoso	Pa
ψ	Fator de ponderação local	s /d
Ψ	Efetividade	s /d
ρ	Densidade	kg/m^3
σ	Comprimento característico de Lennard-Jones	Å
τ	Título	s /d
θ	Fator corretivo dos coeficientes locais	s /d
Θ	Parâmetro auxiliar da equação da entalpia SRK	s /d
ξ	Constante de equilíbrio	s /d

Subscritos

o	Fluxo nulo
A	Atração
c	Condensado
cf	Filme condensante
cr	Crítico
d	Difusão
E	Energia
e	Entrada
F	Momento
f	Frio
i	Espécie
I	Interface líquido-gás
j	Espécie
k	Fenômeno genérico de transferência
L	Líquido
LV	Mudança de fase
m	Mistura
PR	Peng-Robinson
q	Quente
R	Repulsão
r	Reduzido
s	Superfície
SK	Soave-Redlich-Kwong
SL	Sensível-líquido
sv	Sensível-vapor
t	Total
v	Vapor

Superscritos

o	Gás ideal
α	Fase

Números Adimensionais

Le	Lewis
Pr	Prandtl
Re	Reynolds
Sc	Schmidt

SUMÁRIO

O objetivo deste trabalho é investigar as metodologias clássicas encontradas na literatura para o tratamento de problemas de condensação de misturas multicomponentes, aplicando-as ao dimensionamento térmico de trocadores de calor multitubulares do tipo casco e tubos. Sob este prisma são analisados os modelos de filme, da curva de condensação e o modelo da curva de condensação com fatores corretivos obtidos a partir da teoria do filme. Cada modelo é definido a partir das equações gerais de balanço e os parâmetros termodinâmicos necessários são obtidos através da relação P-V-T de Soave Redlich Kwong (S-R-K). O equipamento considerado na simulação é subdividido em vinte elementos de área iguais entre si e o perfil de temperaturas das correntes fria e quente no seu interior é calculado pela técnica dos Elementos Finitos.

ABSTRACT

The objective of this work is to investigate the classic methods found in literature for the treatment of multicomponent mixtures condensation, applying them to the thermal rating of multitubular shell and tube heat exchangers. Film, condensation curve and condensation curve with correction factors based on film theory models are analysed. Each model is defined from local balance equations and the necessary thermodynamic parameters are evaluated from the Soave Redlich Kwong (S-R-K) equation of state. The equipment is broken into twenty equal area elements and the temperature behavior of hot and cold streams is determined with Finite Element technics.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

A condensação de misturas gasosas multicomponentes está presente numa grande variedade de processos dentro das atividades industriais. Talvez uma das aplicações mais comuns seja a condensação de fluidos de processo provenientes de reatores ou do topo de colunas de destilação ou absorção. Além disto, misturas de vapores ocorrem em muitos dos processos em que a pressão do sistema é mantida abaixo da atmosférica, mesmo que o fluido de trabalho possa ser considerado puro. Nestes casos, em decorrência de deficiências de vedação se estabelece um fluxo de gases para o interior do sistema, que se misturam à corrente principal, tornando-se componentes adicionais na fase gasosa. A expressão "mistura gasosa multicomponente" compreende algumas situações particulares no que se refere ao seu comportamento dentro do processo de condensação.

Misturas gasosas onde todos os elementos que a compõem possuam temperatura de bolha, na pressão do sistema, acima da máxima temperatura do fluido refrigerante, podem ser totalmente condensadas. Por outro lado, quando pelo menos um dos componentes possuir solubilidade desprezível na fase líquida e temperatura de bolha menor do que a mínima temperatura do fluido refrigerante, a condensação será

parcial e o efluente gasoso é denominado incondensável. Uma situação intermediária tem relativa importância dentro do panorama industrial. É o caso da condensação de misturas de hidrocarbonetos de alta volatilidade em que pelo menos um dos componentes possui temperatura de bolha no estado puro menor do que a mínima temperatura do fluido refrigerante e alta solubilidade na fase líquida, formada pelos componentes menos voláteis. Nessas situações, grandes quantidades de elementos que a princípio seriam considerados incondensáveis, se dissolvem na fase líquida diminuindo consideravelmente ou mesmo eliminando a corrente de efluentes gasosos.

Muitos fatores ligados às características particulares de sistemas multicomponentes dificultam sobremaneira a determinação precisa da condutância térmica equivalente em condensadores de misturas:

- 1) A condensação de misturas multicomponentes ocorre invariavelmente entre dois limites fixos de temperatura que são caracterizados termodinamicamente pela pressão total e pela composição do sistema. Na temperatura de orvalho os componentes mais pesados começam a condensar e deixam a fase vapor cada vez mais concentrada em elementos mais leves, aumentando conseqüentemente a volatilidade da mistura gasosa restante. Assim, menores temperaturas são requeridas para a continuidade do processo, até que as últimas moléculas da mistura gasosa condensem à chamada temperatura de bolha do sistema. O fato de que o processo de condensação de misturas não ocorre a temperatura constante, implica numa transferência de carga térmica sensível, dada a necessidade de resfriamento tanto da corrente líquida formada (condensado), quanto da fase vapor restante, a qual deve mudar de fase a temperaturas progressivamente mais baixas. A retirada de calor sensível da corrente gasosa, necessária para a continuidade do

processo de condensação é particularmente importante devido aos baixos coeficientes de transferência de calor comumente associados a esse processo.

2) Durante o processo de condensação as composições da fase líquida e vapor variam continuamente, provocando, assim, alterações nas propriedades físicas da mistura, as quais influem diretamente na determinação da resistência térmica total. Além das variações por vezes relevantes das propriedades físicas, surge o problema da avaliação da resistência local à transferência de massa por difusão presente na fase vapor e presumivelmente na fase líquida. O processo de difusão de massa, por sua vez, ocorre simultaneamente, interferindo de forma acentuada na caracterização da transferência de calor local. Este acoplamento dificulta sobremaneira a análise do problema, bem como a sua formulação. A questão da avaliação do fluxo mássico difusivo nos processos de condensação de misturas multicomponentes é a raiz do problema, sendo o tópico principal de diferenciação entre os modelos existentes na literatura.

3) A determinação da distribuição de temperaturas no interior do condensador depende fundamentalmente das composições locais das fases líquida e vapor, das propriedades físicas de transporte que caracterizam a transferência de calor e massa local, além da pressão total do sistema. Estes parâmetros têm relação direta com o grau de contato entre as fases, isto é, da distribuição topográfica das fases líquida e vapor (padrão de escoamento bifásico gás-líquido) no interior do equipamento. Quando as correntes líquida e vapor mantêm contato íntimo entre si, proporcionado por características geométricas específicas, a distribuição de temperaturas pode ser avaliada, em primeira aproximação, através da consideração de equilíbrio termodinâmico local

para uma composição total da mistura conhecida. No caso onde a corrente líquida, assim que formada, é separada fisicamente da corrente gasosa por efeitos gravitacionais e/ou inerciais, a distribuição de temperaturas pode, da mesma forma, ser avaliada supondo a existência de equilíbrio termodinâmico local, calculando-se a temperatura de orvalho a partir da composição da fase vapor. A diferença no perfil de temperaturas para ambas as situações apresentadas pode ser bastante grande, sobretudo se as diversas espécies presentes na mistura possuírem volatilidades muito diferentes. Nos capítulos seguintes serão discutidas as condições específicas em que as hipóteses de equilíbrio termodinâmico acima descritas podem ser consideradas satisfatórias.

Todas as particularidades dos sistemas multicomponentes apresentadas tornam a solução analítica do problema bastante difícil e inviável sob o ponto de vista da engenharia. Ao invés disto, muitos trabalhos têm sido publicados na tentativa de modelar adequadamente dois problemas críticos :

- a) A determinação do fluxo de massa difusivo nas imediações da interface líquido-gás, onde efetivamente ocorre o fenômeno da condensação.
- b) A determinação dos padrões de escoamento bifásico gás-líquido em função de parâmetros de transporte, propriedades físicas e condições geométricas do sistema.

O objetivo principal deste trabalho é analisar o fenômeno da transferência de calor durante o processo de condensação de misturas gasosas multicomponentes, aplicando modelos clássicos encontrados na literatura para a avaliação do fluxo condensante. Alguns casos típicos da indústria petroquímica são simulados e os resultados deverão ser

comparados, numa etapa posterior à apresentação deste trabalho, com dados de operação de condensadores de misturas multicomponentes obtidos em plantas petroquímicas. Estas comparações visam apenas a um balizamento qualitativo para os modelos estudados, uma vez que, problemas operacionais relacionados com a falta de instrumentação adequada, não permitem estabelecer uma referência absoluta a partir dos dados experimentais disponíveis.

No segundo capítulo discutem-se os aspectos fundamentais da condensação de misturas multicomponentes, proporcionando uma visão geral do problema. Logo a seguir, nos capítulos três e quatro, são apresentados formalmente e analisados em detalhe o modelo da curva de condensação e o modelo de filme. As correções pertinentes para o modelo da curva de condensação, referentes aos efeitos de fluxo sobre as características da transferência de calor e massa no sistema, são apresentadas no capítulo cinco. O capítulo seis apresenta o modelo de equilíbrio utilizado na simulação das condições termodinâmicas na interface líquido-gás, baseado na relação P-V-T de Redlich Kwong modificada por Soave. No capítulo sete são apresentados os métodos de avaliação dos coeficientes locais de transferência de calor para o lado do casco e dos tubos de trocadores de calor multitubulares, a sua caracterização e discretização, bem como o diagrama de blocos referente ao programa simulador utilizado. No capítulo oito são apresentados os resultados através de gráficos relacionando os principais parâmetros característicos do sistema além dos comentários pertinentes. Finalmente, no último capítulo faz-se a conclusão do trabalho, sendo apresentadas algumas sugestões para a sua continuidade.

CAPÍTULO 2

ESTUDO FENOMENOLÓGICO

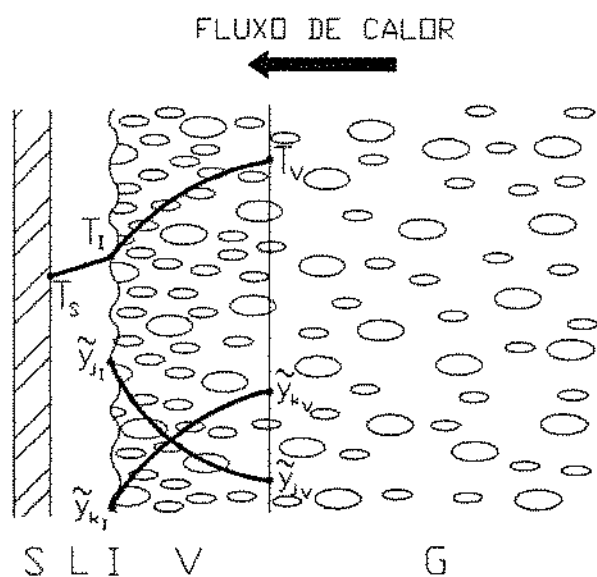
As equações fundamentais dos modelos frequentemente utilizados para o tratamento de problemas de condensação de misturas multicomponentes são desenvolvidas a partir de uma descrição dos fenômenos básicos que ocorrem durante o processo de condensação. A figura 2.1 ilustra o comportamento de misturas multicomponentes durante o processo de condensação e os principais fenômenos envolvidos são descritos a seguir.

a. Movimentação dos componentes condensáveis desde a região de mistura até a interface líquido-gás

Este fenômeno é causado pela diminuição da pressão parcial - concentração molar - dos componentes condensáveis na região da interface, estabelecendo-se um gradiente de concentrações entre as regiões de mistura e interface, e conseqüentemente um fluxo difusivo de massa em direção à superfície onde ocorre o fenômeno de condensação. A temperatura da interface, por sua vez, deve ser inferior à dos gases na região de mistura, e assim, uma quantidade de energia deve ser retirada da corrente gasosa condensante durante o seu trajeto. O

fluxo de calor correspondente pode ser associado ao transporte de entalpia da fase gasosa através da seguinte expressão :

$$\dot{q}_V = \dot{m}_t \left[-\frac{dr_v}{dS} \right] c_{pv} (T_v - T_l) \quad (2.1)$$



- S** - Superfície de transferência de calor
- L** - Filme de condensado
- I** - Interface líquido-gás
- V** - Camada limite difusiva
- G** - Região de mistura

fig. 2.1 - Processo de condensação de misturas multicomponentes

b. Difusão dos componentes mais voláteis da interface até a região de mistura

Devido a redução acentuada da quantidade de substâncias menos voláteis na região da interface, a concentração dos componentes ditos não condensáveis se torna maior do que na região de mistura. Esta diferença de concentrações origina, por sua vez, um fluxo de massa no sentido inverso ao de movimentação das moléculas dos componentes condensáveis. Em regime permanente, um equilíbrio dinâmico é estabelecido entre o fluxo difusivo de componentes leves e pesados migrando da região de mistura para a interface líquido-gás e um fluxo difusivo de componentes mais leves, ditos incondensáveis, voltando da interface para a região de mistura. A utilização dos termos leve e pesado para a denominação das diferentes espécies presentes nas misturas multicomponentes, se referem às maiores e menores volatilidades dos componentes na mistura, respectivamente, não existindo, em princípio, uma correspondência direta com os pesos moleculares dos elementos. A compreensão e o tratamento adequado do mecanismo da difusão molecular é o parâmetro básico fundamental para os vários modelos que consideram as resistências ao fluxo de massa no processo de condensação.

c. Mudança de fase dos componentes menos voláteis na região da interface líquido-gás

É na interface que se realiza o fenômeno da condensação propriamente dito. Os componentes condensáveis deixam a região gasosa nas proximidades da interface e penetram na corrente líquida (filme de condensado) liberando o calor latente de condensação. A temperatura em que ocorre a condensação é função da concentração de moléculas

leves nas imediações da interface, isto é, quanto maior a concentração de componentes não condensáveis, menor é a temperatura da interface requerida para a condensação e menos eficiente é o processo de retirada de energia do sistema.

$$\dot{q}_{LV} = \dot{m}_t \left[-\frac{dr_v}{dS} \right] \lambda \quad (2.2)$$

d. Resfriamento de gases na região de mistura

O processo é similar ao de resfriamento de gases com a geometria do escoamento conhecida, exceto por :

i. Presença de uma interface irregular causada pelo cisalhamento entre as fases líquida e vapor e que influencia na quantificação do coeficiente de película local da fase vapor.

ii. O fluxo difusivo dos elementos condensantes na direção da interface distorce o perfil de temperaturas que se estabelece entre as regiões de mistura e interface líquido-gás afetando, assim, o processo de resfriamento da corrente gasosa na região de mistura.

Estes efeitos têm importância capital para a descrição precisa do processo de resfriamento da corrente gasosa na região de mistura. O fluxo de calor correspondente pode ser expresso por :

$$\dot{q}_{sv} = \dot{m}_t \tau_v c_{pv} \frac{dT_v}{dS} \quad (2.3)$$

e. Resfriamento do filme de condensado

Em geral, o filme de condensado é bastante delgado e possui condutividade térmica relativamente alta. Assim, o processo de resfriamento da fase líquida formada, por ser de grande eficiência, é frequentemente negligenciado frente aos demais mecanismos de troca térmica presentes na condensação de misturas multicomponentes. Apenas na condição de pequena carga térmica latente em relação à carga sensível requerida pelo processo esta parcela precisa ser levada em consideração.

$$\dot{q}_{SL} = \dot{m}_t (1 - \tau_v) c_{pL} \left[-\frac{dT_L}{dS} \right] \quad (2.4)$$

Considerados os fenômenos expostos nos itens a. à e. acima, o fluxo de calor total que chega à superfície de troca térmica pode ser expresso por :

$$\dot{q}_t = \dot{q}_{SV} + \dot{q}_{SL} + \dot{q}_{LV} \quad (2.5)$$

$\dot{m}_t \equiv$ vazão mássica total

$\tau_v \equiv$ título de vapor

$\lambda \equiv$ calor latente de condensação

CAPÍTULO 3

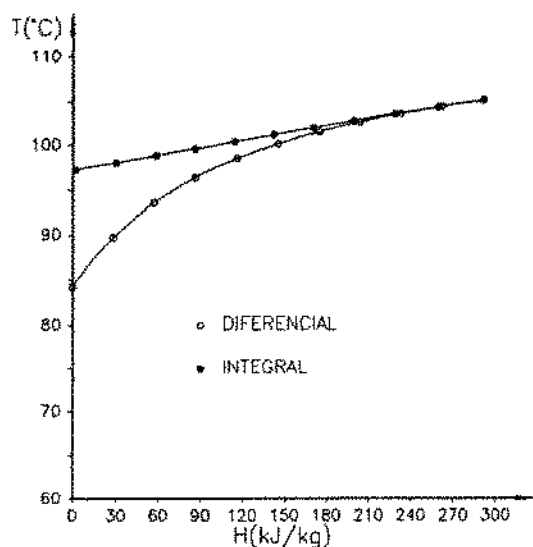
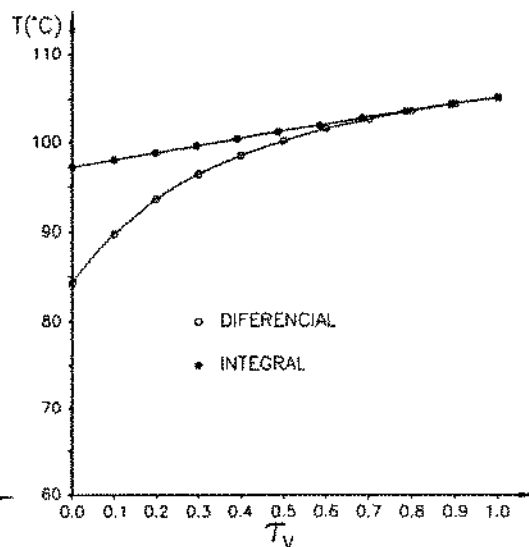
MODELO DA CURVA DE CONDENSAÇÃO

Este modelo tem como principal e mais restritiva hipótese o fato de considerar que toda a mistura no estado vapor se encontra em equilíbrio local com o filme de condensado. Essa condição implica em se admitir que o processo de condensação ocorre segundo um perfil de temperaturas pré-estabelecido que é função do título de vapor no sistema, para uma dada composição total da mistura. Assim, o fenômeno da difusão mássica na região próxima à interface líquido-gás, onde efetivamente ocorre o processo de condensação, é simplesmente ignorado. Em contrapartida, propõe-se uma ponderação das resistências ao fluxo de calor nas fase vapor e líquida com base na relação entre as cargas térmicas sensível e latente, com a finalidade de determinar a resistência térmica equivalente na condensação. Esta aproximação é tão elementar quanto lógica e vários autores desenvolveram a mesma idéia, embora de maneira bastante particularizada. Gloyer [1] apresenta uma metodologia para o cálculo de condensadores de misturas de hidrocarbonetos utilizando, de maneira, a nosso ver, bastante prolixa, o conceito de equilíbrio de fases durante o processo de condensação. Silver [3] foi um dos primeiros e mais importantes autores a apresentar os detalhes do modelo, baseado em argumentações físicas mais claras e consistentes, propondo em seu artigo um método genérico para o cálculo de condensadores de misturas de vapor d'água e incondensáveis. Ward [2]

estendeu os conceitos estabelecidos pelo modelo da curva de condensação no tratamento numérico de problemas de condensação de misturas multicomponentes através do método das diferenças finitas. Bell & Ghaly [4] além de analisarem aspectos fundamentais do processo de condensação de misturas multicomponentes, propuseram algoritmos gerais para a determinação da condutância térmica total de condensadores parciais com múltiplas passagens no lado dos tubos.

3.1 PARÂMETROS DE EQUILÍBRIO

A curva de condensação é o resumo dos resultados da simulação do equilíbrio líquido-vapor nas condições de pressão e composição global estabelecidas para o sistema. Dados típicos deste tipo de gráfico podem ser observados nas figuras 3.1.a e 3.1.b, para uma mistura equimolar de n-butano e n-pentano a $P = 981$ kPa. Na realidade, a curva de condensação reúne em um ou mais gráficos os valores correspondentes ao comportamento da entalpia e do título de vapor em relação à temperatura de equilíbrio do sistema. Através dessa curva podem ser obtidas para a condição de equilíbrio estabelecida, as cargas térmicas referentes ao calor sensível liberado pelo líquido e vapor, e o calor latente dos elementos condensantes durante o processo de mudança de fase. À princípio duas condições limite podem ser estabelecidas para o comportamento térmico da mistura durante a condensação. Quando o condensado formado permanece em contato com o vapor durante todo o processo a curva de condensação é chamada de integral. Ocorrendo a negativa do descrito acima, a curva é dita diferencial. Estas condições e demais características serão discutidos em maior detalhe no capítulo seis.

fig. 3.1.a Curva $H \times T - C4 + C5$ fig. 3.1.b Curva $\tau_v \times T - C4 + C5$

3.2 EQUACIONAMENTO BÁSICO

Conforme discussão anterior, quando uma mistura gasosa multicomponente inicia o processo de condensação, se estabelece, em regime permanente, um gradiente de temperaturas entre a região de mistura e a interface líquido- gás. Este fato evidencia a necessidade de se considerar a resistência térmica da fase vapor na determinação da resistência equivalente para o processo de condensação. A figura 3.1 mostra o perfil de temperaturas na mistura condensante, onde se pode estabelecer as seguintes relações :

i. Fluxo de calor total

$$\dot{q}_t = h_{cf} (T_l - T_s) \quad (3.1)$$

ii. Fluxo de calor sensível (fase vapor)

$$\dot{q}_{sv} = h_{sv} (T_v - T_l) \quad (3.2)$$

iii. Fluxo de calor total (equivalente para o processo)

$$\dot{q}_t = h_c (T_v - T_s) \quad (3.3)$$

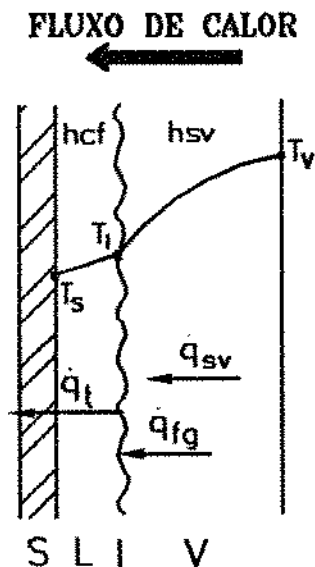


fig. 3.2 Perfil de temperaturas na condensação de misturas

Escrevendo a diferença de temperaturas entre a região de mistura e a superfície de troca, força motriz para o processo de condensação, na seguinte forma :

$$(T_v - T_s) = (T_v - T_l) + (T_l - T_s) \quad (3.4)$$

então, das equações (3.1), (3.2), (3.3) em (3.4) temos :

$$\frac{1}{h_c} = \frac{1}{h_{cf}} + \frac{1}{\psi h_{sv}} \quad (3.5)$$

onde
$$\psi = \frac{\dot{q}_t}{\dot{q}_{sv}} \quad (3.6)$$

O parâmetro ψ é o elemento de ponderação entre as resistências térmicas envolvidas no processo de condensação e pode ser avaliado localmente através da inclinação da reta tangente à curva de condensação utilizada. O procedimento adotado para sua determinação é o que diferencia os vários modelos existentes.

Reescrevendo a equação (3.6) baseado nas expressões das equações (2.2), (2.3), (2.4) e (2.5) temos :

$$\psi = \frac{\dot{m}_t \tau_v c_{pv} \frac{dT_v}{dS} + \dot{m}_t (1 - \tau_v) c_{pL} \frac{dT_L}{dT_S} + \dot{m}_t \lambda \frac{d\tau_v}{dS}}{\dot{m}_t \tau_v c_{pv} \frac{dT_v}{dS}} \quad (3.7)$$

$$\psi = 1 + \frac{\lambda}{\tau_v c_{pv}} \frac{d\tau_v}{dT_v} + \frac{(1 - \tau_v) c_{pL}}{\tau_v c_{pv}} = \frac{1}{\tau_v c_{pv}} \left(\frac{dH_m}{dT_v} \right) \quad (3.8)$$

No modelo da curva de condensação o título de vapor é função apenas da temperatura do sistema, $\tau_v = F(T)$, para uma dada pressão e composição da mistura. Assim, conclui-se que o parâmetro ψ pode ser avaliado, em toda a extensão do condensador, através do perfil de temperaturas pré-estabelecido pela curva de condensação utilizada.

CAPÍTULO 4

MODELO DE FILME

O modelo de filme foi proposto pela primeira vez para o tratamento de problemas de condensação não isotérmica de misturas gasosas binárias em meados da década de 30 por Colburn et alli [5],[6]. Seu modelo introduziu o conceito de resistência difusiva no processo de condensação, onde um dos componentes da mistura pode ser considerado não condensável nas condições de temperatura e pressão do sistema. Na verdade, a teoria do filme é originada a partir de uma simplificação grosseira do conceito de camada limite. Em sua formulação considera-se que a transição entre as condições estabelecidas na corrente principal e na região imediatamente adjacente à parede ocorre no interior de um filme delgado de espessura Δ . A dimensão Δ , por sua vez, não é estabelecida pela própria teoria, sendo quantificada através da inferência de dados obtidos empiricamente e que permitem calcular a espessura equivalente de um filme escoando em regime laminar, o qual exerce a mesma resistência ao processo de transferência da propriedade analisada. Neste ponto se rompe a semelhança entre o conceito de camada limite de Prandtl e a teoria do filme sendo esta última uma idealização muito menos realista dos processos difusivos.

Segundo Mickley et ali [7], os resultados das simulações baseadas na teoria do filme devem ser utilizadas apenas para análises qualitativas ou em casos onde a complexidade na geometria do escoamento impede a formulação de modelos mais refinados. Apesar disso, os resultados experimentais obtidos em seu trabalho revelam um desempenho surpreendentemente bom para o modelo de filme.

4.1 FORMULAÇÃO DO MODELO DE FILME

O modelo de filme generalizado para misturas multicomponentes deve ser formulado a partir das equações gerais de balanço de massa, energia e quantidade de movimento para um meio fluido contínuo. Em notação vetorial [8], teremos :

. Balanço de massa para a mistura

$$\frac{D\rho}{Dt} = -\rho \vec{\nabla} \cdot \vec{U} \quad (4.1)$$

. Balanço de massa para a i-ésima espécie

$$\frac{D\rho_i}{Dt} = -\rho_i \vec{\nabla} \cdot \vec{U} - \vec{\nabla} \cdot \vec{j}_i + \bar{R}_i \quad (4.2)$$

. Balanço de quantidade de movimento para a mistura

$$\rho \frac{D\vec{U}}{Dt} = -\vec{\nabla} \cdot \vec{P} - \vec{\nabla} \cdot \Pi + \sum^n \rho_i \vec{g}_i \quad (4.3)$$

. Balanço de energia para a mistura

$$\rho c_v \frac{DT}{Dt} = -\vec{\nabla} \cdot \vec{q} - T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_{\rho, w_i} \vec{\nabla} \cdot \vec{U} - \Pi : \nabla \vec{U} + \sum_i^n \vec{j}_i \cdot \vec{g}_i + \left\{ \sum_i \left(\bar{U}_i + \left[P - T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_{\rho, w_i} \right] \bar{V}_i \right) \right\} (\vec{\nabla} \cdot \vec{j}_i - \bar{R}_i) \quad (4.4)$$

Fazendo as seguintes hipóteses simplificadoras :

- . Escoamento incompressível
- . Regime permanente
- . Ausência de forças externas além da gravidade
- . Propriedades físicas constantes
- . Mistura ideal
- . Campo bidimensional de velocidades
- . Ausência de reações químicas
- . Não há emissão nem absorção de energia radiante
- . Ausência de geração interna de calor
- . Dissipação viscosa desprezível
- . Valem as leis constitutivas de Fourier, Stokes e Fick

os balanços acima podem se escritos na forma escalar :

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (4.5)$$

$$u \frac{\partial w_i}{\partial x} + v \frac{\partial w_i}{\partial y} = D_{im} \left[\frac{\partial^2 w_i}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_i}{\partial y^2} \right] \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.6)$$

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \nu \left[\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right] \quad (4.7)$$

$$u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} + \nu \left[\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right] \quad (4.8)$$

$$u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right] \quad (4.9)$$

Aplicando as simplificações clássicas propostas por Prandtl e características da teoria da camada limite, vem :

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (4.10)$$

$$u \frac{\partial w_i}{\partial x} + v \frac{\partial w_i}{\partial y} = D_{lm} \left[\frac{\partial^2 w_i}{\partial y^2} \right] \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.11)$$

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = \nu \left[\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right] \quad (4.12)$$

$$u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \left[\frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right] \quad (4.13)$$

Algumas simplificações adicionais serão incorporadas ao conjunto de equações acima com a finalidade de definir as bases da teoria do filme simplificada para o tratamento de problemas de condensação de misturas ideais.

- a. O fluxo da propriedade de balanço se estabelece unicamente na direção normal à superfície de transferência de calor
- b. O coeficiente de difusão não é dependente da concentração dos elementos na mistura

Ao aplicarmos as hipóteses acima, estamos na realidade admitindo que a espessura do filme influenciada pela presença de um contorno sólido qualquer é constante ao longo da direção do escoamento. Dessa forma, forçamos o desacoplamento do sistema de equações propostas pela teoria da camada limite. Além disso, a teoria da difusão molecular descreve os fenômenos relacionados à movimentação relativa entre as moléculas das várias espécies presentes na mistura e, por essa razão, o modelo de filme, a partir deste ponto, será desenvolvido na base molar. Assim, reescrevendo (4.10), (4.11), (4.12) e (4.13), temos :

$$\frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (4.14)$$

$$v \frac{\partial \tilde{y}_i}{\partial y} = D_{im} \left[\frac{\partial^2 \tilde{y}_i}{\partial y^2} \right] \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.15)$$

$$v \frac{\partial u}{\partial y} = \nu \left[\frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right] \quad (4.16)$$

$$v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \left[\frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right] \quad (4.17)$$

A teoria do filme possui ainda uma particularidade bastante importante sob o ponto de vista operacional. A espessura Δ do filme é determinada empiricamente pela quantificação do fluxo da propriedade analisada ou através de analogias com outros processos conhecidos. Dessa forma, tem-se um valor de espessura Δ para cada processo de transferência. Agrupando os termos independentes em parâmetros adimensionais nas equações (4.14), (4.15), (4.16) e (4.17) e utilizando a base molar, obtém-se

$$v = \sum_{i=1}^n \frac{\dot{N}_i M_i}{\rho_i} = \frac{\dot{N}_t M_m}{\rho} \quad (4.18)$$

$$l_{d_i} = \frac{y}{\Delta_{d_i}} \quad \Gamma_{d_i} = \frac{\dot{N}_t M}{\rho D_{i_m}} \Delta_{d_i} \quad \beta_{d_i} = \frac{(\tilde{y}_{i_1} - \tilde{y}_i)}{(y_{i_1} - y_{i_\infty})} \quad (4.19)$$

$$l_F = \frac{y}{\Delta_F} \quad \Gamma_F = \frac{\dot{N}_t M}{\rho v} \Delta_F \quad \beta_F = \frac{u}{u_\infty} \quad (4.20)$$

$$l_E = \frac{y}{\Delta_E} \quad \Gamma_E = \frac{\dot{N}_t M}{\rho \alpha} \Delta_E \quad \beta_E = \frac{(T_1 - T)}{(T_1 - T_\infty)} \quad (4.21)$$

. Equação diferencial característica generalizada :

$$\frac{d^2 \beta_k}{d l_k^2} - \Gamma_k \frac{d \beta_k}{d l_k} = 0 \quad (4.22)$$

. Condições de contorno

$$l_k = 0 \rightarrow \beta_k = 0 \quad (4.22.1)$$

$$l_k = 1 \rightarrow \beta_k = 1 \quad (4.22.2)$$

. Solução geral

$$\beta_k = \frac{(e^{\Gamma_k l_k} - 1)}{(e^{\Gamma_k} - 1)} \quad k \equiv d_i, F, E \quad (4.23)$$

Pode-se observar que a distribuição da propriedade genérica β_k no interior do filme é influenciada pelo fluxo de massa total, assumindo a forma de um perfil exponencial, como mostra a figura 4.1

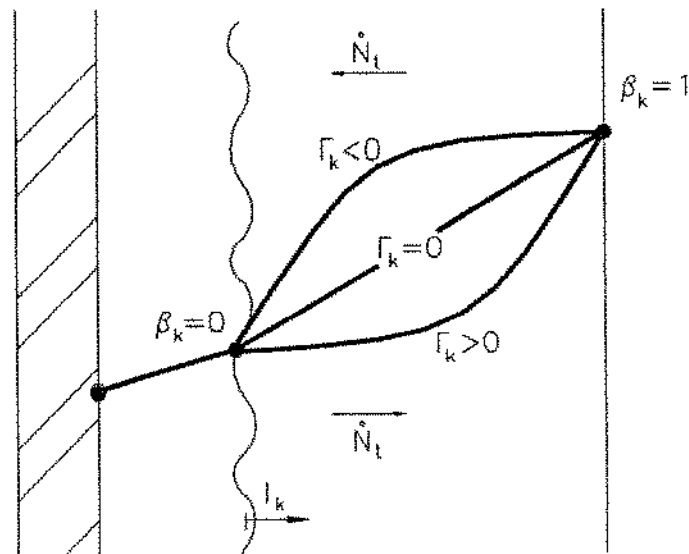


fig. 4.1 Perfil da propriedade genérica β_k

O gradiente desses perfis na região da interface ($l_k = 0$), será:

$$\left(\frac{d\beta_k}{dl_k}\right) = \left[\frac{\Gamma_k e^{\Gamma_k l_k}}{(e^{\Gamma_k} - 1)}\right]_{l_k=0} = \frac{\Gamma_k}{(e^{\Gamma_k} - 1)} \quad (4.24)$$

$$\Gamma_k = 0 \rightarrow \dot{N}_t = 0 \rightarrow \left(\frac{d\beta_k}{dl_k}\right)_{l_0} = 1 \rightarrow \beta_k = l_k \quad (4.25)$$

$$\Gamma_k > 0 \rightarrow \dot{N}_t > 0 \rightarrow \left(\frac{d\beta_k}{dl_k}\right)_l = 0 \leq \frac{\Gamma_k}{(e^{\Gamma_k} - 1)} \leq 1 \quad (4.26)$$

$$\Gamma_k < 0 \rightarrow \dot{N}_t < 0 \rightarrow \left(\frac{d\beta_k}{dl_k}\right)_l = \frac{\Gamma_k}{(e^{\Gamma_k} - 1)} \geq 1 \quad (4.27)$$

Definem-se os coeficientes locais de transferência como:

• **Coefficiente local de transferência de momentum :**

$$f = -\frac{v \left(\frac{du}{dy}\right)}{\frac{1}{2}(u_l^2 - u_\infty^2)} = -\frac{v \left(\frac{d\beta_F}{dl_F}\right)_l}{\frac{1}{2}u_\infty^2(\beta_{F_l}^2 - \beta_{F_\infty}^2)} \quad (4.28)$$

• Coeficiente local de transferência de energia

$$h = - \frac{k \left(\frac{dT}{dy} \right)_l}{(T_l - T_\infty)} = - \frac{\frac{k}{\Delta E} \left(\frac{d\beta_E}{dl_E} \right)_l}{(\beta_{E_l} - \beta_{E_\infty})} \quad (4.29)$$

• Coeficiente local de difusão para a i-ésima espécie :

$$K_i = - \frac{\frac{\rho D_{im}}{M \Delta d_i} \left(\frac{d\tilde{y}_i}{dy} \right)_l}{(\tilde{y}_{i_l} - \tilde{y}_{i_\infty})} = - \frac{\frac{\rho D_{im}}{M \Delta d_i} \left(\frac{d\beta_{d_i}}{dl_{d_i}} \right)_l}{(\beta_{d_{i_l}} - \beta_{d_{i_\infty}})} \quad (4.30)$$

Aplicando a equação (4.25) em (4.28) à (4.30), temos :

$$f_0 = \frac{2v}{u_\infty^2 \Delta F_0} \rightarrow \Delta F_0 = \frac{2v}{u_\infty^2 f_0} \quad (4.31)$$

$$h_0 = \frac{k}{\Delta E_0} \rightarrow \Delta E_0 = \frac{k}{h_0} \quad (4.32)$$

$$K_{i0} = \frac{\rho D_{im}}{M \Delta d_{i0}} \rightarrow \Delta d_{i0} = \frac{\rho D_{im}}{M K_{i0}} \quad (4.33)$$

Das equações (4.19), (4.20) e (4.21) em (4.31), (4.32) e (4.33), vem:

$$\left(\frac{\Delta F_0}{\Delta F} \right) = \frac{1}{\Gamma_F} \left(\frac{2 \dot{N}_t M}{\rho u_\infty^2 f_0} \right) = \frac{\varphi_F}{\Gamma_F} \quad (4.34)$$

$$\left(\frac{\Delta_{E_0}}{\Delta_E} \right) = \frac{1}{\Gamma_E} \left(\frac{\dot{N}_t M C_p}{h_0} \right) = \frac{\varphi_E}{\Gamma_E} \quad (4.35)$$

$$\left(\frac{\Delta_{d_{i0}}}{\Delta_{d_i}} \right) = \frac{1}{\Gamma_{d_i}} \left(\frac{\dot{N}_t}{K_{i0}} \right) = \frac{\varphi_{d_i}}{\Gamma_{d_i}} \quad (4.36)$$

Pode-se concluir então que as espessuras Δ_k para os diversos processos de transferência podem ser avaliadas através da determinação dos respectivos fluxos da propriedade genérica β_k na região imediatamente adjacente à parede, para a condição de transferência de massa nulo ($\dot{N}_t = 0$). Para a determinação dos coeficientes de transferência na condição de fluxo mássico finito através do filme ($\Gamma_k \neq 0$) é conveniente definir-se :

$$\theta_k = \frac{\left[\frac{d\beta_k}{dy} \right]_i}{\left[\frac{d\beta_k}{dy} \right]_{i_0}} = \frac{\left[\Gamma_k \left(\frac{\Delta_{k_0}}{\Delta_k} \right) \right]}{(e^{\Gamma_k l_k} - 1)} \quad (4.37)$$

Das equações (4.34) a (4.37), temos :

$$\theta_F = \frac{\varphi_F}{[e^{\varphi_F (\Delta_{F_0}/\Delta_F)} - 1]} = \left(\frac{f}{f_0} \right) \quad (4.38)$$

$$\theta_E = \frac{\varphi_E}{[e^{\varphi_E (\Delta_{E_0}/\Delta_E)} - 1]} = \left(\frac{h}{h_0} \right) \quad (4.39)$$

$$\theta_{d_i} = \frac{\varphi_{d_i}}{[e^{\varphi_{d_i}} (\Delta_{d_{i0}} / \Delta_{d_i}) - 1]} = \left(\frac{K_i}{K_{i0}} \right) \quad (4.40)$$

A razão entre as espessuras Δ_k e Δ_{k0} correspondente as condições de fluxo mássico nulo e finito respectivamente não é analisada na teoria do filme e seu valor é admitido unitário. Assim, as equações (4.38), (4.39) e (4.40) podem ser escritas como :

$$\theta_F = \frac{\varphi_F}{[e^{\varphi_F} - 1]} \quad (4.41)$$

$$\theta_E = \frac{\varphi_E}{[e^{\varphi_E} - 1]} \quad (4.42)$$

$$\theta_{d_i} = \frac{\varphi_{d_i}}{[e^{\varphi_{d_i}} - 1]} \quad (4.43)$$

e os coeficientes locais de transferência como :

$$f = f_0 \theta_F \quad (4.44)$$

$$h = h_0 \theta_E \quad (4.45)$$

$$K_i = K_{i0} \theta_{d_i} \quad (4.46)$$

Para problemas de condensação onde φ_k é negativo a correção θ_k para os coeficientes locais de transferência são sempre maiores ou iguais à unidade, correspondendo ao caso onde fluido é succionado para o interior do contorno sólido (parede), diminuindo a espessura do

filme, e conseqüentemente sua resistência ao processo de transferência. Em fenômenos evaporativos onde não ocorre ebulição (fenômeno exclusivamente difusivo), o parâmetro φ_k é positivo e a correção θ_k é sempre positiva porém menor que a unidade, correspondendo ao caso onde fluido é injetado para a corrente principal através das paredes aumentando, assim, a espessura do filme e conseqüentemente sua resistência ao processo de transferência da propriedade genérica β_k [7], [11].

4.2 DIFUSÃO DE MASSA NÃO IDEAL

Os fatores de correção dos coeficientes locais de transferência θ_k acima obtidos são aplicados ao se levar em consideração a distorção no perfil da propriedade genérica β_k causado pelo fluxo mássico através do filme. Em sistemas com mais de dois componentes alguns fenômenos interessantes podem ocorrer, tais como :

- a. Difusão osmótica : transferência de massa na ausência de gradientes de concentração.
- b. Difusão reversa : transferência de massa no sentido inverso ao do gradiente de concentração.
- c. Barreira difusiva : ausência de fluxo mássico apesar da existência de um gradiente de concentração.

Esses efeitos são perfeitamente possíveis de acordo com a teoria cinética dos gases e podem ser descritos através da utilização de uma

matriz de coeficientes de transferência de massa com elementos fora da diagonal principal não nulos. Nesses casos, a utilização da lei de Fick na determinação do fluxo difusivo de massa para o componente i na mistura se torna imprópria.

Em sistemas multicomponentes, a descrição correta do processo de difusão massica é dada pelas equações generalizadas de Maxwell-Stefan. Para fluxo unidirecional à temperatura e pressão constantes :

$$\tilde{y}_i \frac{d \ln (\tilde{y}_i)}{d l_{di}} = \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{\tilde{y}_i \dot{N}_k - \tilde{y}_k \dot{N}_i}{K_{xi,k}} \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.47)$$

$$K_{xi,k} = \frac{\rho \bar{D}_{i,k}}{M \Delta d_i} \quad i \neq k \quad (4.47.1)$$

onde : $\tilde{y}_i \equiv$ Coeficiente de atividade da espécie i

$\bar{D}_{i,k} \equiv$ Coeficiente de difusão de Maxwell-Stefan

Esse conjunto de equações é desenvolvido a partir de modelos de difusão molecular sendo de difícil solução uma vez que $\bar{D}_{i,k}$ e \tilde{y}_i são, em geral, fortemente dependentes da composição da mistura [8], [9], [10],[14], [15], [18]. Para misturas ideais ou quando pode-se assumir que $\bar{D}_{i,k}$ e \tilde{y}_i são independentes da composição, tem-se :

$$\frac{d \tilde{y}_i}{d l_{di}} = \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{\tilde{y}_i \dot{N}_k - \tilde{y}_k \dot{N}_i}{K_{i,k}} \quad (4.48)$$

$$K_{i,k} = \frac{\rho D_{i,k}}{M \Delta d_i} \quad i \neq k \quad (4.48.1)$$

onde : $D_{i,k} \equiv$ Constante de difusão para o par i,j na mistura correspondente a condição de fluxo mássico nulo.

É interessante notar que a estrutura das equações de Stefan Maxwell com a incorporação das hipóteses simplificadoras referentes a consideração de mistura ideal é bastante similar à lei de Fick explícita no gradiente de concentrações. Assim, para uma mistura binária, a lei de Fick pode ser escrita em relação a um referencial estacionário como :

$$\dot{N}_1 = -c D_{1,2} \frac{d\tilde{y}_1}{dy} + \tilde{y}_1 (\dot{N}_1 + \dot{N}_2) \quad (4.49)$$

Isolando o gradiente de concentrações, tem-se :

$$\frac{d\tilde{y}_1}{dy} = \frac{(\tilde{y}_1 \dot{N}_2 - \tilde{y}_2 \dot{N}_1)}{c D_{1,2}} \quad (4.50)$$

A equação (4.50) acima, exprime o gradiente de concentração do componente 1 considerando a contribuição do fluxo \dot{N}_2 para a resistência à difusão de massa equivalente para o binário. Generalizando

para uma mistura multicomponente, somam-se algebricamente os termos referentes aos efeitos do fluxo mássico das demais espécies presentes, resultando em :

$$\frac{d\tilde{y}_1}{dy} = \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{(\tilde{y}_1 \dot{N}_k - \tilde{y}_k \dot{N}_1)}{c D_{1,k}} \quad (4.51)$$

Analogamente, para um componente "i" genérico na mistura, chega-se à um sistema de equações idêntico à (4.48). Dessa forma, as equações de Stefan Maxwell podem ser entendidas como uma extensão da lei de Fick sob a hipótese clássica de mistura ideal ($D_{i,k}$ independente da concentração).

A equação (4.48) pode ser escrita na forma matricial como:

$$\frac{d(\tilde{y})}{d l_{di}} = [\Phi] (\tilde{y}) + (\delta) \quad (4.52)$$

$$\Phi_{i,i} = \frac{\dot{N}_i}{K_{i,n}} + \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{\dot{N}_k}{K_{i,k}} \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.52.1)$$

$$\Phi_{i,j} = -N_i \left[\frac{1}{K_{i,j}} - \frac{1}{K_{i,n}} \right] \quad \begin{matrix} i, j = 1, \dots, n-1 \\ i \neq j \end{matrix} \quad (4.52.2)$$

$$\delta_i = -\frac{\dot{N}_i}{K_{i,n}} \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.52.3)$$

. Condições de contorno :

$$l_{di} = 1 \rightarrow (\tilde{y}) = (\tilde{y}_\infty) \quad (4.52.4)$$

$$l_{di} = 0 \rightarrow (\tilde{y}) = (\tilde{y}_l) \quad (4.52.5)$$

Resolvendo a equação matricial (4.52) para as condições de contorno acima [10], chega-se a :

$$(\tilde{y} - \tilde{y}_\infty) = \{e^{[\Phi]l_{di}} - [I]\} \{e^{[\Phi]} - [I]\}^{-1} (\tilde{y}_l - \tilde{y}_\infty) \quad (4.53)$$

Pode-se, ainda, reescrever a equação (4.48) para a condição de fluxo nulo (condições estabelecidas na região externa ao filme), como :

$$\frac{d(\tilde{y})}{d l_{di}} = [\xi] (J) \quad (4.54)$$

$$\xi_{i,i} = \frac{\tilde{y}_i}{K_{i,n}} + \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{\tilde{y}_k}{K_{i,k}} \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.54.1)$$

$$\xi_{i,j} = -\tilde{y}_i \left[\frac{1}{K_{i,j}} - \frac{1}{K_{i,n}} \right] \quad i = 1, \dots, n-1 \quad (4.54.2)$$

Definindo a matriz dos coeficientes de transferência de massa para fluxo nulo como :

$$(J_\infty) = - [K_\infty] \frac{d(\tilde{y})}{d l_{di}} \Big|_{l_{di} = 0} \quad (4.55)$$

$$[K_{\infty}] = [\xi]^{-1} \quad (4.55.1)$$

Da equação (4.53) para $l_{d_i} = 0$, temos :

$$\left. \frac{d(\tilde{y}_{\infty})}{d l_{d_i}} \right|_{l_{d_i}=0} = - [\Phi] \{e^{[\Phi]} - [I]\}^{-1} (\tilde{y}_{\infty} - \tilde{y}_l) \quad (4.56)$$

Assim, substituindo (4.56) em (4.55), tem-se :

$$(J_{\infty}) = [K_{\infty}] [\Phi] \{e^{[\Phi]} - [I]\}^{-1} (\tilde{y}_{\infty} - \tilde{y}_l) \quad (4.57)$$

Reescrevendo a equação (4.56) na forma matricial , temos :

$$(J_{\infty}) = [K_{\infty}^*] (\tilde{y}_{\infty} - \tilde{y}_l) \quad (4.58)$$

e de (4.56) e (4.58), conclui-se :

$$[K_{\infty}^*] = [K_{\infty}] [\Phi] \{e^{[\Phi]} - [I]\}^{-1} \quad (4.59)$$

$[K_{\infty}^*]$ é a matriz dos coeficientes de difusão de massa para fluxo finito baseado nas condições externas ao filme (bulk).

Obtém-se, assim, uma matriz de correção $[\Xi]$ para misturas multi-componentes que possui a mesma forma do fator escalar proposto θ_k para corrigir o coeficiente local de transferência difusiva de massa de uma mistura binária.

$$[\Xi] = [\Phi] \{e^{[\Phi]} - [I]\}^{-1} \quad (4.60)$$

Existe ainda uma indeterminação na teoria do filme que se torna necessário resolver a fim de aplicá-la na resolução de problemas de condensação de misturas multicomponentes. Como foi dito anteriormente, a espessura Δ_k do filme pode ser determinada com base em analogias com outros processos de transferência similares. Uma das mais conhecidas proposições para a determinação da dimensão Δ do filme é a analogia de Colburn. Considera-se que a relação entre as espessuras de filme para o processo de transferência de massa e energia, respectivamente, é similar à mesma relação obtida pela análise de escala das equações de balanço na teoria da camada limite laminar, [37]. Assim, temos :

$$\frac{\Delta d_i}{L} \approx Sc^{-1/3} Re^{-1/2} \quad Sc \geq 1 \quad (4.61)$$

$$\frac{\Delta d_i}{L} \approx Sc^{-1/2} Re^{-1/2} \quad Sc \ll 1 \quad (4.62)$$

$$\frac{\Delta E}{L} \approx Pr^{-1/3} Re^{-1/2} \quad Pr \geq 1 \quad (4.63)$$

$$\frac{\Delta E}{L} \approx Pr^{-1/2} Re^{-1/2} \quad Pr \ll 1 \quad (4.64)$$

Para $Sc \geq 1$ e $Pr \geq 1$, temos :

$$\left(\frac{\Delta E}{\Delta d_i} \right) = \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{-1/3} \rightarrow \Delta d_i = \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{1/3} \Delta E \quad (4.65)$$

$$Le = \left(\frac{Sc}{Pr} \right) = \frac{\alpha}{D_{i,j}} \rightarrow \Delta d_i = \left(\frac{1}{Le} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{h} \right) \quad (4.66)$$

para $Sc \ll 1$ e $Pr \ll 1$, temos :

$$\left(\frac{\Delta E}{\Delta d_i} \right) = \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{-1/2} \rightarrow \Delta d_i = \left(\frac{Pr}{Sc} \right)^{1/2} \Delta E \quad (4.67)$$

$$Le = \left(\frac{Sc}{Pr} \right) = \frac{\alpha}{D_{i,j}} \rightarrow \Delta d_i = \left(\frac{1}{Le} \right)^{1/2} \left(\frac{k}{h} \right) \quad (4.68)$$

Das equações (4.48.1) e (4.66), temos :

$$K_{i,k} = \frac{\rho D_{i,k}}{M Le^{-1/3}} \frac{h}{k} = \frac{h}{M c_p} \left(\frac{1}{Le} \right)^{2/3} \quad (4.69)$$

Das equações (4.48.1) e (4.68), temos :

$$K_{i,k} = \frac{\rho D_{i,k}}{M Le^{-1/2}} \frac{h}{k} = \frac{h}{M c_p} \left(\frac{1}{Le} \right)^{1/2} \quad (4.70)$$

A equação (4.70) é de aplicação muito reduzida pois a maior parte dos fluidos utilizados a nível industrial se situam na faixa de Prandtl e Schmidt próximos ou superiores à unidade. Portanto, a equação (4.69)

será adotada como base para a determinação do coeficiente de difusão de massa. Assim, conhecidas as propriedades de transporte médias, as composições nas fronteiras da região de filme e o coeficiente de transferência convectiva de calor para a condição de fluxo difusivo de massa nulo, podemos determinar os perfís de temperatura, de velocidade e de concentração nas imediações da interface líquido-gás (região de filme) característica dos processos de condensação .

É interessante notar que embora os modelos baseados na teoria do filme tenham sido propostos numa etapa cronologicamente posterior à dos modelos da curva de condensação, estes últimos se apresentam como casos particulares dos anteriores e podem ser obtidos a partir de algumas hipóteses simplificadoras [16], a saber :

- **Fluxo difusivo de massa tendendo a zero**
- **Número de Lewis unitário (camada limite térmica igual a camada limite de concentrações)**

4.3 EQUAÇÕES AUXILIARES

As relações de transporte de massa para cada espécie presente em um meio fluido contínuo são compostas, em geral, de duas parcelas distintas, correspondendo uma ao fluxo mássico de um determinado componente levado pela movimentação da mistura como um todo (parcela convectiva) e a segunda decorrente da movimentação do componente em relação ao centro de massa da mistura (fluxo difusivo). A teoria do filme estabelece equações para o tratamento de fenômenos

difusivos na presença de fluxos de massa finitos. Assim, a parcela difusiva do fluxo total é completamente definida, podendo ser obtida diretamente do próprio modelo. No processo de condensação estamos interessados em determinar a quantidade total de cada elemento da mistura gasosa que cruza a interface gás-líquido, liberando seu calor latente. Em regime permanente, pode-se afirmar que a espessura do filme de condensado em uma determinada posição no interior do equipamento se mantém constante e assim, a interface líquido-gás permanece estacionária em relação a um referencial fixo. Observando o conjunto de equações obtidas do modelo de filme para um sistema multicomponente, temos :

de (4.58) :

$$\begin{aligned} (J_{\infty}) = [K_{\infty}] (\tilde{y}_{\infty} - \tilde{y}_l) &\rightarrow n \text{ equações} \\ &\rightarrow 2n \text{ incógnitas} \end{aligned}$$

adicionalmente ;

$$\begin{aligned} \dot{N}_l = J_l + \tilde{y}_l \dot{N}_t &\rightarrow n \text{ equações} \quad (4.71) \\ &\rightarrow 2n + 1 \text{ incógnitas} \end{aligned}$$

Podemos concluir, através do conjunto de equações acima, que o sistema é indeterminado. Assim, torna-se necessário estabelecer uma relação adicional entre as variáveis do sistema, para se "fechar" o problema. Nesse sentido algumas hipóteses clássicas são adotadas.

- a) existência de equilíbrio termodinâmico de fases local na região da interface líquido-gás.

Através de um modelo termodinâmico adequado para a descrição do equilíbrio líquido-vapor nas proximidades da interface, se estabelece uma relação entre a composição das espécies presentes na fase vapor e a composição da fase líquida formada. Para hidrocarbonetos leves (estrutura molecular menor que n-decano) e compostos apolares, a relação P-V-T de Redlich-Kwong modificada por Soave [21] é comumente utilizada nas indústrias químicas e petroquímicas.

Da condição de equilíbrio termodinâmico na interface líquido-vapor, temos :

$$\tilde{y}_{li} = \zeta_i \tilde{x}_i \quad (4.72)$$

- b) A composição da fase líquida pode ser determinada através da quantificação dos fluxos condensantes totais de cada componente.

Dois casos limite são citados na literatura técnica [42].

Caso 1 - A resistência à transferência de massa na fase líquida é desprezível e a mistura entre os elementos condensantes no filme de líquido é instantânea.

$$\tilde{x}_{li} = \frac{\dot{N}_{i0} + \dot{N}_i}{\dot{N}_{t0} + \dot{N}_t} \quad (4.73)$$

Caso 2 - A resistência à transferência de massa na fase líquida é muito grande e a composição do líquido formado se aproxima à do ponto de orvalho da mistura, ou então, todo o líquido formado é drenado rapidamente deixando a superfície de transferência de calor seca.

$$\tilde{x}_{li} = \frac{\dot{N}_i}{\dot{N}_t} \quad (4.74)$$

Para condensadores horizontais, a ação de forças gravitacionais e/ou inerciais tendem a separar fisicamente as fases líquida e vapor e, portanto, o **caso 2** deve ser considerado para a determinação da equação auxiliar de fechamento.

Assim, das equações (4.72) e (4.74) temos :

$$\tilde{y}_{li} = \xi_i \frac{\dot{N}_i}{\dot{N}_t} \quad (4.75)$$

de (4.75) em (4.71) :

$$\dot{N}_i = \frac{J_i}{1 - \xi_i} \quad (4.76)$$

$$\dot{N}_t = \frac{J_i}{x_{li} - y_{li}} \quad (4.77)$$

No caso de condensadores horizontais, a equação (4.77) é utilizada para o "fechamento" do problema. Resta, ainda, escolher o elemento "j" da mistura que será tomado como referência para a transferência de massa no processo de condensação. Alguns critérios são estabelecidos para se efetuar a seleção :

1. O componente de referência deve afetar pouco a solução do problema, pois a condição de equilíbrio termodinâmico local, mesmo na região próxima à interface, é conflitante com os fundamentos da teoria do filme (modelo de não equilíbrio).
2. A escolha não deve afetar a estabilidade numérica do método em relação às variações locais de propriedades termodinâmicas e de transporte.

Com base nestes critérios chega-se à conclusão de que o elemento com a maior volatilidade na mistura é a referência ideal para a determinação da equação de fechamento procurada. Se o elemento mais volátil da mistura nas condições de temperatura e pressão do sistema for :

- Pouco condensável

$$\tilde{y}_i \gg \tilde{x}_i \quad \zeta_i \gg 1 \quad (4.78)$$

- Incondensável

$$\tilde{y}_i = \text{cte.} \quad \tilde{x}_i \approx 0 \quad \zeta_i \rightarrow \infty \quad (4.79)$$

e a equação (4.77) ficaria :

$$\dot{N}_t = - \frac{J_i}{y_{li}} \quad (4.80)$$

CAPÍTULO 5

CORREÇÕES PARA O MODELO DA CURVA DE CONDENSAÇÃO

A hipótese de equilíbrio termodinâmico local para a mistura gasosa multicomponente permite uma solução quase imediata do problema de condensação. Todos os parâmetros importantes do processo são avaliados através de uma curva de condensação calculada a partir de um modelo de equilíbrio adequado ao sistema. Assim, a resistência à difusão de massa nas proximidades da interface líquido-vapor é desprezada e o fluxo condensante se estabelece na mesma proporção da variação do título de vapor no equilíbrio. Esta avaliação do fluxo condensante está sujeita a imprecisões por vezes acentuadas. A influência da resistência à difusão de massa nos processos de condensação de misturas binárias foi analisada por McNaught [16]. Para esses sistemas, a relação entre os fluxos condensantes avaliados através do modelo de filme e do modelo da curva de condensação, respectivamente, é função do número de Lewis para fluxos condensantes reduzidos.

$$\left(\frac{\dot{n}_{\text{filme}}}{\dot{n}_{\text{curva}}} \right) \approx Le^{-2/3} \quad (5.1)$$

Assim :

$$Le \rightarrow 1 \quad \dot{n}_{\text{filme}} \approx \dot{n}_{\text{curva}} \quad (5.1.1)$$

$$Le > 1 \quad \dot{n}_{\text{filme}} < \dot{n}_{\text{curva}} \quad (5.1.2)$$

$$Le < 1 \quad \dot{n}_{\text{filme}} > \dot{n}_{\text{curva}} \quad (5.1.3)$$

Outra decorrência da hipótese do equilíbrio termodinâmico local para a mistura gasosa condensante é a inexistência de gradientes de temperatura, concentração e velocidade desde a interface líquido-gás até a região de mistura. Assim, o efeito do fluxo condensante sobre os coeficientes locais de transferência se torna desprezível e os fatores multiplicativos θ_k obtidos através da teoria do filme se tornam unitários (gradientes de concentração nulos na direção normal à interface líquido-gás, implicam em fluxo condensante nulo).

Com efeito, sabe-se a princípio que, quando ocorre um processo de condensação de misturas não eutéticas, mesmo em condições de estagnação, um gradiente de temperaturas e de concentrações se estabelece entre a região de mistura e a interface líquido-gás. A quantificação do fluxo condensante depende da natureza da mistura e de suas propriedades de transporte. Neste sentido, algumas modificações do modelo da curva de condensação foram propostas com a finalidade básica de corrigir as distorções causadas por fenômenos de fluxo.

5.1 OS FATORES CORRETIVOS θ_E e θ_d

• Correção sobre o coeficiente local de transferência de calor

Fazendo um balanço de energia para a fase vapor (Apêndice A), pode-se concluir que o coeficiente local de transferência de calor sensível equivalente ao processo de condensação de misturas multicomponentes é dado por :

$$h_v = h_{sv} \theta_S \quad (5.2)$$

$$\theta_S = \theta_E + \varphi_E \quad (5.3)$$

$$\varphi_E = \Gamma_E \rightarrow \left(\frac{\Delta_{E0}}{\Delta_E} \right) \approx 1 \quad (5.4)$$

assim :

$$\theta_S = \frac{\varphi_E}{1 - e^{-\varphi_E}} \quad (5.5)$$

• Correção sobre o fator de ponderação ψ

A partir do modelo da curva de condensação proposto originalmente por Silver [3], define-se o fator de ponderação entre os coeficientes locais de transferência sensível e latente ψ como sendo a razão entre o fluxo de calor sensível e o fluxo de calor total respectivamente, com

avaliação local dentro do processo de mudança de fase. A resistência à troca de massa imposta ao sistema pelo acúmulo de incondensáveis, ou mesmo pela elevada concentração de componentes com maior volatilidade nas proximidades da interface líquido-gás, determina a magnitude do fluxo condensante total. Em consequência, tal característica particularmente associada à natureza da mistura, influi diretamente na quantificação do fluxo de calor latente que atravessa a interface e, por sua vez, altera a ponderação dada pelo fator ψ

O fator θ_{di} , determinado analiticamente a partir do desenvolvimento da teoria do filme é utilizado para a correção do coeficiente local de transferência de massa da espécie "i" em misturas binárias, em razão de interações de fluxo que ocorrem entre as regiões de mistura e interface líquido-gás. Conforme o discutido no capítulo quatro, essa correção deve assumir valores maiores do que a unidade para os processos de condensação, correspondendo ao aumento na taxa de transferência de massa em razão da diminuição da espessura da camada limite difusiva causada pelo fluxo condensante. Esta correção é análoga ao fator de Ackermann para a transferência de calor e deve ser aplicado à parcela latente da carga térmica total. Em sistemas multicomponentes, a seguinte ponderação dos fatores θ_{di} dos binários é proposta com a finalidade de se avaliar o fator corretivo equivalente para a mistura :

$$\psi_{\text{corr}} = (1 + F_{\text{corr}}) \quad (5.6)$$

$$F_{\text{corr}} = \Lambda \left[\frac{\lambda}{\tau_v c_{pv}} \frac{d\tau_v}{dT_v} \right] + \left[\frac{1 - \tau_v}{\tau_v} \right] \frac{c_{pL}}{c_{pv}} \quad (5.7)$$

$$\Lambda = \frac{1}{N_t} \sum_{i=1}^n \dot{N}_i \theta_{d_i} \quad (5.8)$$

O modelo da curva de condensação com correções baseadas na teoria do filme tem, então, o seguinte equacionamento :

$$\frac{1}{h_c} = \frac{1}{h_{cf}} + \frac{1}{(1 + F_{corr}) \theta_S h_{sv}} \quad (5.9)$$

onde :

$F_{corr} \equiv$ obtido da curva de condensação previamente estabelecida por um modelo adequado de equilíbrio líquido-vapor.

CAPÍTULO 6

EQUILÍBRIO LÍQUIDO - VAPOR

A avaliação das propriedades termodinâmicas da fase líquida e da fase vapor condensante nas proximidades da interface está intimamente relacionada com o modelo de equilíbrio adotado e com a natureza da mistura analisada. Em sistemas multicomponentes fechados, na ausência de reações químicas, a pressão e temperatura constantes, o equilíbrio termodinâmico entre as fases líquida e vapor se estabelece quando o potencial químico de cada espécie na mistura líquida é igual ao correspondente na fase vapor.

$$\mu_i^L = \mu_i^V \quad (6.1)$$

O potencial químico de cada componente na mistura pode ser então avaliado em função de propriedades termodinâmicas fundamentais.

$$\mu_i^\alpha = RT \ln \hat{f}_i^\alpha + \mu_0(T) \quad (6.2)$$

$\hat{f}_i^\alpha \equiv$ fugacidade da espécie i na mistura da fase α

$\mu_0(T) \equiv$ potencial químico de referência

Substituindo a equação (6.2) em (6.1) temos :

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \quad (6.3)$$

Este é o critério de maior praticidade na determinação do equilíbrio de fases. A equação (6.3) estabelece que em sistemas multifásicos e multicomponentes o equilíbrio é alcançado quando a fugacidade de cada espécie é igual em todas as fases presentes. Existem na literatura clássica dois grandes grupos de modelos para a determinação da fugacidade de um elemento no interior de misturas. O primeiro, mais amplamente utilizado e reconhecido pela sua eficácia, é fundamentado na quantificação empírica de alguns parâmetros termodinâmicos com o ajuste de curvas para as chamadas funções de excesso da mistura. Modeladas as funções de excesso, determinam-se, então, os coeficientes de atividade para os componentes presentes na fase líquida e propõe-se uma relação P-V-T do Virial para a descrição do comportamento termodinâmico da fase vapor. Esta metodologia, embora sustentada em bases experimentais e por isso poderosa em sua essência, possui o inconveniente de não ser de aplicação generalizada, pois as constantes de ajuste relativas às equações utilizadas para a descrição das grandezas de excesso são particularizadas ao grupo de substâncias presentes na mistura, à pressão e à temperatura do sistema. Extrapolações nesses modelos são geralmente proibitivas uma vez que os erros cometidos são quase sempre muito grandes. Entre os métodos mais conhecidos dentro deste grupo se encontram o de Chao-Seader, Margules, Van Laar, Wilson, NRTL, UNIQUAC e UNIFAC [17], [18], [19], [20].

O segundo grande grupo de interesse prático se fundamenta na utilização de uma relação P-V-T única para a descrição de todas as fases presentes no sistema em equilíbrio. As mais utilizadas e conhecidas pela sua versatilidade e relativa acuidade são as chamadas relações cúbicas de dois parâmetros ajustáveis. As relações do terceiro grau no volume são as equações de menor grau capazes de representar o comportamento tanto da fase líquida como da fase vapor simultaneamente. As cúbicas apresentam algumas características operacionais interessantes, sobretudo para simuladores de equilíbrio líquido-vapor que necessitem de grande versatilidade, decorrentes principalmente de sua consistência termodinâmica. As equações cúbicas de dois parâmetros para substâncias puras mais conhecidas e utilizadas, principalmente para a descrição do equilíbrio líquido-vapor de hidrocarbonetos e de substâncias apolares ou pouco polares [18], [23], podem ser representadas na forma geral por :

$$P = \frac{RT}{(V - b)} - \frac{a(T)}{V^2 + u b V + t b^2} \quad (6.4)$$

a. Equação de Van der Waals (1873)

$$u = 0 \quad \rightarrow \quad a = a_{cr} = \frac{27}{64} \left(\frac{R^2 T_{cr}^2}{P_{cr}} \right) \quad (6.5)$$

$$t = 0 \quad \rightarrow \quad b = b_{cr} = \frac{1}{8} \frac{R T_{cr}}{P_{cr}} \quad (6.6)$$

b. Equação de Redlich-Kwong (1949)

$$u = 1 \quad \rightarrow \quad a = a_c = 0,42748 \left(\frac{R^2 T_{cr}^2}{P_{cr}} \right) T_{cr}^{1/2} \quad (6.7)$$

$$t = 0 \quad \rightarrow \quad b = b_{cr} = 0,08664 \frac{R T_{cr}}{P_{cr}} \quad (6.8)$$

c. Equação de Soave-Redlich-Kwong - S R K (1972)

$$u = 1 \quad \rightarrow \quad a(T) = a_{cr}(T) = 0,42748 \left(\frac{R^2 T_{cr}^2}{P_{cr}} \right) \tilde{\alpha}_{sk}(T) \quad (6.9)$$

$$t = 0 \quad \rightarrow \quad b = b_{cr} = 0,08664 \frac{R T_{cr}}{P_{cr}} \quad (6.10)$$

d. Equação de Peng-Robinson (1976)

$$u = 2 \quad \rightarrow \quad a(T) = a_{cr}(T) = 0,45724 \left(\frac{R^2 T_{cr}^2}{P_{cr}} \right) \tilde{\alpha}_{PR}(T) \quad (6.11)$$

$$t = -1 \quad \rightarrow \quad b = b_{cr} = 0,07780 \frac{R T_{cr}}{P_{cr}} \quad (6.12)$$

com :

$$\tilde{\alpha}_{sk}(T) = \left[1 + f(\omega) (1 - T_r^{1/2}) \right]^2 \quad (6.13)$$

$$f(\omega) = 0,48 + 1,574 \omega - 0,176 \omega^2 \quad (6.14)$$

$$\tilde{\alpha}_{PR}(T) = \left[1 + g(\omega) \left(1 - T_r^{1/2} \right) \right]^2 \quad (6.15)$$

$$g(\omega) = 0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2 \quad (6.16)$$

Os parâmetros "a" e "b" para a equação de Van der Waals são obtidos a partir das condições do ponto crítico para substâncias puras aplicadas à relação P-V-T :

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial V^2} \right)_{T=T_{cr}} = 0 \quad (6.17)$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V} \right)_{T=T_{cr}} = 0 \quad (6.18)$$

Para as equações de Redlich-Kwong, Soave-Redlich-Kwong e Peng-Robinson os parâmetros "a" e "b" de componentes puros são determinados a partir das condições do ponto crítico, equações (6.9) a (6.12), multiplicados por uma função da temperatura do sistema $\alpha(T)$.

Por sua simplicidade e tradição no tratamento de problemas de equilíbrio líquido-vapor de misturas de hidrocarbonetos, utiliza-se a equação de Soave-Redlich-Kwong para a avaliação das propriedades termodinâmicas na região da interface líquido-gás.

6.1 A EQUAÇÃO S-R-K

A relação P-V-T de Soave, assim como todas as cúbicas da mesma família, é constituída de duas parcelas fundamentais contemplando fenômenos de :

a. Repulsão intermolecular

$$\chi_R = \frac{RT}{V - b} \quad (6.19)$$

b. Atração intermolecular

$$\chi_A = - \frac{a(T)}{V(V + b)} \quad (6.20)$$

Assim, a pressão total no sistema será a resultante das forças intermoleculares a uma dada condição de temperatura.

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b)} = \chi_R + \chi_A \quad (6.21)$$

Soave imaginou o parâmetro $a(T)$ como o produto de uma constante " a_{cr} " obtida a partir das propriedades do ponto crítico e uma função $\alpha(T)$ com as seguintes restrições :

$$\alpha(T_{cr}) = 1 \quad \rightarrow \quad a(T_{cr}) = a_{cr} \quad (6.22.1)$$

$$\alpha(T \geq T_{cr}) = 1 \quad \equiv \quad \text{adimensional} \quad (6.22.2)$$

Reescrevendo a equação (6.21) em termos do fator de compressibilidade Z , temos :

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (6.23)$$

onde :

$$A = \frac{a_{cr} \tilde{\alpha}(T) P}{R^2 T^2} \quad (6.24)$$

$$B = \frac{b_{cr} P}{RT} \quad (6.25)$$

$$Z = \frac{PV}{RT} \quad (6.26)$$

A equação (6.23) é cúbica no fator de compressibilidade e possui pelo menos uma raiz real. Três situações distintas, cada qual com um significado físico particular são possíveis.

- i. Existem três raízes reais e iguais entre si → corresponde ao ponto crítico da substância .
- ii. Existem duas raízes complexas e uma raiz real → corresponde à situação de líquido comprimido ou de vapor superaquecido dependendo das condições de pressão e temperatura do sistema.
- iii. Existem três raízes reais e diferentes entre si → corresponde à região de saturação onde o menor valor do fator de compressibilidade Z é característico do líquido saturado e o maior valor do vapor saturado.

A fugacidade e a entalpia de substâncias puras podem ser avaliadas através das seguintes relações termodinâmicas clássicas :

$$\ln \left(\frac{f}{P} \right) = (Z-1) - \ln(Z-B) + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^V \left(\frac{RT}{V} - P \right) dV \quad (6.27)$$

$$(H - H_V^0) = PV - RT + \int_{\infty}^V \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV \quad (6.28)$$

Utilizando as equações (6.11), (6.12) e (6.13) em (6.27) e (6.28), chegamos a uma expressão analítica para a fugacidade e a entalpia de um fluido puro, baseado na relação P-V-T de Soave.

$$\ln \left(\frac{f}{P} \right) = (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{B} \ln \left(\frac{(Z+B)}{Z} \right) \quad (6.29)$$

$$(H - H_V^0) = RT \left\{ (Z-1) - \frac{1}{B} \ln \left[\frac{(Z+B)}{Z} \right] \left(1 + 2 f(\omega) \left[\frac{T_r}{\alpha} \right]^{1/2} \right) \right\} \quad (6.30)$$

6.2 A FUNÇÃO α (T)

A formulação de Soave surgiu como uma tentativa de tornar a relação de Redlich-Kwong mais precisa e viabilizar a sua utilização em problemas de equilíbrio líquido-vapor. A modificação fundamental proposta por Soave foi transformar o termo de atração intermolecular em uma função mais complexa da temperatura, sugerindo, evidentemente, um método

para a determinação do parâmetro $\alpha (T)$ como função também do fator acêntrico característico de cada substância e que é definido por :

$$\omega = 1 - \log_{10} \left(\frac{1}{P_r} \right)_{T_r = 0,7} \quad (6.31)$$

De posse de dados de pressão de vapor para várias substâncias puras e utilizando as equações (6.3), (6.23), (6.24) e (6.25) pode-se determinar o valor de $\tilde{\alpha} (T)$ para o par de propriedades conhecidas - temperatura e pressão de saturação. Construindo um gráfico dos pares $\tilde{\alpha} (T) , T$ para várias substâncias caracterizadas por seus respectivos fatores acêntricos verificou-se que as curvas resultantes poderiam ser perfeitamente ajustadas por uma reta quando se toma como ordenada o valor de $\tilde{\alpha} (T)^{1/2}$ e como abcissa $T^{1/2}$. Assim com as restrições impostas em (6.22.1) e (6.22.2) :

$$\tilde{\alpha}_i^{1/2} = 1 + m_i (1 - T_r^{1/2}) \quad (6.32)$$

Obtida a família de curvas que possibilita um bom ajuste par os pontos $(\tilde{\alpha}_i , T)$ determinados com base em dados experimentais o coeficiente angular m_i para cada substância pode ser calculado através de um ponto somente. Por questão de simplicidade escolhe-se o ponto onde $T_r = 0,7$ (a pressão de saturação nessa temperatura pode ser avaliada através do fator acêntrico) e assim, teríamos para cada substância :

$$m_i = \frac{\tilde{\alpha}_i^{1/2} (0,7) - 1}{1 - (0,7)^{1/2}} \quad (6.33)$$

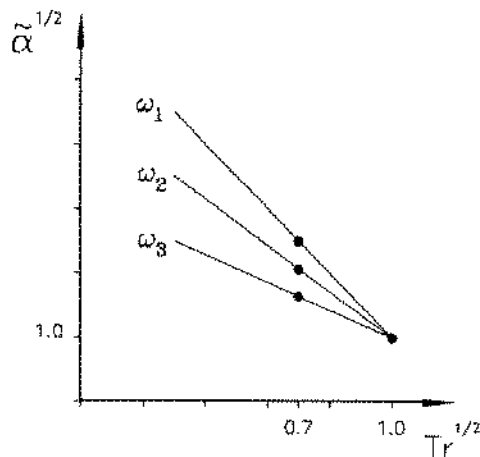


fig. 6.1 Comportamento de $\tilde{\alpha}$ em função de T_r

Com os pares (m_i, ω_i) obtidos através do ajuste de cada reta (α_i, T_r) , pode-se determinar a seguinte função para os coeficientes angulares "m_i" como função dos respectivos fatores acêntricos.

$$m_i = 0,48 + 1,574 \omega_i - 0,176 \omega_i^2 \quad (6.34)$$

Assim, fica definida a função $\tilde{\alpha}(T)$ para cada espécie presente na mistura como :

$$\tilde{\alpha}(T) = [1 + m_i (1 - T_r^{1/2})]^2 \quad (6.35)$$

$$\tilde{\alpha}_i(T) \geq 1 \quad \rightarrow \quad 0 \leq T_r \leq 1 \quad (6.35.1)$$

$$\tilde{\alpha}_i(T) = 1 \quad \rightarrow \quad T_r > 1 \quad (6.35.2)$$

6.3 REGRAS DE MISTURA

A relação de Soave, em sua forma original, foi proposta para descrever o comportamento P-V-T de substâncias puras. Para a sua utilização em sistemas multicomponentes, há a necessidade de se definir a mistura como um fluido hipotético com propriedades médias, ponderadas através de alguma regra adequada à sua natureza. A regra de mistura recomendada para todas as cúbicas de dois parâmetros [22] é :

- para o parâmetro "a"

$$a_m = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \tilde{y}_i \tilde{y}_j \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{i,j}) \quad (6.36)$$

- para o parâmetro "b"

$$b_m = \sum_{i=1}^n \tilde{y}_i b_i \quad (6.37)$$

onde : n = número de componentes na mistura

$$a_i = 0,42748 \frac{R^2 T_{cr,i}^2}{P_{cr,i}} \quad (6.38)$$

$$b_i = 0,08664 \frac{R T_{cr,i}}{P_{cr,i}} \quad (6.39)$$

Aplicando as regras de mistura (6.36) e (6.37) às equações (6.9), (6.10), (6.24) e (6.25), temos :

$$Z^3 - Z^2 + (A_m - B_m - B_m^2) Z - A_m B_m = 0 \quad (6.40)$$

onde :

$$A_m = 0,42748 \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \tilde{y}_i \tilde{y}_j \left[\frac{P_{ri} \tilde{\alpha}_i}{T_{ri}^2} \frac{P_{rj} \tilde{\alpha}_j}{T_{rj}^2} \right]^{1/2} (1 - k_{i,j}) \quad (6.41)$$

$$B_m = 0,08664 \sum_{i=1}^n \tilde{y}_i \left[\frac{P_{ri}}{T_{ri}} \right] \quad (6.42)$$

A fugacidade e a entalpia da espécie i da mistura na fase α são dadas por :

$$\ln \left[\frac{\hat{f}_i}{\tilde{y}_i P} \right]^\alpha = \frac{b_i}{B_m} (Z-1) - \frac{A_m}{B_m} \left[\left(\frac{2 a_i^{1/2} \sum_{j=1}^n \tilde{y}_j a_j^{1/2} (1 - k_{i,j})}{A_m} \right) - \frac{b_i}{B_m} \right] \ln \left(1 + \frac{B_m}{Z} \right) - \ln (Z - B_m) \quad (6.43)$$

$$(H - H_v^0)^\alpha = RT \left\{ (Z-1) - \frac{1}{B_m} \ln \left[\frac{(Z+B_m)}{Z} \right] \Theta_{i,j} \right\}^\alpha \quad (6.44)$$

onde :

$$\Theta_{i,j} = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \tilde{y}_i \tilde{y}_j A_{i,j} \left[1 + \frac{m_i T_{ri}^{1/2}}{2 \tilde{\alpha}_i^{1/2}} + \frac{m_j T_{rj}^{1/2}}{2 \tilde{\alpha}_j^{1/2}} \right] \quad (6.45)$$

Definindo a constante de equilíbrio ξ_i e os coeficientes de fugacidade para o componente i :

$$\xi_i = \frac{\tilde{y}_i}{x_i} \quad (6.46) \quad \hat{\Phi}_i^L = \frac{\hat{f}_i^L}{x_i P} \quad (6.47) \quad \hat{\Phi}_i^V = \frac{\hat{f}_i^V}{y_i P} \quad (6.48)$$

Da condição de equilíbrio dada pela equação (6.3) e utilizando as equações (6.46), (6.47) e (6.48), temos:

$$\xi_i = \frac{\hat{\Phi}_i^L}{\hat{\Phi}_i^V} = \frac{\tilde{y}_i}{x_i} \quad (6.49)$$

6.4 TEMPERATURAS DE ORVALHO E BOLHA

Uma vez estabelecidas a composição global e a pressão total do sistema pode-se determinar a temperatura em que a mistura, inicialmente no estado vapor, inicia o processo de condensação, formando a primeira partícula de líquido. Nestas condições pode-se afirmar :

- a. A composição da fase vapor é igual à composição global do sistema.

$$\tilde{y}_i = \tilde{z}_i \quad (6.50)$$

- b. A fase vapor representa a totalidade da massa presente no sistema (título de vapor unitário).

$$\tau_v = 1 \quad (6.51)$$

Assim, utilizando as equações (6.40), (6.44) e (6.49), calcula-se a temperatura de orvalho da mistura seguindo a sequência :

- 1) Assume-se a composição da fase líquida e a temperatura do sistema.
- 2) Calcula-se o valor das constantes A_m e B_m - equações (6.41), (6.42)
- 3) Determinam-se as raízes da equação (6.40). A menor raiz corresponde a Z_l e a maior raiz a Z_v
- 4) Calculam-se as fugacidades de cada componente da mistura para as fases líquida e vapor - equação (6.44).
- 5) Com a composição da fase vapor conhecida determina-se, então, a composição de equilíbrio para a fase líquida.- equação (6.49).
- 6) Se o somatório das frações molares das espécies presentes na mistura for maior que a unidade, a temperatura assumida para o sistema é muito alta e, se ao contrário, o mesmo somatório for menor do que a unidade, a temperatura assumida é muito baixa. Em ambos os casos deve-se retornar ao passo 1 com uma nova estimativa de temperatura para o sistema.

Analogamente, pode-se determinar a temperatura em que a última partícula de vapor na mistura passa para a fase líquida, findando o processo de condensação. Nestas condições pode-se afirmar :

- a. A composição da fase líquida é igual a composição global do sistema.

$$\tilde{x}_i = \tilde{z}_i \quad (6.52)$$

- b. A fase líquida representa a totalidade da massa presente no sistema (título de vapor nulo).

$$\tau_v = 0 \quad (6.53)$$

A seqüência para o cálculo da temperatura de bolha da mistura é análoga à proposta para a determinação do ponto de orvalho.

6.5 A EQUAÇÃO DE RACHFORD-RICE

Em condições de saturação onde o título de vapor é uma fração da unidade, as composições das fases líquida e vapor são desconhecidas. Assim, torna-se necessário estabelecer uma relação entre a composição global do sistema e as composições do líquido e do vapor nas condições de equilíbrio. Esta relação é dada pela equação de Rachford-Rice, determinada basicamente a partir de um balanço de massa para as espécies presentes na mistura.

$$\sum_{i=1}^n \left[\frac{\tilde{z}_i (\xi_i - 1)}{1 + (\xi_i - 1) \tau_v} \right] = 0 \quad (6.54)$$

$$\tilde{x}_i = \frac{\tilde{z}_i}{1 + (\zeta_i - 1) \tau_v} \quad (6.55)$$

$$\tilde{y}_i = \frac{\zeta_i \tilde{z}_i}{1 + (\zeta_i - 1) \tau_v} \quad (6.56)$$

Dessa forma, estabelecendo-se a composição global e a pressão total, assim como a temperatura de saturação do sistema, que deve necessariamente assumir valores intermediários aos pontos de orvalho e bolha da mistura respectivamente, pode-se determinar as composições das fases líquida e vapor no equilíbrio. Utilizando as equações (6.40), (6.44), (6.54) à (6.56) e a sequência :

- 1) Determina-se a temperatura do sistema e assumem-se as composições das fases líquida e vapor
- 2) Calculam-se as constantes A_m e B_m - equações (6.41), (6.42)
- 3) Determinam-se as raízes da equação (6.40). A menor raiz corresponde a Z_l e a maior raiz a Z_v
- 4) Calculam-se as fugacidades de cada componente da mistura para as fases líquida e vapor.
- 5) Calcula-se o título de vapor através da equação (6.54) e as composições das fases líquida e vapor com as equações (6.55) e (6.56), respectivamente. Enquanto o somatório das frações molares das espécies presentes tanto na fase líquida como na fase vapor não totaliza um, retorna-se ao passo 2

6.6 CURVA DE CONDENSAÇÃO

A curva de condensação, assim chamada por representar de forma idealizada o comportamento térmico de misturas gasosas dentro do processo de condensação, é estabelecida pela determinação das propriedades termodinâmicas do sistema em sucessivos estágios de equilíbrio. De acordo com as características operacionais impostas ao sistema durante o processo de condensação, é possível que prevaleçam algumas condições determinantes na avaliação dos parâmetros de equilíbrio, tais como :

- a) Ausência de líquido nos estágios de equilíbrio especificados, decorrente de uma drenagem eficiente (forçada ou natural) no interior do equipamento. Este caso é típico dos condensadores horizontais.
- b) Presença de líquido e vapor em contacto íntimo em todos os estágios especificados. É o caso típico de condensadores verticais cocorrente.
- c) O líquido formado durante o processo de condensação flui em sentido contrário ao do vapor. Este caso ocorre em condensadores de refluxo.

A condição a) pode ser observada em processos de condensação onde cada estágio de equilíbrio especificado é calculado considerando-se que a sua composição global é igual à composição da fase vapor do estágio anterior no sistema. Este caso corresponde à curva de condensação diferencial e pode ser observada nas figuras 6.1 e 6.2.

Na condição b) a composição global de cada estágio de equilíbrio permanece inalterada durante todo o processo de condensação. As curvas de condensação calculadas a partir desta consideração são chamadas de integrais e podem também ser observadas nas figuras 6.1 e 6.2.

A condição c) corresponde a uma operação unitária de "stripping" não adiabático, característico de processos de separação. Este caso se encontra além dos objetivos deste trabalho e portanto não será analisado.

Como pode ser observado nas figuras 6.1 a 6.4 abaixo, o perfil de temperaturas resultante da simulação do equilíbrio baseado na hipótese a), se mostra muito inferior ao obtido considerando-se a hipótese b). O impacto desta diferença sobre a determinação da condutância térmica equivalente e da diferença média de temperaturas, força motriz do fenômeno da transferência de calor, para condensadores de misturas multicomponentes, depende da faixa de temperaturas de operação do equipamento e da natureza da mistura.

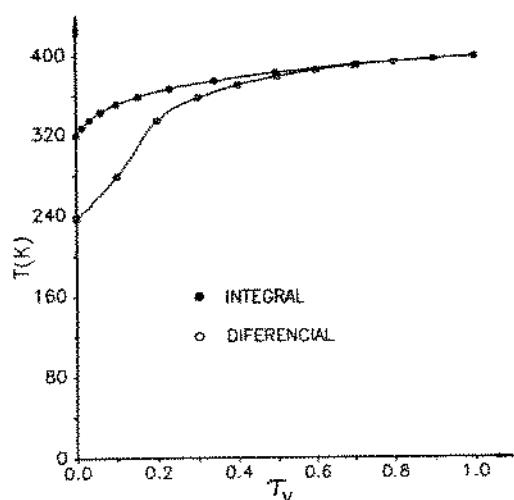


fig. 6.1 Curva $\tau_V \times T$ - caso 1

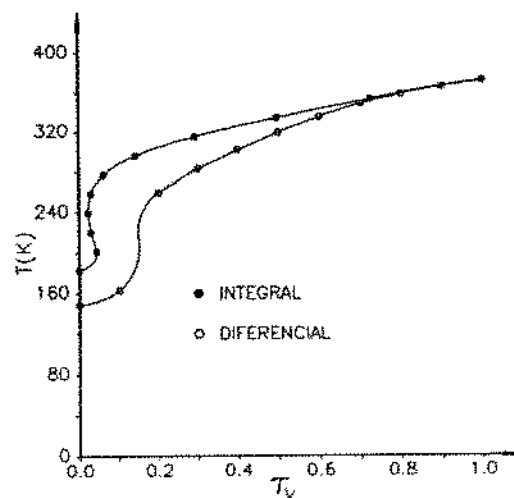


fig. 6.2 Curva $\tau_V \times T$ - caso 2

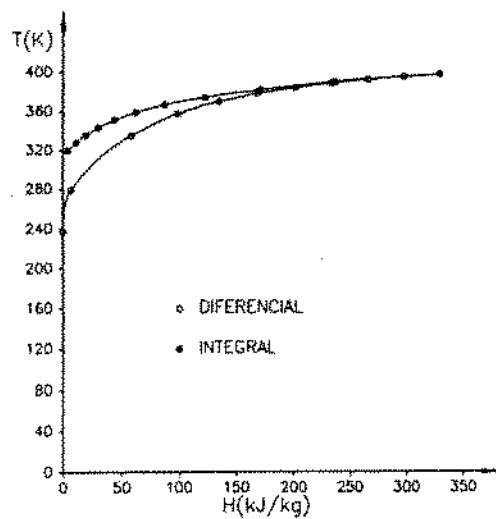


fig. 6.3 Curva H x T- caso 1

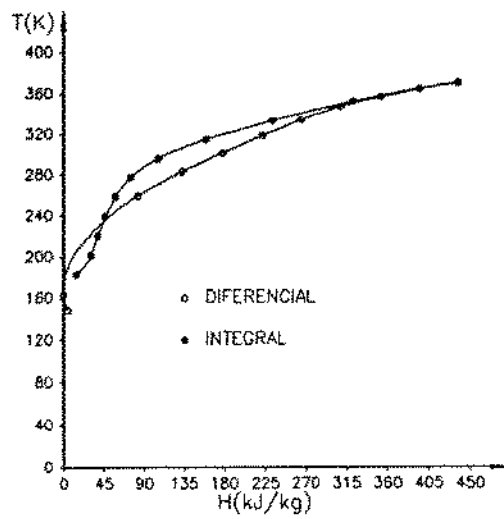


fig. 6.4 Curva H x T - caso 2

CAPÍTULO 7

PROCEDIMENTOS OPERACIONAIS

Os modelos propostos nos capítulos precedentes para o tratamento de problemas de condensação de misturas se referem, de um modo geral, à análise fenomenológica da transferência de massa em sistemas multicomponentes e seus efeitos sobre os processos de transferência de calor e quantidade de movimento. Como resultado do modelamento, determina-se o fator de ponderação ψ responsável pela quantificação do coeficiente local de transferência de calor equivalente para a condensação. Assim, alguns tópicos importantes ainda precisam ser definidos para que, de posse das informações básicas a respeito da geometria e do serviço requerido para o equipamento, uma avaliação de desempenho térmico global possa ser executada. Torna-se necessário, então, uma discussão específica sobre :

- 1) A caracterização geométrica do trocador de calor com a definição e discretização do domínio de cálculo
- 2) A definição dos métodos para a determinação dos coeficientes locais de transferência de calor sensível e latente.

- 3) A proposição de um algoritmo eficaz para a resolução algébrica das equações básicas estabelecidas pelos métodos utilizados para todo o domínio de cálculo.

Passa-se, então, à análise detalhada dos itens acima descritos:

7.1 CARACTERIZAÇÃO GEOMÉTRICA

A determinação correta dos principais parâmetros térmicos globais como a diferença média de temperatura e a condutância térmica total do sistema, são os tópicos mais importantes e fundamentais no projeto térmico e mecânico de trocadores de calor para a indústria. Dificuldades associadas à variações das propriedades físicas de transporte e composição da corrente condensante ao longo do equipamento e a geometrias frequentemente bastante complexas, devido à presença de acessórios para direcionamento de fluxo, tornam inviável, ou até mesmo impossível, a solução precisa do problema por métodos analíticos. Uma das metodologias possíveis para o tratamento numérico desse tipo de problema, consiste em dividir o sistema considerado complexo demais para um tratamento integrado, em várias partes, de tal maneira que, cada subsistema, acoplado aos demais, admita um modelamento mais simples do fenômeno a que está sujeito. Esta metodologia será aplicada respeitando-se as características geométricas mais importantes dos condensadores comumente encontrados em unidades fabris.

Os trocadores de calor de utilização mais frequente nas indústrias química e petroquímica são, em sua grande maioria, multitubulares do tipo casco e tubos, construídos de acordo com os padrões es-

tabelecidos pela norma TEMA [30]. Num trocador de calor, a distribuição topográfica das correntes fluidas envolvidas no processo de transferência de calor é função do arranjo físico dos tubos no interior do feixe tubular, bem como de todos os acessórios internos ao casco, tais como, chapas de impacto e chicanas transversais e longitudinais. Esses acessórios têm a função específica de direcionar o fluido no interior do casco, proporcionando um aumento de velocidade e conseqüentemente de sua condutância térmica local. Na figura 7.1, pode-se observar um trocador de calor do tipo BEU típico, com a identificação das regiões ditas de janela e de fluxo cruzado.

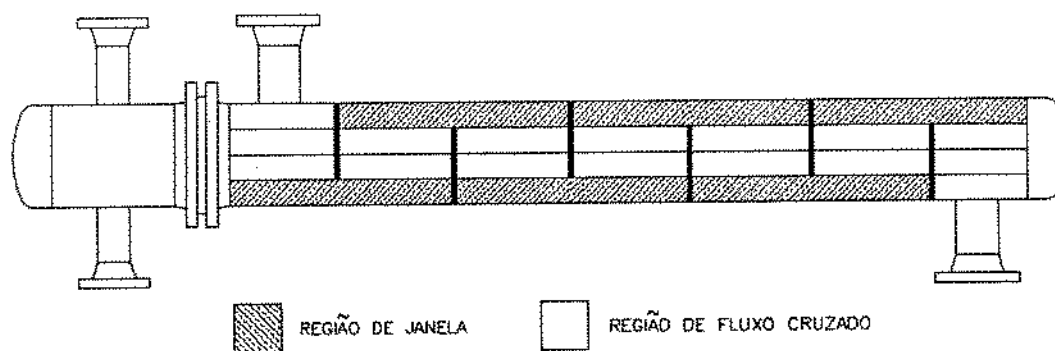


fig.7.1 Arranjo típico para um trocador de calor tipo TEMA BEU

Nas regiões de janela o escoamento se estabelece paralelamente aos tubos do feixe e nas regiões de fluxo cruzado na direção perpendicular a eles. Estas porções do equipamento possuem aspectos de interação térmica bastante diferenciados entre si, devido, fundamentalmente, às características de turbulência atribuídas à geometria específica de cada região, devendo receber tratamentos particularizados para se resguardar a sua identidade dentro do algoritmo proposto para a análise de desempenho global do equipamento.

7.2 DISCRETIZAÇÃO

Por questão de simplicidade, propõe-se a divisão do trocador de calor em cinco regiões no sentido longitudinal e quatro no sentido transversal caracterizando as zonas de fluxo cruzado e paralelo, como mostra a figura 7.2.

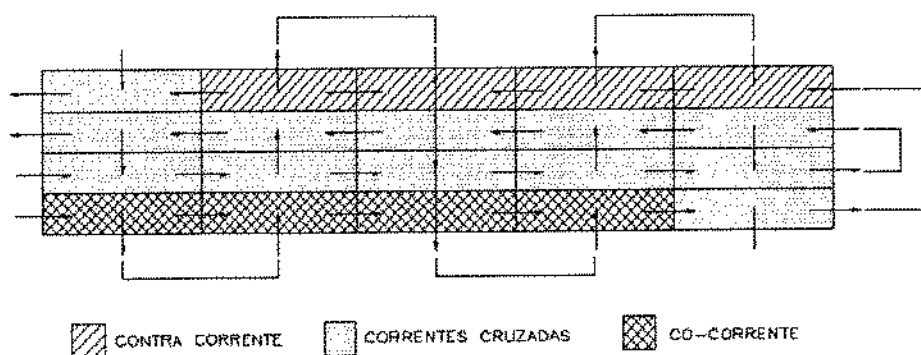


fig 7.2 Características internas do feixe tubular de um trocador BEU

Assim, o trocador de calor é dividido em vinte elementos de área, correspondendo a cada elemento, um vinteavos da área total, distribuídas equitativamente no interior do equipamento. Observa-se que, para a divisão em regiões adotada, identifica-se de maneira imediata a analogia entre um trocador com geometria complexa e uma associação complexa de trocadores com equacionamento analítico mais simples (trocadores com fluxos em contracorrente ou cocorrente simples e com fluxos cruzados). Cada divisão vertical corresponde a locação de uma chicana com corte simples onde apenas um elemento de área pertencente à região de janela permanece sem o bloqueio de fluxo longitudinal característico desse acessório quando em operação na região de fluxo cruzado. Para trocadores de calor com mais do que quatro chicanas, cada elemento de área, definido a partir da discretização, deixa de corresponder ao arranjo físico real do feixe tubular, passando a representar um número proporcionalmente superior de divisões.

Nas fronteiras de cada elemento estão alocados os pontos nodais onde se promove o acoplamento do sistema através das temperaturas dos fluidos frio e quente como pode ser observado na figura 7.3.

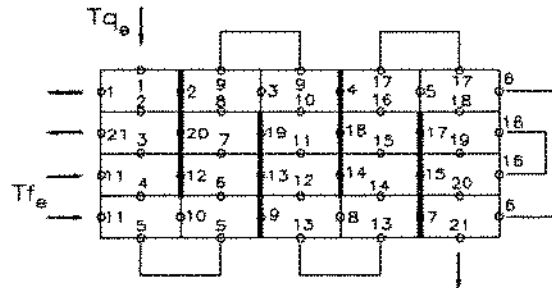


fig 7.3 Discretização do domínio de cálculo

Fazendo o balanço de energia para um elemento de área qualquer no interior do domínio de cálculo, figura 7.4, chega-se à definição do primeiro conjunto de equações para o trocador.

$$C_{qj} T_{qj} - C_{qj+1} T_{qj+1} + C_{fk} T_{fk} - C_{fk+1} T_{fk+1} = 0 \quad (7.1)$$

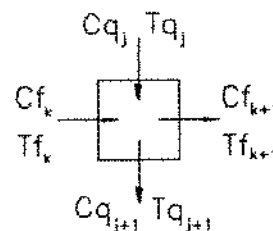


fig. 7.4 I-ésimo elemento de área

A identidade de cada região no equipamento é mantida não só pela consideração de coeficientes locais de transferência de calor avaliados para as condições específicas de cada zona de fluxo, mas também pela caracterização diferenciada da distribuição topográfica de temperaturas dentro de cada elemento de área considerado, [31]. Este efeito, é intro-

duzido no equacionamento através do conceito da efetividade de trocadores de calor aplicados a cada elemento de área [32], determinando, assim, o segundo e último conjunto de equações necessárias para a determinação do perfil de temperaturas das correntes fria e quente.

$$(1 - \Psi) T_{qj} - T_{qj+1} + \Psi T_{fk} = 0 \quad (7.2)$$

para $C_f > C_q$

$$(1 - \Psi) T_{fk} - T_{fk+1} + \Psi T_{qj} = 0 \quad (7.3)$$

para $C_f < C_q$

onde :

$$C_f = \frac{C_{fk} + C_{fk+1}}{2} \quad (7.4)$$

$$C_q = \frac{C_{qj} + C_{qj+1}}{2} \quad (7.5)$$

O valor da efetividade presente no conjunto de equações (7.2) e (7.3) é determinado segundo as características de transferência de calor que ocorre em cada elemento considerado. Assim, para as diversas regiões do equipamento, temos :

a) Transferência de calor com fluxos em paralelo e contra-corrente simples

$$\Psi = \frac{1 - e^{-N(1-C)}}{1 - C e^{-N(1-C)}} \quad (7.6)$$

b) Transferência de calor com fluxos em paralelo e co-corrente simples

$$\Psi = \frac{1 - e^{-N(1+C)}}{1+C} \quad (7.7)$$

c) Transferência de calor com fluxos cruzados

- Corrente com maior capacidade térmica (C_{\max}) misturada e corrente com menor capacidade térmica (C_{\min}) não misturada.

$$\Psi = \frac{1 - e^{C(1-e^{-N})}}{C} \quad (7.8)$$

- Corrente com maior capacidade térmica (C_{\max}) não misturada e corrente com menor capacidade térmica (C_{\min}) misturada

$$\Psi = 1 - e^{\left(\frac{1 - e^{-NC}}{C}\right)} \quad (7.9)$$

onde :

$$N = NUT = \frac{UA}{C_{\min}} \quad (7.10)$$

$$C = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad (7.11)$$

7.3 SOLUÇÃO NUMÉRICA

Levando-se em consideração as equações (7.1) à (7.3) em todos os elementos de área resultantes da discretização utilizada para o trocador de calor, com os respectivos acoplamentos dados pelas temperaturas nos pontos nodais, chega-se a um sistema de equações lineares determinado (quarenta equações e quarenta incógnitas), que pode ser representado matricialmente por :

$$[X] (T) - (Y) = (0) \quad (7.12)$$

onde :

- $[X] \equiv$ Matriz dos coeficientes do sistema
- $(T) \equiv$ Vetor de temperaturas
- $(Y) \equiv$ Vetor das constantes não nulas do sistema
- $(0) \equiv$ Vetor nulo

e a solução do sistema é dada por :

$$(T) = [X]^{-1} (Y) \quad (7.13)$$

Cada elemento $X_{i,j}$ da matriz de coeficientes $[X]$ é função das propriedades físicas de transporte e, conseqüentemente, dependentes do valor da temperatura local. Assim, torna-se inevitável um procedimento iterativo para a atualização dos coeficientes $X_{i,j}$ em função do perfil de temperaturas avaliado a cada iteração.

Esta metodologia apresenta características muito favoráveis em relação a estabilidade, permitindo uma resolução rápida (em uma única iteração para a matriz de coeficientes $[X]$ definida por um determinado perfil de temperaturas) e precisa do sistema de equações resultante.

Vale a pena lembrar que o vetor de temperaturas (T) encontrado é a solução geral do sistema de equações e define completamente o perfil de temperaturas de ambas as correntes no interior do equipamento, avaliado nas fronteiras de cada elemento de área. A solução final é conseguida depois que, atualizados os elementos da matriz de coeficientes [X] em função do perfil de temperaturas calculado na iteração imediatamente anterior, as variações absolutas do próprio perfil sejam menores do que um valor prefixado.

Para se comprovar a validade do método e a discretização proposta para o cálculo térmico de trocadores de calor, um gráfico de efetividades em função do número de unidades de transferência para uma dada razão de capacidades térmicas das correntes fria e quente, é construído; figura 7.5, mostrando as soluções analítica [32] e numérica [31] respectivamente.

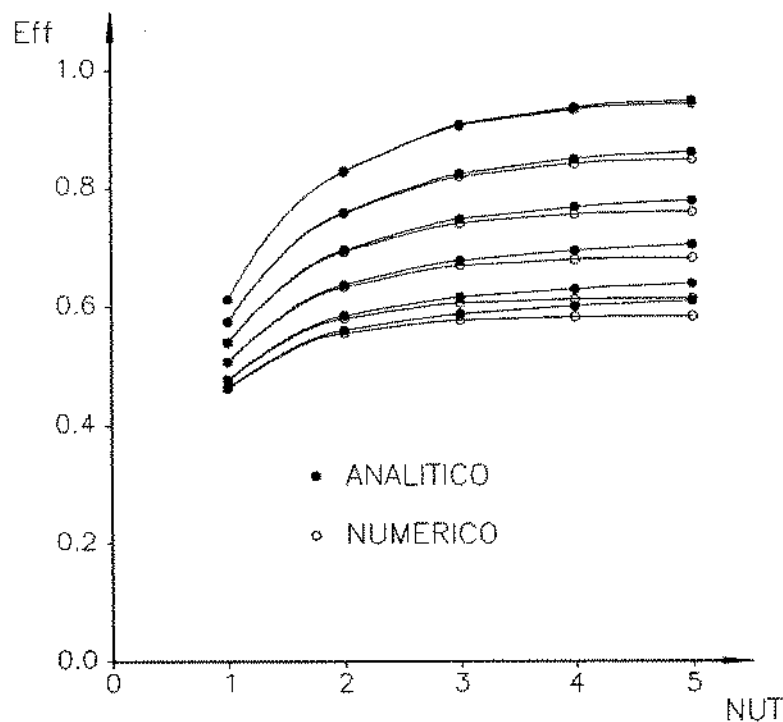


fig 7.5 Efetividade para trocador BEU

A máxima variação encontrada para o valor da efetividade foi menor do que 5% para valores de $C=0.1$ e $N=5.0$. O perfil de temperaturas das correntes fria e quente no interior do trocador de calor (ver figura 7.3), correspondente a condição de máxima discrepância encontrada, é mostrado na tabela 7.1, onde foram arbitradas as seguintes condições de contorno :

$$T_{qe} = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{fe} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Ponto	T quente	T frio		Ponto	T quente	T frio
	°C	°C			°C	°C
01	70.0	43.2		12	54.4	24.4
02	68.6	40.5		13	53.2	27.8
03	67.3	38.6		14	52.1	30.4
04	65.1	36.7		15	51.1	32.4
05	63.0	35.3		16	50.4	33.9
06	61.2	33.8		17	49.7	35.3
07	59.5	32.4		18	48.9	36.8
08	58.5	30.3		19	48.2	38.6
09	57.6	27.8		20	47.5	40.6
10	56.6	24.2		21	46.8	43.2
11	55.7	20.0		22	—	—

tab 7.1 Perfil de temperaturas para um trocador BEU

A aplicação do método requer o conhecimento de alguns parâmetros representativos do comportamento térmico das correntes que participam do processo de transferência de calor, tais como :

- Capacidade térmica das correntes quente e fria
- Condutância térmica total

Em processos sem mudança de fase , as capacidades térmicas dos fluidos quente e frio podem ser facilmente avaliadas conhecendo-se a vazão e o calor específico de cada corrente, respectivamente.

Na condensação não isotérmica de misturas de vapores, em particular, a capacidade térmica da corrente quente deve ser avaliada com a inclusão da parcela latente do calor retirado. Assim, para condensadores, em geral, pode-se definir para o i -ésimo elemento de área :

$$C_{qi} = \frac{\dot{q}_{SL} + \dot{q}_{SV} + \dot{q}_{LV}}{T_{qi} - T_{qi+1}} \quad (7.14)$$

7.4 COEFICIENTES DE FILME LOCAIS

A avaliação do coeficiente local de transferência de calor equivalente para a condensação de misturas de vapores, é feita a partir de uma ponderação das condutâncias térmicas relativas ao resfriamento e a mudança de fase respectivamente, dada pelo fator ψ . Além disso, a analogia de Colburn, base para a determinação dos coeficientes locais de transferência de massa, requer o conhecimento prévio da dimensão ΔE da camada limite térmica e, por conseguinte, das características

locais de transporte difusivo de calor. Dessa maneira, se evidencia claramente a importância da determinação dos coeficientes locais de transferência de calor correspondentes às parcelas sensível (h_{sv}) e latente (h_{cf}) no processo de condensação.

7.5 AVALIAÇÃO DO COEFICIENTE h_{sv}

O coeficiente local de transferência de calor sensível para a condensação de misturas é determinado através de métodos tradicionais encontrados na literatura, admitindo-se que apenas a parcela gasosa da mistura participa do processo, trocando calor com a corrente fria. Assim, a medida em que a fração de condensado aumenta ao longo do equipamento, menores quantidades de vapor permanecem na fase gasosa, causando uma diminuição na velocidade de passagem da corrente quente no interior do feixe tubular e, conseqüentemente, no coeficiente de película local. Os mecanismos responsáveis pela transferência de calor e quantidade de movimento no lado do casco de um trocador estão intimamente relacionados com a geometria do escoamento que se estabelece no interior do feixe tubular. A figura 7.6 mostra de forma esquemática, a corrente principal na região de fluxo cruzado, e as principais correntes secundárias, comumente denominadas correntes de fuga, que aparecem na operação de trocadores utilizados a nível comercial, [24], [28]. Tais vazamentos surgem fundamentalmente devido às tolerâncias mecânicas utilizadas na fabricação e montagem de trocadores de calor.

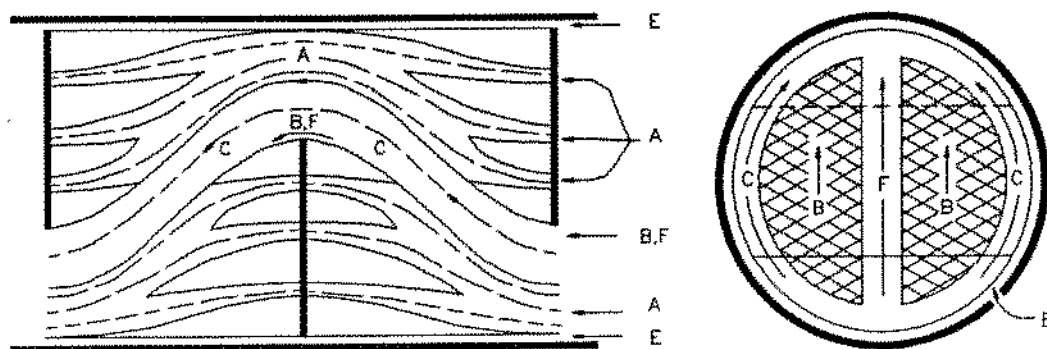


fig 7.6 Correntes de fuga num trocador casco e tubos

As metodologias mais recentes para a determinação dos coeficientes locais de transferência de calor e momento no lado do casco de trocadores casco e tubos se baseiam na aplicação de fatores corretivos sobre dados empíricos obtidos em bancos de tubos ideais]. Bell [27] apresentou seu modelo, fundamentado em base experimental sólida obtida junto ao programa de pesquisas da Universidade de Delaware. Através da determinação experimental das correntes de fuga em trocadores de padrão comercial e dos coeficientes locais de transferência de calor e momento em bancos de tubos ideais para vários arranjos e geometrias de interesse industrial, propôs fatores corretivos baseados apenas em parâmetros geométricos do equipamento. Tinker [26] propõe em seu trabalho, relações analíticas complexas para a determinação das diversas correntes de fuga presentes no feixe tubular. Os valores dos fluxos de fuga determinados através de um procedimento iterativo, são utilizados, então, para se definir um número de Reynolds efetivo para o processo de troca de calor sensível e perda de carga. Palen [25] modificou o método de Tinker aumentando sua acuidade em relação a dados experimentais disponíveis. Este método será utilizado para o cálculo do coeficiente de película local e o conjunto de equações que o definem podem ser encontradas na referência [25]

7.6 AVALIAÇÃO DO COEFICIENTE h_{CF}

Os métodos para a avaliação do coeficiente local de filme relativo à mudança de fase encontrados na literatura, são baseados, fundamentalmente, na quantificação da resistência térmica proporcionada pelo filme de líquido, escoando em regime laminar, formado na periferia de cada tubo. Aplicam-se, então, fatores corretivos contemplando os efeitos da superposição de tubos na direção vertical e da turbulência causada pelo aumento da quantidade de líquido presente nas sucessivas fileiras de tubos, até a região inferior do casco do condensador. Nusselt [33] propõe uma expressão analítica para o cálculo do coeficiente de película local, baseado no balanço de energia e quantidade de movimento para um filme delgado, escoando em regime laminar no sentido descendente, considerando a ausência de interações viscosas entre as fases vapor e líquida e pequeno gradiente de temperaturas no interior do filme. Esta expressão é extensivamente utilizada para processos de condensação controlados por efeitos tipicamente gravitacionais, devido às hipóteses consideradas em sua determinação. Kern [34] sugere em seu artigo, a correção do coeficiente de filme local para efeitos de superposição de tubos nas diversas fileiras presentes no feixe tubular de condensadores. Grant e Osment [39] mostrou a adequação da correção proposta por Kern em relação a dados experimentais. Butterworth [42] propõe em seu artigo um fator corretivo relacionado à turbulência da película de líquido em função dos números de Reynolds e de Prandtl.

Na condensação de substâncias puras a interação viscosa entre as fases líquida e vapor podem aumentar significativamente a transferência de calor e quantidade de movimento. Isto se deve ao fato de que, a corrente gasosa, quando de passagem pelos tubos do feixe, arrasta partículas de condensado, deixando o filme mais delgado, num efeito de

drenagem da superfície de troca térmica. Em consequência a parede externa dos tubos, envolvidas por quantidades menores de líquido, apresenta uma condutância térmica aumentada. O efeito do fluxo de vapor na determinação do coeficiente local de transferência de calor para a condensação foi estudado por Fujii et alii, [36]. Em condensadores de misturas multicomponentes, as resistências ao fluxo de calor e massa na fase gasosa são, em geral, muito mais elevadas do que a causada pela presença do filme de condensado na superfície externa dos tubos. Nesses casos a questão do efeito de cisalhamento proporcionado pela interação entre as fases na interface líquido-gás, se torna irrelevante, devido ao fato de que as resistências térmicas presentes no processo de condensação de misturas, se apresentam associadas em série, como mostra a figura 7.7.

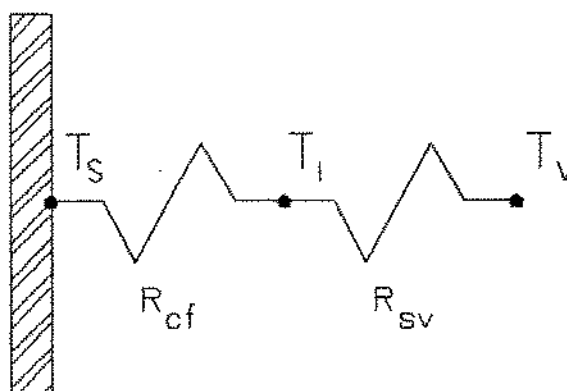


fig. 7.7 Resistências térmicas no processo de condensação

Assim, nenhuma correção que contemple o efeito do cisalhamento entre fases sobre a determinação do coeficiente de película local h_{cf} será utilizada. As equações referentes ao método adotado podem ser encontradas nas referências [33], [34], [42]

7.7 PROPRIEDADES FÍSICAS

A determinação dos coeficientes locais de transferência de calor depende tanto das condições geométricas específicas do condensador, quanto da precisão com que são avaliadas as propriedades físicas de transporte para a mistura. Na maior parte dos casos encontrados na prática industrial, muito pouco, ou quase nada se conhece a nível experimental a respeito das substâncias envolvidas no processo. Assim, uma rotina de predição é frequentemente utilizada para a determinação das propriedades físicas das diversas fases presentes na mistura condensante.

A teoria dos estados correspondentes, associada à relação P-V-T mais apropriada ao sistema estudado, pode ser utilizada com boa precisão para compostos apolares ou ligeiramente polares [18]. A aplicação dessa metodologia traz vantagens operacionais uma vez que todas as propriedades são relacionadas às propriedades críticas dos elementos da mistura e de seus fatores acêntricos apenas. Embora propriedades físicas relacionadas prioritariamente aos processos de transferência de calor e quantidade de movimento para ambas as fases da mistura condensante, sejam fundamentais para a aplicação adequada dos modelos estudados, consideramos a preparação de uma rotina de predição como fora dos objetivos deste trabalho. Ao invés disso, um programa comercial, de propriedade da Setal Lummus S/A, empresa localizada em São Paulo, SP, foi utilizado para tal finalidade. Entretanto, consideramos importante a predição da difusividade mássica de binários $D_{i,j}$ necessários para a aplicação do modelo de filme dada a sua importância na determinação da matriz de coeficientes de difusão de massa para a mistura.

Bird [8] apresenta uma revisão geral das expressões disponíveis para a avaliação da difusividade mássica para misturas gasosas binárias.

Uma vez que misturas de hidrocarbonetos são tipicamente apolares, pode-se utilizar uma expressão baseada em argumentos da teoria cinética dos gases sem quaisquer correções para efeitos de não idealidade. Assim, a equação (7.14) será utilizada em conjunto na aplicação do modelo de filme.

$$c D_{i,j} = Co \frac{\left[T \left(\frac{1}{M_i} + \frac{1}{M_j} \right) \right]^{1/2}}{\sigma_{i,j}^2 \Omega_{D_{i,j}}} \quad (7.14)$$

$$\sigma_{i,j} = \frac{(\sigma_i + \sigma_j)}{2} \quad (7.14.1)$$

Para a avaliação de $\Omega_{D_{i,j}}$ é utilizada a equação de Neufield apresentada em Reid [18].

$$\Omega_{D_{i,j}} = \frac{A^*}{T^{*B}} + \frac{C^*}{e^{DT^*}} + \frac{E^*}{e^{FT^*}} + \frac{G^*}{e^{HT^*}} \quad (7.14.2)$$

com :

$$T^* = \frac{\kappa T}{\varepsilon_{i,j}}$$

$$\varepsilon_{i,j} = \sqrt{\varepsilon_i \varepsilon_j}$$

$$A^* = 1.06036$$

$$E^* = 1.03587$$

$$B^* = 0.15610$$

$$F^* = 1.52996$$

$$C^* = 0.19300$$

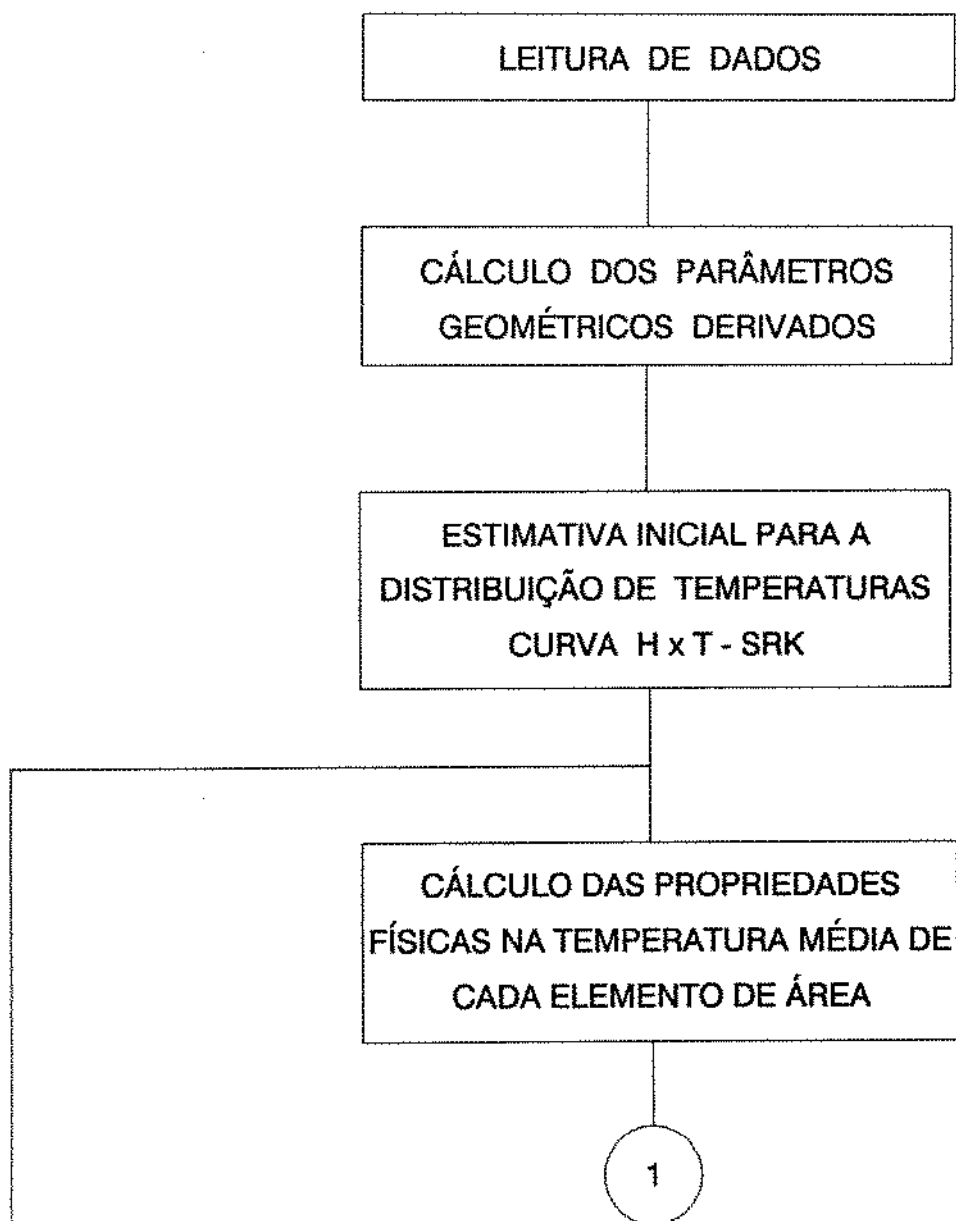
$$G^* = 1.76474$$

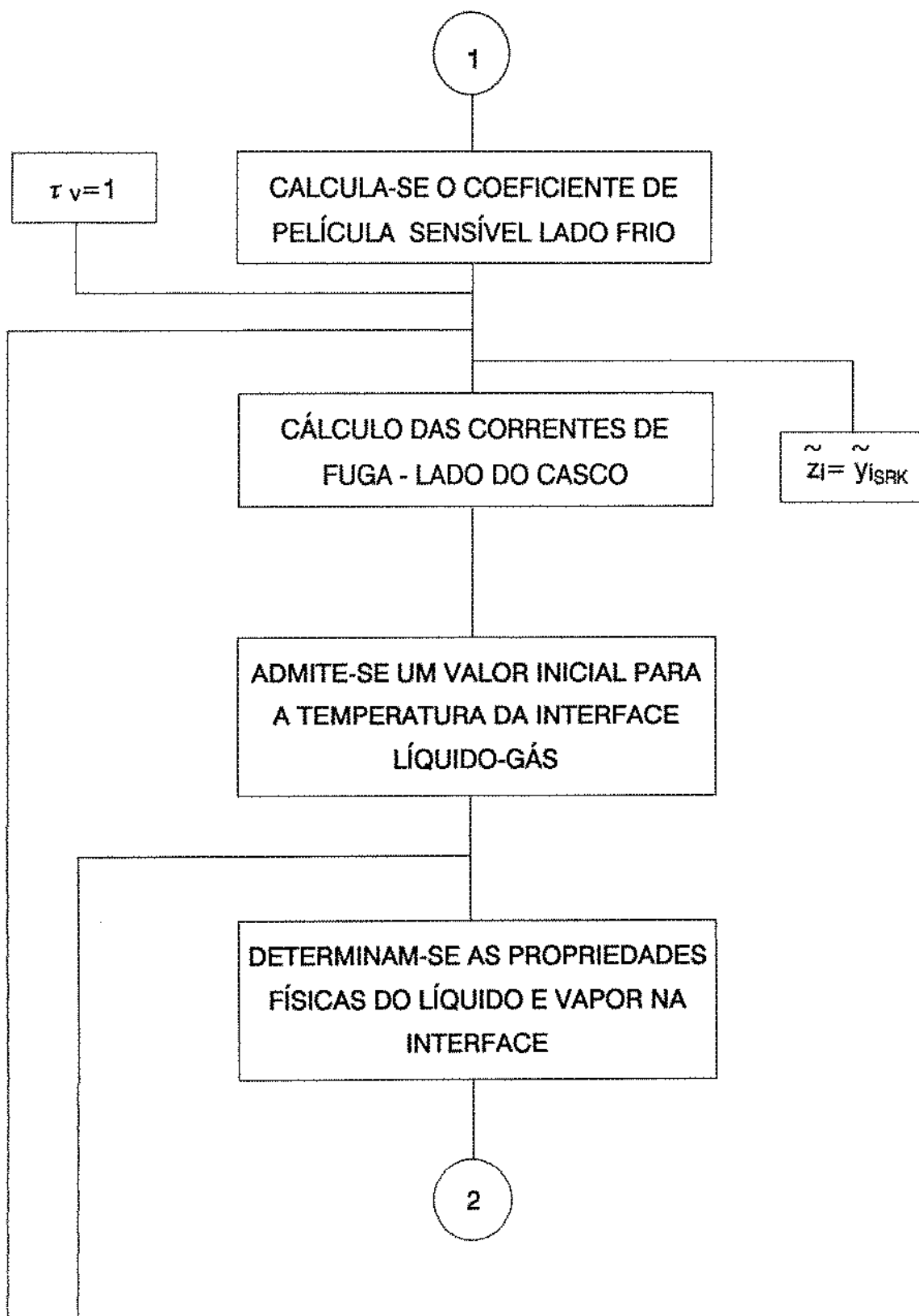
$$D^* = 0.47635$$

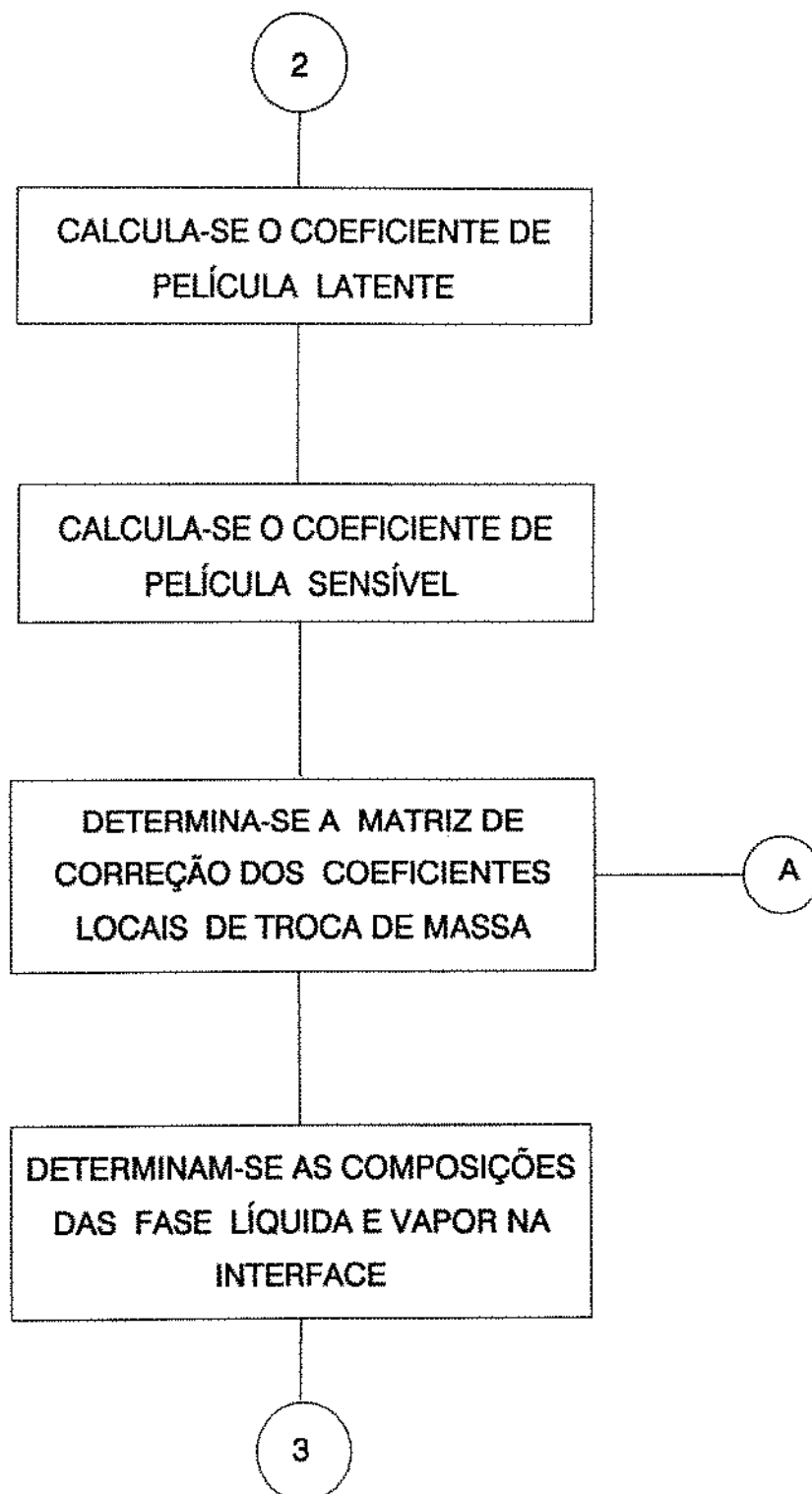
$$H^* = 3.89411$$

7.8 ALGORITMOS

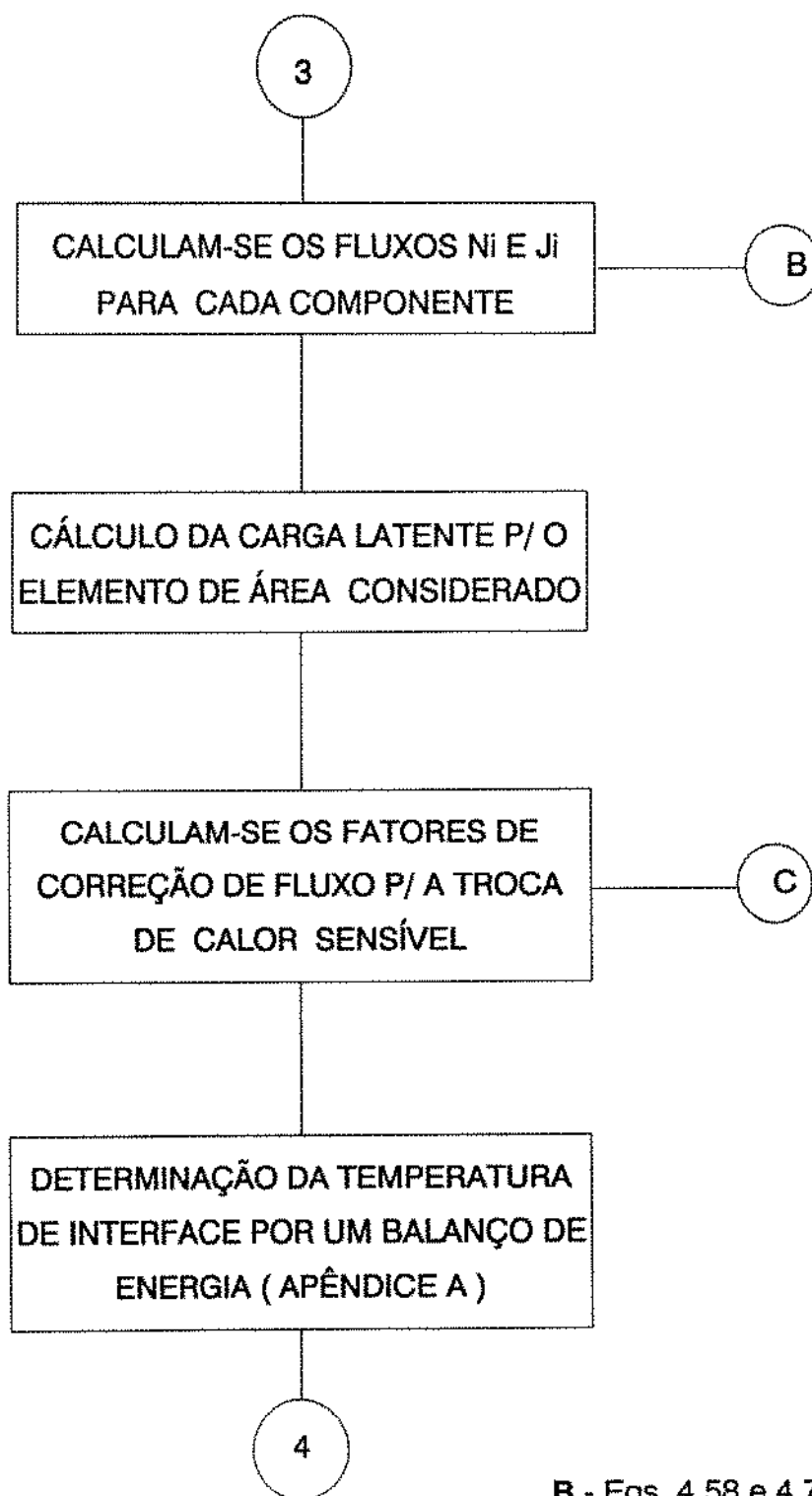
MODELO DE FILME





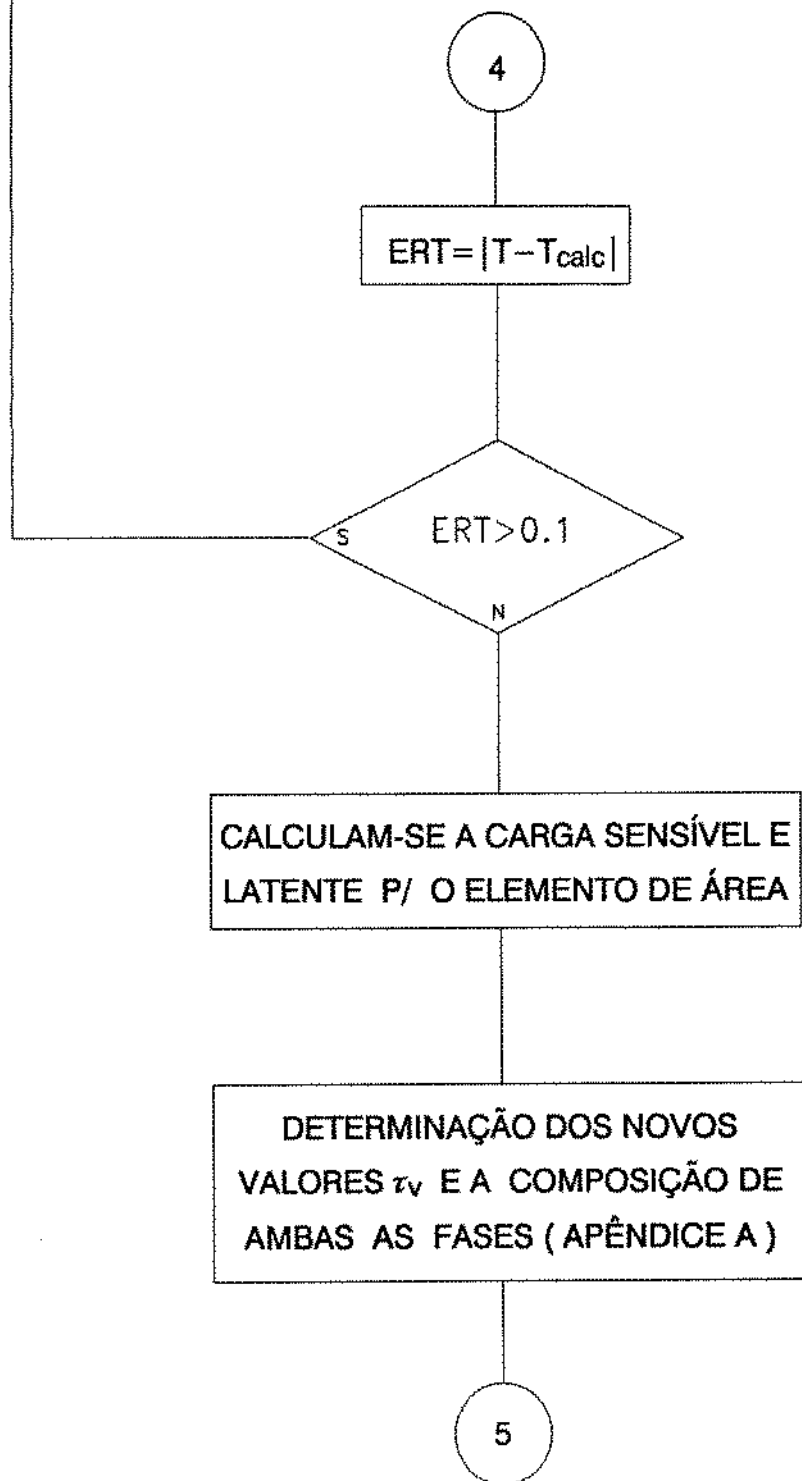


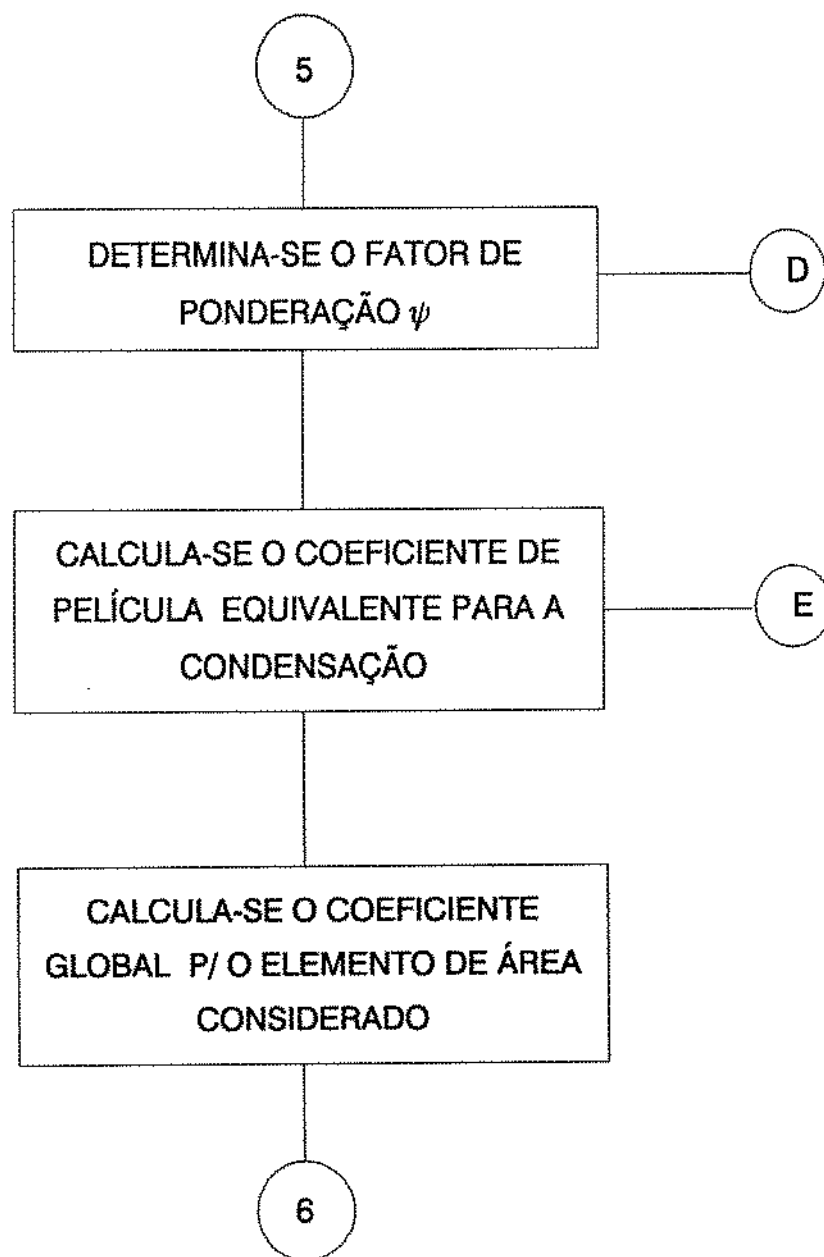
A - Eqs. 4.52 a 4.59



B - Eqs. 4.58 e 4.71

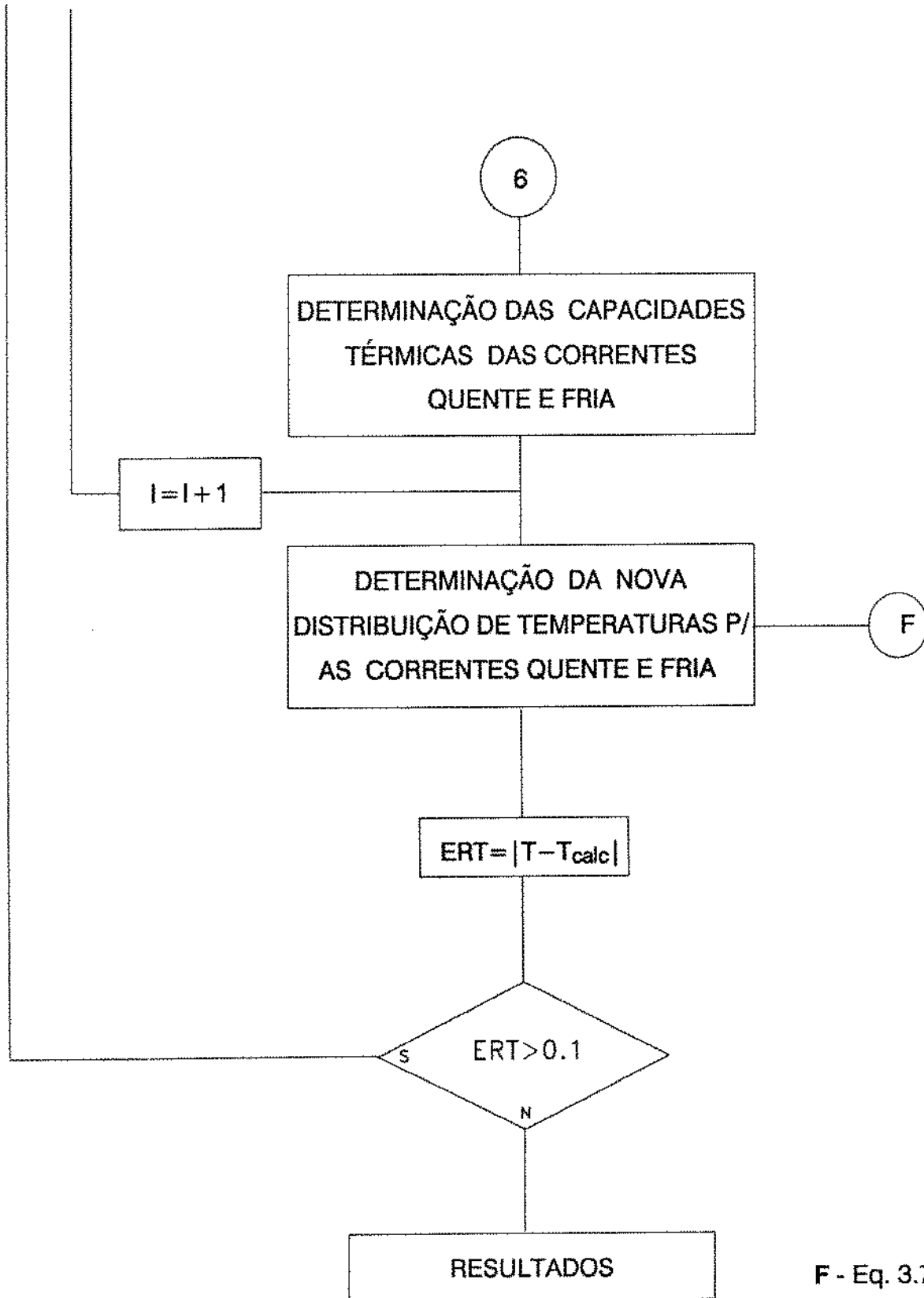
C - Eqs. 5.5 e 5.7



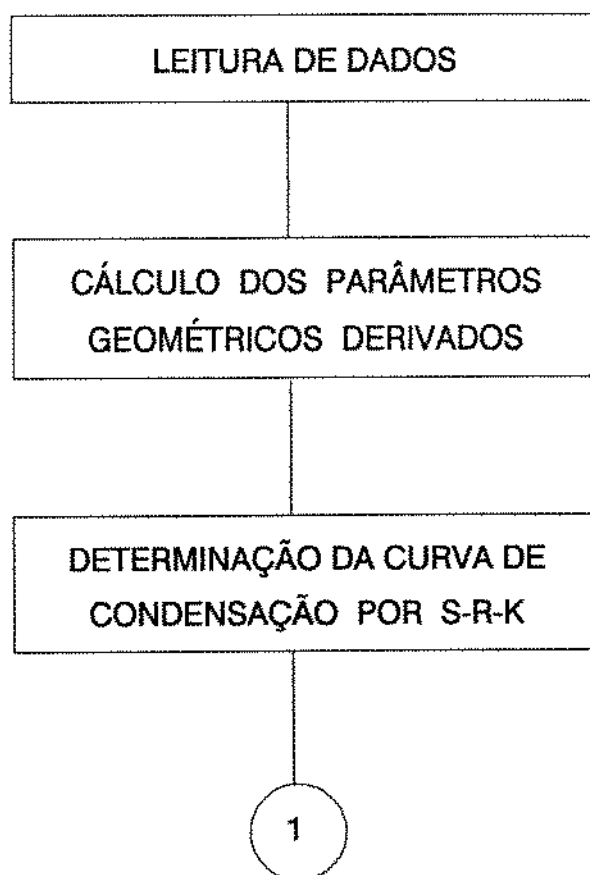


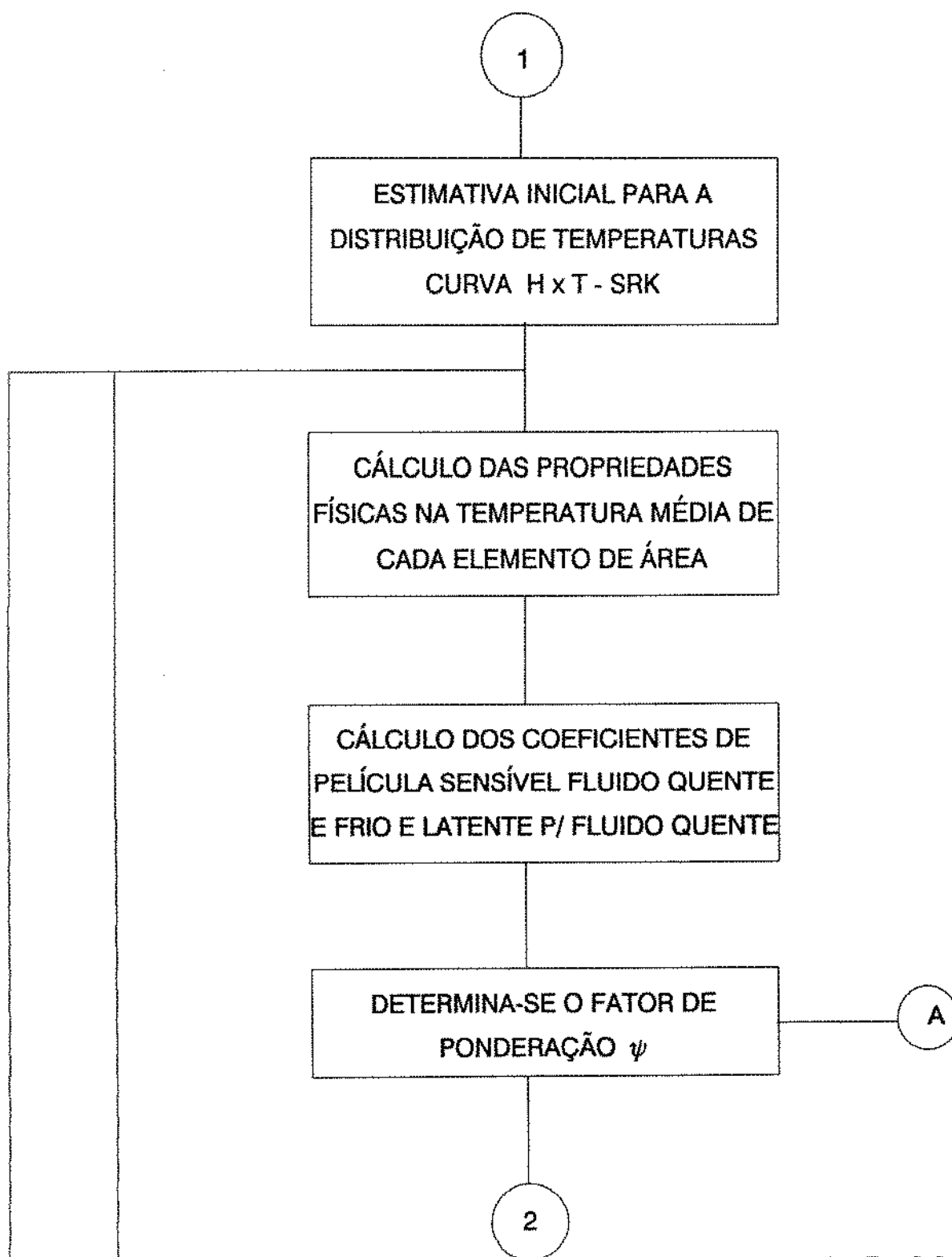
D - Eq. 3.8

E - Eq. 3.5

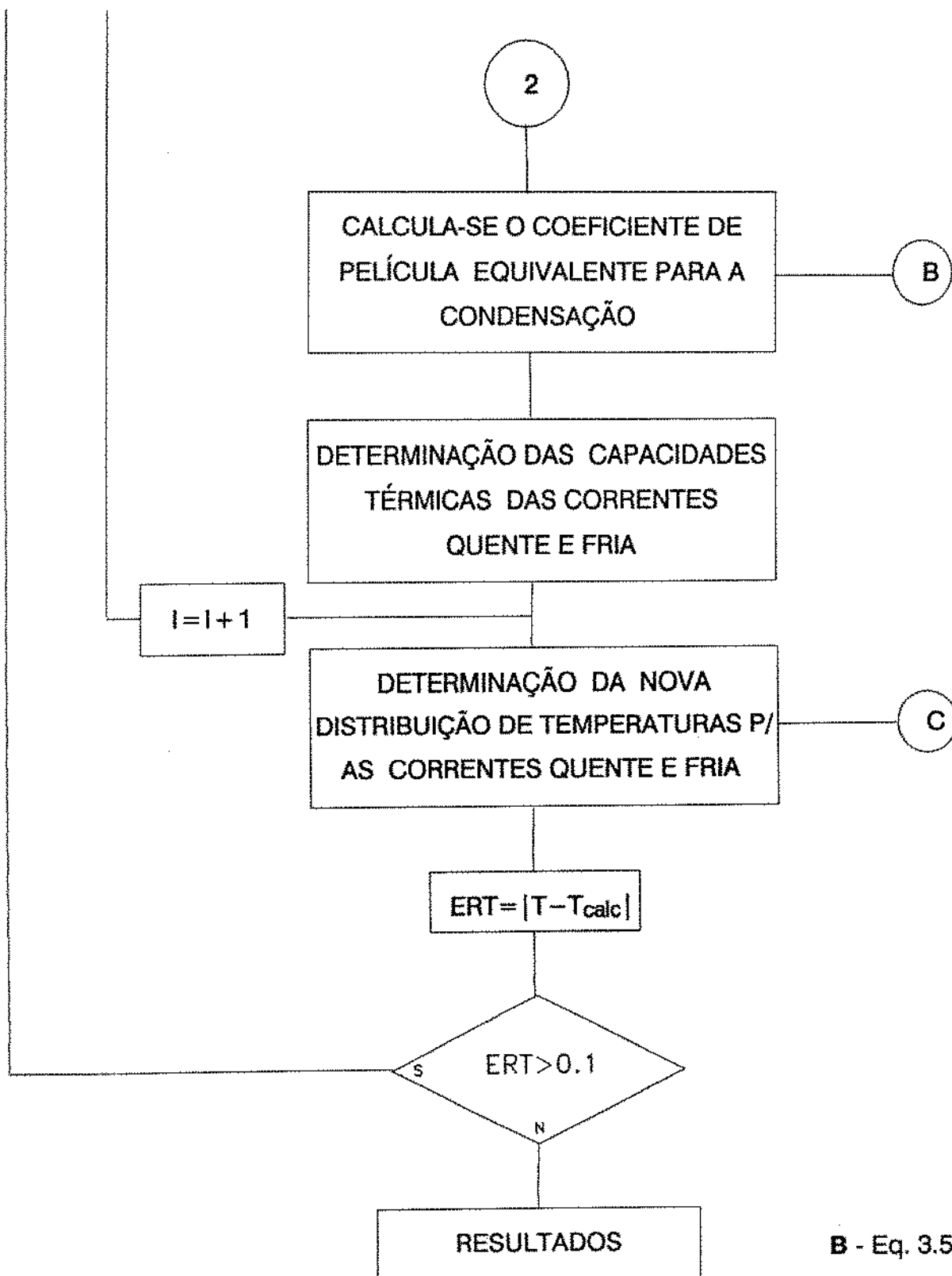


MODELO DA CURVA DE CONDENSAÇÃO





A - Eq. 3.8



B - Eq. 3.5

C - Eq. 7.13

CAPÍTULO 8

RESULTADOS E COMENTÁRIOS

Para ilustrar a aplicação dos métodos estudados no dimensionamento de condensadores de misturas multicomponentes, foram simulados dois casos que cobrem uma grande variedade de situações reais encontradas na rotina de plantas químicas e petroquímicas. A caracterização geométrica dos equipamentos utilizados, bem como todos os dados relativos à operação unitária de condensação são estabelecidas a seguir.

CASO 1

● Valores na conexão de entrada do condensador

Vazão do gás	→	2.776	kg/s
Temperatura do gás	→	125.15	°C
Pressão de operação	→	981.0	kPa
Resistência de incrustação	→	0.00017	m ² °C/W
Vazão da água	→	7.264	kg/s
Temperatura da água	→	39.85	°C
Pressão de operação	→	490.5	kPa
Resistência de incrustação	→	0.00017	m ² °C/W

● Propriedades de transporte da mistura gasosa**Líquido**

Densidade	→	522.1	kg/m ³
Viscosidade	→	0.120	cP
Calor específico	→	3.189	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.081	W/m°C

Gás

Densidade	→	23.8	kg/m ³
Viscosidade	→	0.011	cP
Calor específico	→	2.313	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.0254	W/m°C

● Propriedades de transporte da água de resfriamento

Densidade	→	985.9	kg/m ³
Viscosidade	→	0.56	cP
Calor específico	→	4.178	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.640	W/m°C

- **Valores na conexão de saída**

- **Propriedades de transporte da mistura gasosa**

Líquido

Densidade	→	551.6	kg/m ³
Viscosidade	→	0.130	cP
Calor específico	→	4.253	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.091	W/m°C

Gás

Densidade	→	22.0	kg/m ³
Viscosidade	→	0.013	cP
Calor específico	→	1.954	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.023	W/m°C

- **Propriedades de transporte da água de resfriamento**

Densidade	→	982.9	kg/m ³
Viscosidade	→	0.51	cP
Calor específico	→	4.178	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.643	W/m°C

● Composição da corrente gasosa na conexão de entrada

n-C ₆ H ₁₄	→	0.30
n-C ₅ H ₁₂	→	0.30
n-C ₄ H ₁₀	→	0.20
C ₂ H ₆	→	0.10
CO ₂	→	0.10

● Caracterização termodinâmica de cada componente

n-C ₆ H ₁₄		
Pressão crítica	3013.4	kPa
Temperatura crítica	507.6	K
Fator acêntrico	0.3007	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.909	Å
Energia de Lennard-Jones	413.0	J
n-C ₅ H ₁₂		
Pressão crítica	3370.0	kPa
Temperatura crítica	469.8	K
Fator acêntrico	0.2539	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.769	Å
Energia de Lennard-Jones	345.0	J

n-C₄H₁₀

Pressão crítica	3798.3	kPa
Temperatura crítica	425.4	K
Fator acêntrico	0.2010	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.341	Å
Energia de Lennard-Jones	313.0	J

C₂H₆

Pressão crítica	4.881.9	kPa
Temperatura crítica	305.6	K
Fator acêntrico	0.0986	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	4.418	Å
Energia de Lennard-Jones	230.0	J

CO₂

Pressão crítica	7387.0	kPa
Temperatura crítica	304.2	K
Fator acêntrico	0.225	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	3.996	Å
Energia de Lennard-Jones	190.0	J

● Geometria do condensador

Tipo TEMA	BEU	
Diâmetro interno do casco	0.591	m
Comprimento dos tubos	2.0	m
Espaçamento central das chicanas	0.400	m
Espaçamento entrada das chicanas	0.400	m
Espaçamento saída das chicanas	0.400	m
Espessura das chicanas	4.77	mm
Diâmetro das chicanas	0.586	m
Corte das chicanas	25	%
Diâmetro dos furos nas chicanas	19.45	mm
Número de tubos	420	s/d
Diâmetro externo dos tubos	19.05	mm
Diâmetro máximo do feixe	0.578	m
Espessura do tubo	2.10	mm
Condutibilidade térmica do tubo	51.9	W/m°C
Arranjo dos tubos no feixe	$\Delta 60^\circ$	s/d
Passo dos tubos	25.4	mm
Número de passagens	2	s/d
Número de seções de fuga normais	0	s/d
Distância entre fileiras normais	0	mm
Número de seções de fuga paralelas	1	s/d
Distância entre fileiras paralelas	15.88	mm
Número de Lewis característico	0.7	s/d
Área total de troca	50.3	m ²

CASO 2

● Valores na conexão de entrada do condensador

Vazão do gás	→	2.776	kg/s
Temperatura do gás	→	98.35	°C
Pressão de operação	→	981.0	kPa
Resistência de incrustação	→	0.00017	m ² °C/W
Vazão da água	→	20.0	kg/s
Temperatura da água	→	1.85	°C
Pressão de operação	→	490.5	kPa
Resistência de incrustação	→	0.0002	m ² °C/W

● Propriedades de transporte da mistura gasosa

Líquido

Densidade	→	545.9	kg/m ³
Viscosidade	→	0.13	cP
Calor específico	→	3.339	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.089	W/m°C

Gás

Densidade	→	17.3	kg/m ³
Viscosidade	→	0.010	cP
Calor específico	→	2.381	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.0279	W/m°C

- **Propriedades de transporte da água de resfriamento**

Densidade	→	1002.2	kg/m ³
Viscosidade	→	1.56	cP
Calor específico	→	4.215	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.612	W/m°C

- **Valores na conexão de saída**

- **Propriedades de transporte da mistura gasosa**

Líquido

Densidade	→	561.8	kg/m ³
Viscosidade	→	0.15	cP
Calor específico	→	3.625	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.098	W/m°C

Gás

Densidade	→	15.5	kg/m ³
Viscosidade	→	0.010	cP
Calor específico	→	2.362	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.028	W/m°C

● **Propriedades de transporte da água de resfriamento**

Densidade	→	1002.1	kg/m ³
Viscosidade	→	1.54	cP
Calor específico	→	4.214	kJ/kg°C
Condutibilidade térmica	→	0.612	W/m°C

● **Composição da corrente gasosa na conexão de entrada**

n-C ₆ H ₁₄	→	0.15
n-C ₅ H ₁₂	→	0.15
n-C ₄ H ₁₀	→	0.15
C ₃ H ₈	→	0.30
CH ₄	→	0.25

● **Caracterização termodinâmica de cada componente**

n-C ₆ H ₁₄		
Pressão crítica	3013.4	kPa
Temperatura crítica	507.6	K
Fator acêntrico	0.3007	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.909	Å
Energia de Lennard-Jones	413.0	J

n-C₅ H₁₂

Pressão crítica	3370.0	kPa
Temperatura crítica	469.8	K
Fator acêntrico	0.2539	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.769	Å
Energia de Lennard-Jones	345.0	J

n-C₄ H₁₀

Pressão crítica	3798.3	kPa
Temperatura crítica	425.4	K
Fator acêntrico	0.2010	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.341	Å
Energia de Lennard-Jones	313.0	J

C₃ H₈

Pressão crítica	4250.8	kPa
Temperatura crítica	369.8	K
Fator acêntrico	0.1524	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	5.118	Å
Energia de Lennard-Jones	237.1	J

CH₄

Pressão crítica	4606.0	kPa
Temperatura crítica	190.6	K
Fator acêntrico	0.0104	s/d
Comprimento de Lennard-Jones	3.758	Å
Energia de Lennard-Jones	148.6	J

● Geometria do condensador

Tipo TEMA	BEU	
Diâmetro interno do casco	0.400	m
Comprimento dos tubos	2.0	m
Espaçamento central das chicanas	0.400	m
Espaçamento entrada das chicanas	0.400	m
Espaçamento saída das chicanas	0.400	m
Espessura das chicanas	4.77	m
Diâmetro das chicanas	0.395	m
Corte das chicanas	30	%
Diâmetro dos furos nas chicanas	19.45	mm
Número de tubos	170	s/d
Diâmetro externo dos tubos	19.05	mm
Diâmetro máximo do feixe	0.378	mm
Espessura do tubo	2.10	mm
Condutibilidade térmica do tubo	51.9	W/m°C
Arranjo dos tubos no feixe	Δ 60°	s/d
Passo dos tubos	25.4	mm
Número de passagens	2	s/d
Número de seções de fuga normais	0	s/d
Distância entre fileiras normais	0	mm
Número de seções de fuga paralelas	1	s/d
Distância entre fileiras paralelas	15.88	mm
Número de Lewis característico	1.2	s/d
Área total de troca	20.3	m ²

Comentários

Os resultados obtidos a partir da simulação do processo para o caso 1 e caso 2 são sumarizados através de gráficos mostrados nas figuras 8.1 à 8.6. No Apêndice B são apresentados os resultados detalhados da simulação para a análise de aspectos particulares de cada modelo.

Para a mistura contendo gás carbônico, caracterizado como pouco condensável nas condições de temperatura e pressão do sistema, obtém-se um comportamento típico de substâncias que possuem grande mobilidade relativa no interior da mistura. Isto quer dizer que o número de Lewis para a maior parte dos binários presentes na fase gasosa é menor do que a unidade (observar perfil de propriedades para caso 1 - Apêndice B). Assim, de uma maneira geral, maiores quantidades de condensado são formadas em relação às que corresponderiam à condição de equilíbrio local de fases, caracterizada pela composição e pela pressão e temperatura do sistema. Obtém-se, então, um efeito de superaquecimento da corrente gasosa, causada fundamentalmente pela diminuição seletiva da concentração de elementos pesados na fase vapor. Ainda em decorrência dessa característica particular do modelo de filme aplicado a sistemas multicomponentes, observa-se uma diferença acentuada no perfil de temperaturas de equilíbrio da mistura gasosa em relação ao determinado pela curva de condensação. O fenômeno é ilustrado nas figuras 8.7 e 8.8 para o caso 1 e o caso 2, respectivamente. Observa-se das figuras que o nível de temperaturas de equilíbrio para a mistura obtido pelo modelo de filme é superior ao determinado pelo modelo da curva de condensação. Este comportamento, a primeira vista incomum, pode ser explicado pelo fato de que os componentes mais pesados na mistura também são os que possuem menor mobilidade

relativa e, conseqüentemente, encontram maior dificuldade em chegar até a interface líquido-gás para mudarem de fase. A resistência diferenciada ao fluxo difusivo de massa para os diversos componentes presentes na mistura é, então, responsável por uma ligeira concentração de elementos "pesados" na fase gasosa proporcionando temperaturas de saturação maiores do que as correspondentes na curva de condensação.

A figura 8.1 mostra a carga térmica desenvolvida no equipamento, em função da superfície efetiva de troca de calor, onde se observa um melhor desempenho do condensador quando simulado através do modelo de filme. A relação entre os modelos estudados sob a ótica do desempenho global alcançado é relacionado abaixo.

Modelo de filme	891.24	GW
Modelo da curva corrigido	794.72	GW
Modelo da curva	806.54	GW

A figura 8.2 mostra o perfil de temperaturas da mistura condensante no interior do equipamento também em função da superfície efetiva de troca de calor. Observa-se que o nível de temperaturas estabelecido pelo modelo de filme é sempre maior do que o determinado pelos modelos da curva e da curva corrigido respectivamente. Assim, a diferença no potencial de troca de calor - ΔT - entre os modelos, pode ser hierarquicamente disposto em ordem decrescente de valores como segue.

Modelo de filme	51.9	°C
Modelo da curva corrigido	49.0	°C
Modelo da curva	48.2	°C

Cabe salientar que no caso do modelo de filme a composição da fase vapor é estabelecida em função das quantidades condensadas dos diversos componentes presentes na mistura. Sendo assim, a temperatura de equilíbrio calculada na região da interface líquido-gás para um elemento de área qualquer no interior do equipamento, dependerá em última análise dos resultados obtidos para o elemento imediatamente anterior. Esta característica operacional de "marcha", impossibilita uma comparação do desempenho para os modelos a nível local.

A figura 8.3 ilustra o comportamento do título de vapor em função da superfície efetiva de troca de calor. Novamente o desempenho global do condensador quando analisado pelo modelo de filme se apresenta superior ao dos demais modelos.

Modelo de filme	12.24	%
Modelo da curva corrigido	27.15	%
Modelo da curva	26.51	%

Para a mistura de hidrocarbonetos correspondente ao caso 2 simulado, a mobilidade relativadas moléculas dos diversos componentes da mistura se torna menor do que no caso anterior. Pode-se observar através dos resultados apresentados no Apêndice B que a maior parcela dos binários presentes na mistura gasosa são, neste caso, maiores do que a unidade. Esta característica particular da mistura, torna possível e provável a formação de neblina - fog - durante o processo de condensação. Isto decorre do fato de que a resistência à difusão de massa é maior do que a resistência à troca de calor. Assim, a mistura gasosa tende a ser resfriada até uma temperatura menor do que a correspondente temperatura de equilíbrio associada à sua composição e à pressão local do sistema. Nessa condição, pequenas partículas de líquido são

formadas longe da região da interface líquido-gás e arrastadas junto à corrente principal. Esse efeito é altamente indesejável pois, além de prejudicar o processo de transferência de calor, causa também perdas consideráveis de líquido condensado através da conexão de purga em condensadores parciais. Uma vez iniciada a formação de névoa no interior do equipamento não há possibilidade de auto-extinção. Uma das vantagens dos modelos de filme reside justamente na possibilidade de identificar a tendência à formação de névoa durante o processo de condensação e fornecer subsídios teóricos para a solução do problema.

Os mesmos comentários efetuados para o caso anterior são válidos também para o caso 2 correspondendo às figuras 8.4 à 8.6. As mesmas relações estabelecidas para o caso 1, mostrando a relação entre os desempenhos globais do condensador simulado, são apresentados a seguir.

Modelo de filme	733.24	GW
Modelo da curva corrigido	663.77	GW
Modelo da curva	675.52	GW
Modelo de filme	76.3	°C
Modelo da curva corrigido	71.0	°C
Modelo da curva	70.4	°C
Modelo de filme	33.72	%
Modelo da curva corrigido	48.12	%
Modelo da curva	47.51	%

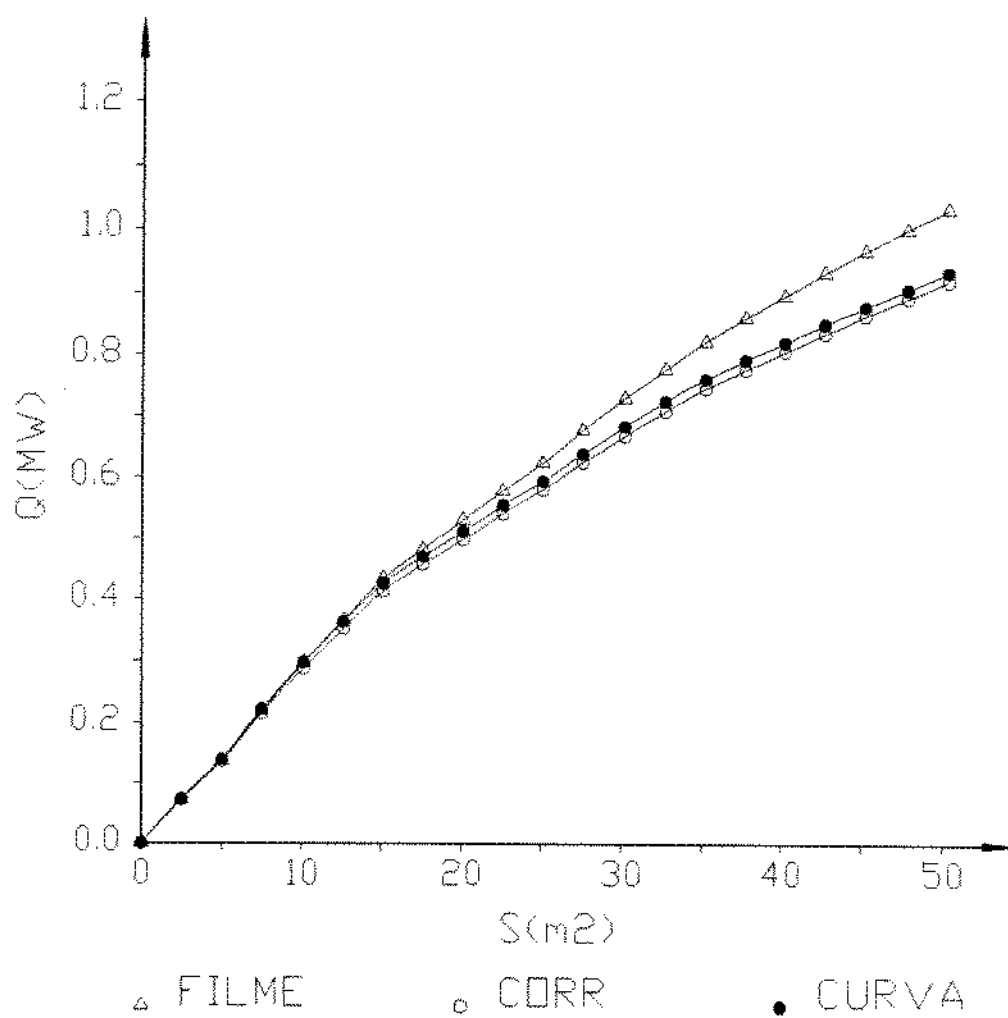


fig. 8.1 Carga térmica total desenvolvida no condensador - CASO 1

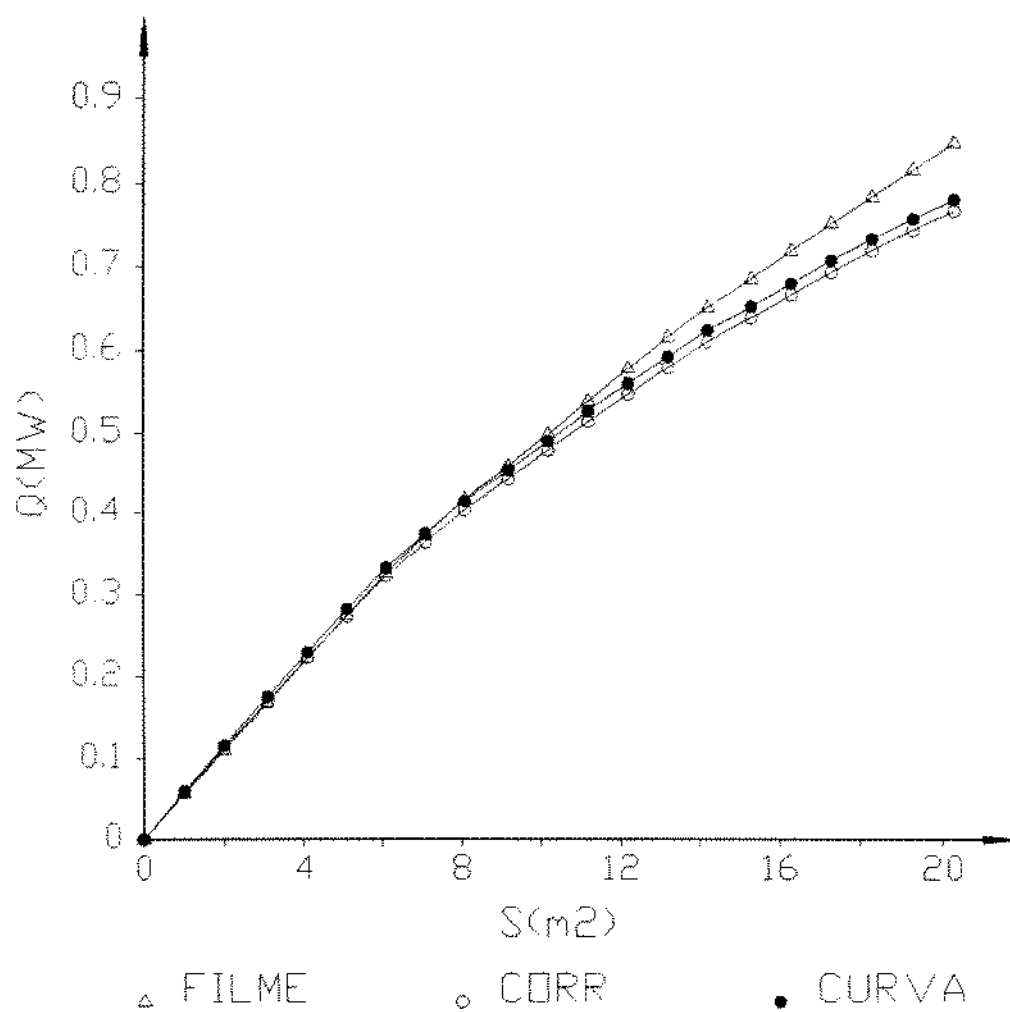


fig. 8.2 Carga térmica total desenvolvida no condensador - CASO 2

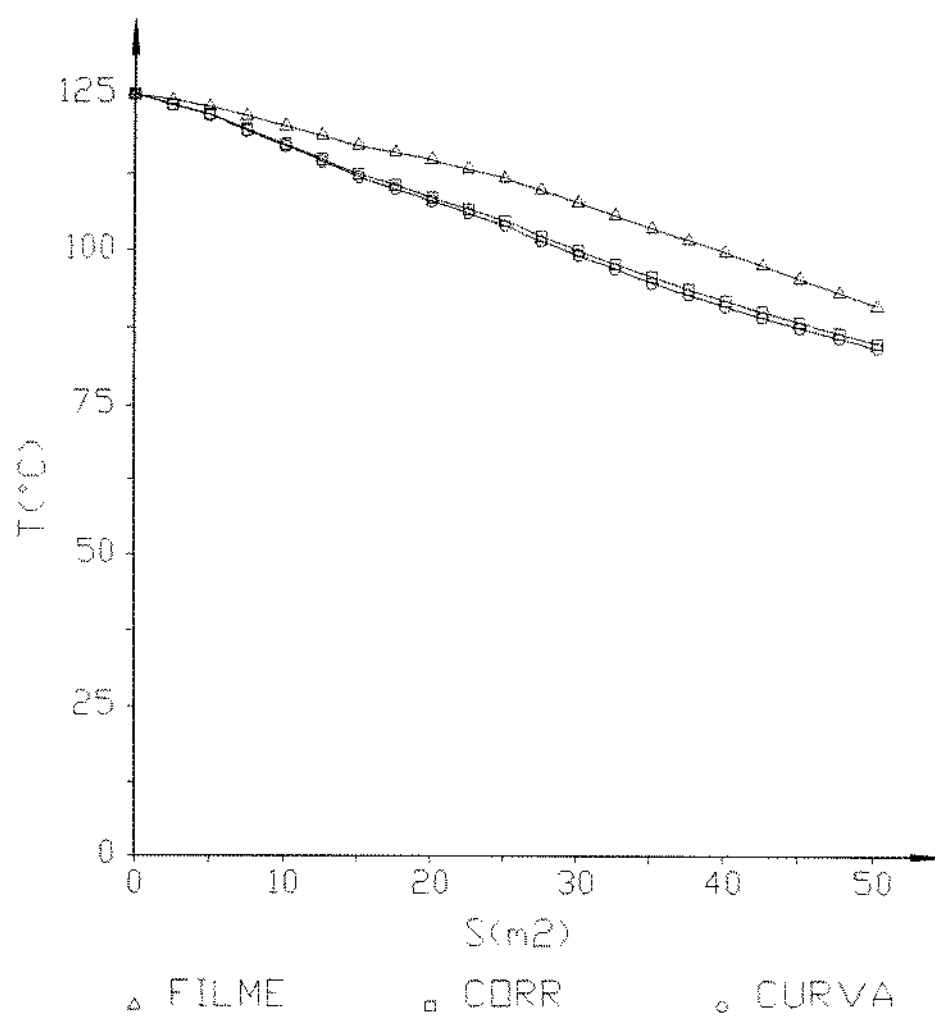


fig. 8.3 Perfil de temperaturas da corrente condensante - **CASO 1**

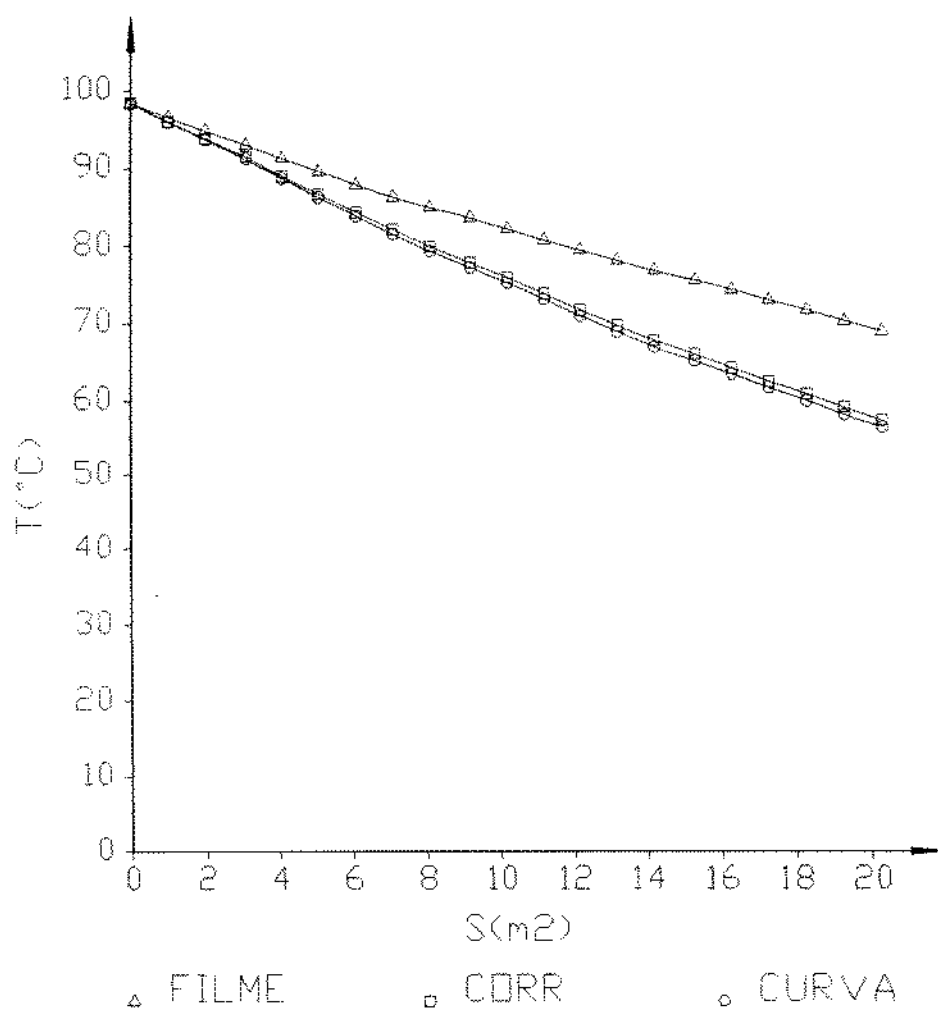


fig. 8.4 Perfil de temperaturas da corrente condensante - **CASO 2**

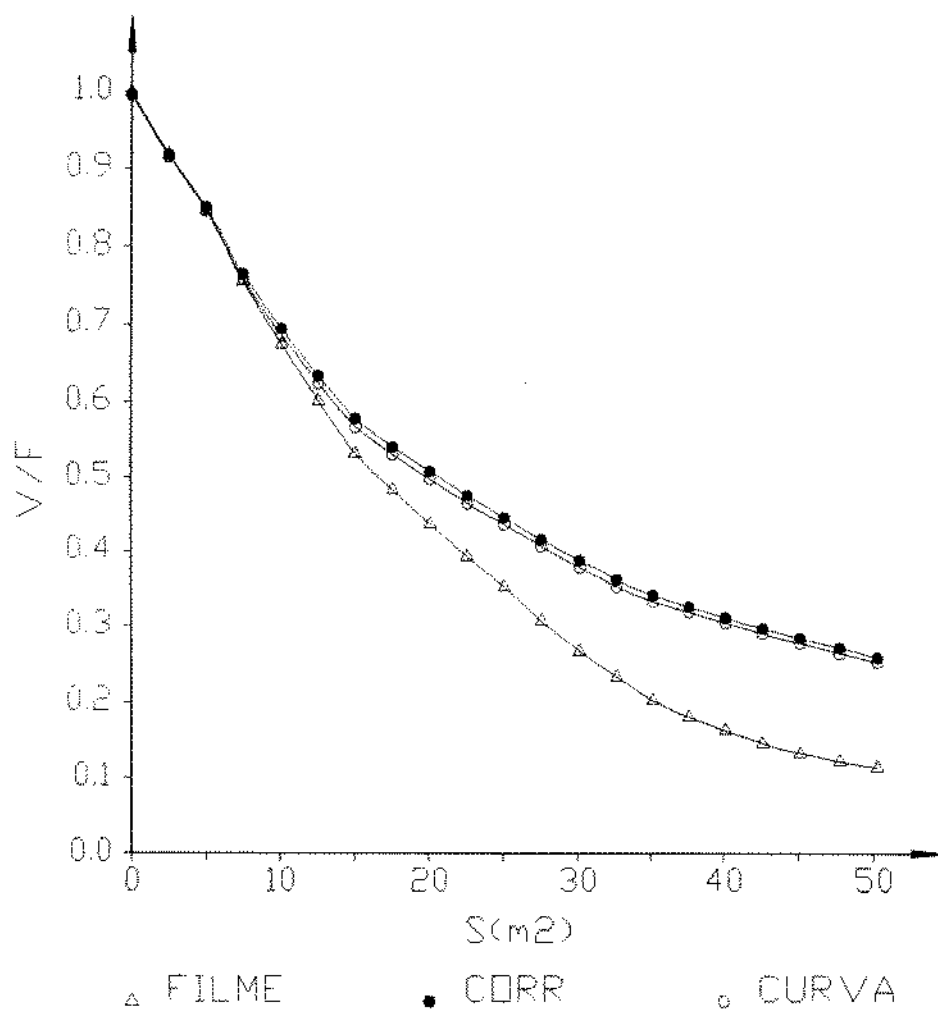


fig. 8.5 Título de vapor em função da área de troca - CASO 1

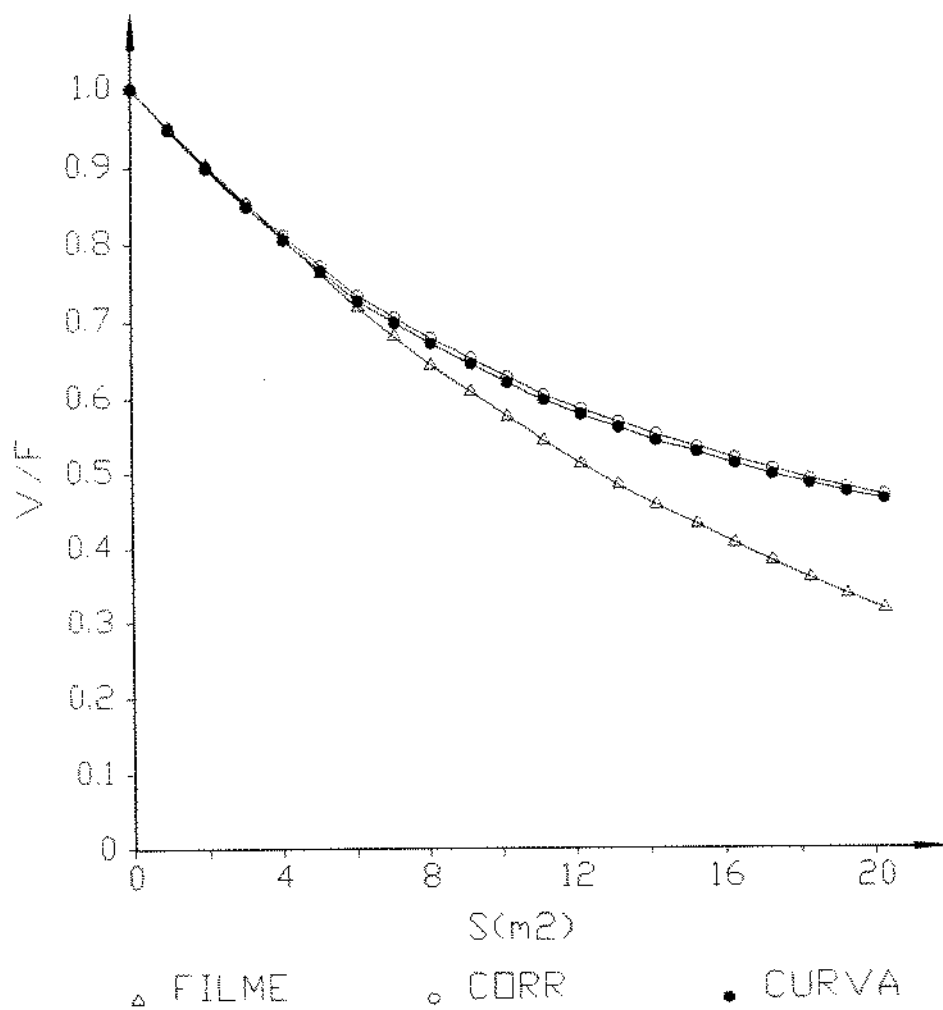


fig. 8.6 Título de vapor em função da área de troca - CASO 2

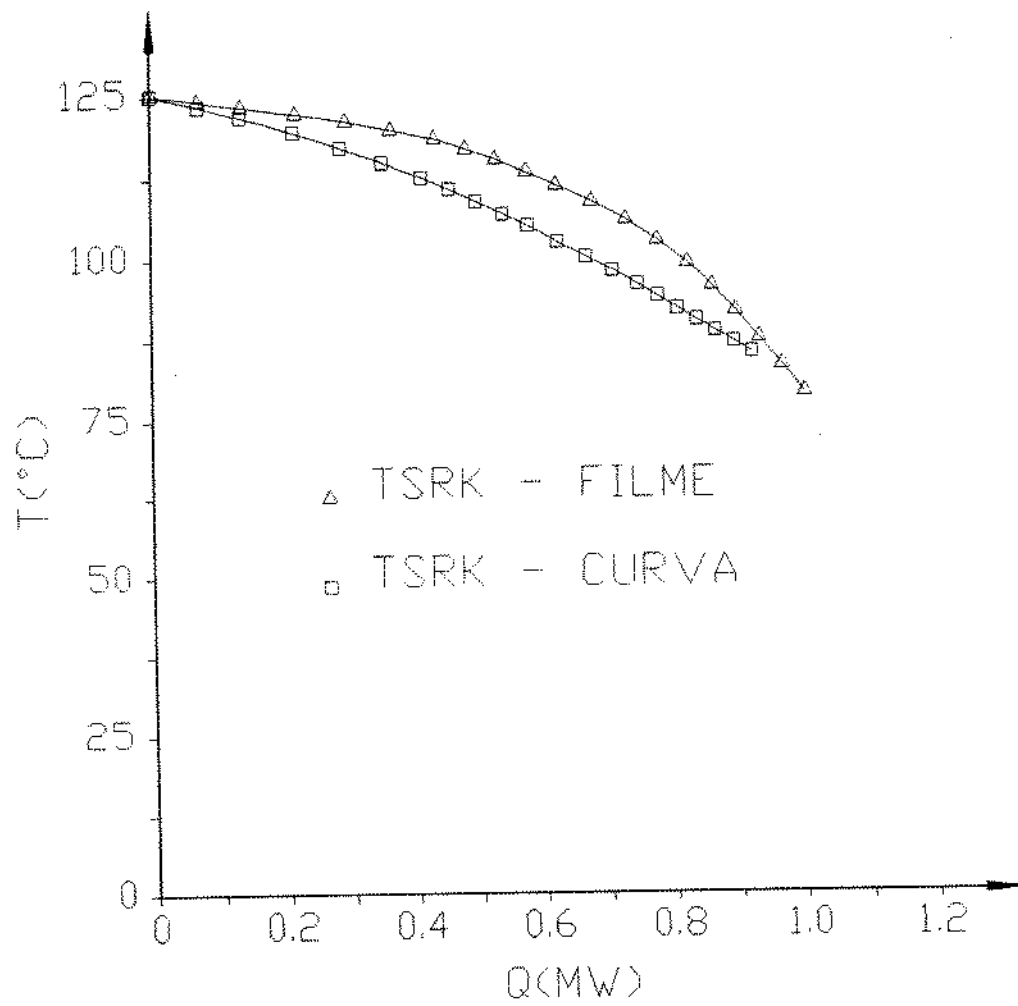


fig. 8.7 Perfil de temperaturas de saturação - CASO 1

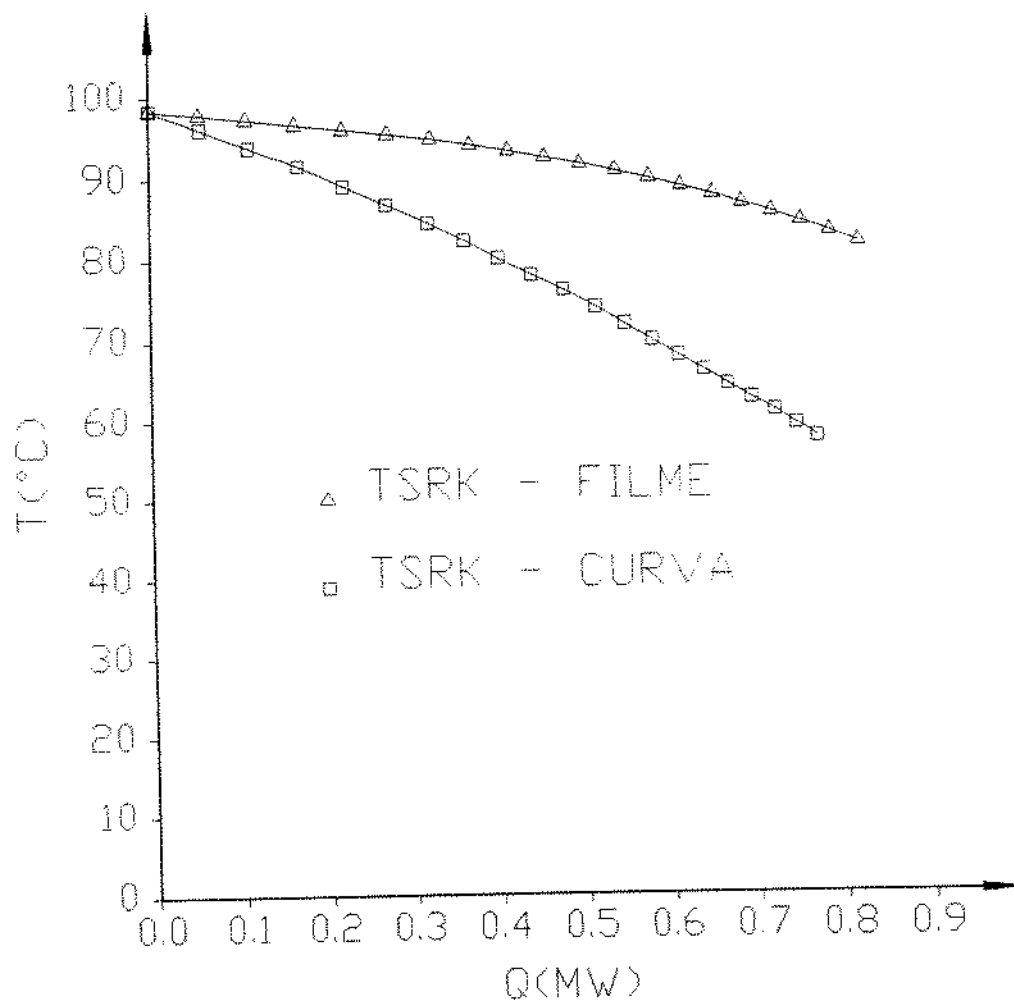


fig. 8.8 Perfil de temperaturas de saturação - CASO 2

CAPÍTULO 9

CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES

O dimensionamento de condensadores de misturas gasosas multi-componentes, é um problema de tamanha envergadura, envolvendo fenômenos cujo modelamento físico se mostra tão complexo que nenhum tratamento unificado razoavelmente completo e consistente foi proposto até hoje. Alguns aspectos importantes no processo de condensação multicomponente tais como, o tratamento da difusão molecular, a determinação do padrão de fluxo bifásico líquido-gás no interior do equipamento, a avaliação dos coeficientes locais de transferência de calor, bem como a predição das propriedades termodinâmicas e de transporte para a mistura formam um leque de assuntos muito vasto, cada qual, por sí só, merecedor de numerosas publicações na literatura. Além da característica multidisciplinar do tema estudado, a falta de familiarização com os fenômenos de transferência de massa, das rotinas de cálculo de equilíbrio líquido-vapor e da dificuldade em trabalhar e raciocinar em bases molares, comum para os engenheiros mecânicos em geral, dificultaram ainda mais a elaboração deste trabalho.

De certa forma, o aspecto mais importante e também menos estudado e muito pouco conhecido na condensação de misturas é o fenômeno da difusão de massa. Pode-se afirmar que, quanto melhor o

modelamento das interações intermoleculares ligadas a movimentação difusiva de massa maior será o poder de análise do modelo.

Neste trabalho, foram analisados e escolhidos alguns métodos para a determinação dos parâmetros intermediários, necessários para os modelos estudados, a luz de considerações simplificadoras devidamente justificadas no texto. Para o cálculo dos fluxos condensantes de cada elemento na mistura, foram resolvidas simultaneamente as equações de Maxwell-Stefan sob a hipótese de mistura ideal. Ainda assim, apesar de não se levar em conta as possíveis não idealidades da mistura quando o coeficiente de atividade foi assumido unitário para todas as espécies presentes, a consideração da influência dos perfis de concentração de cada elemento sobre o fluxo difusivo de massa dos demais elementos, revelaram algumas características interessantes dos sistemas multicomponentes. Foi possível observar alterações no comportamento do perfil de temperaturas de saturação para a fase gasosa devido à seletividade na condensação de elementos de maior mobilidade relativa na mistura, além do fenômeno da formação de um regime de neblina encontrado na simulação do **caso 2**. A hipótese de equilíbrio termodinâmico local entre fases na região da interface líquido-gás, requer, para a sua aplicação, a adoção de uma rotina de simulação de equilíbrio de fases. A relação P-V-T de Soave Redlich Kwong com a aplicação dos fatores de interação intermolecular k_{ij} na regra de mistura foi selecionada e dois algoritmos confeccionados para a simulação das curvas de condensação integral e diferencial respectivamente. A partir da consideração de que no lado do casco de trocadores de calor multitubulares alocados na posição horizontal apresentam uma tendência muito forte de estratificação das fases líquida e vapor quando a

condensação ocorre no lado do casco, optou-se pela utilização da curva de condensação diferencial.

De uma maneira geral, pode-se afirmar que os modelos de filme exigem um esforço computacional muito maior do que os modelos baseados em argumentações de equilíbrio termodinâmico. Isto se deve fundamentalmente à introdução de rotinas específicas para a determinação dos fluxos difusivos de cada componente da mistura que migram até a interface líquido-gás onde ocorre a condensação. Em compensação, algumas informações, muitas vezes de importância capital, a respeito do comportamento da mistura dentro do processo de condensação são disponíveis neste modelo. Para ambos os casos simulados, os tempos de CPU gastos em um microcomputador do tipo PC-386 com clock de 33 MHz, foram de aproximadamente 20 segundos para os modelos baseados na curva de condensação e de cerca de 1200 segundos (20 minutos) para o modelo de filme.

Quanto mais próximo da realidade física estiver o modelamento do fenômeno da difusão de massa, maior será a precisão e a acuidade dos resultados obtidos. A nível comercial se estabelece um compromisso entre a economia gerada através da precisão alcançada pelo método utilizado e o custo relativo ao tempo gasto bem como à qualificação do pessoal tecnicamente responsável pelo dimensionamento de trocadores de calor. Por outro lado observa-se que o rápido e contínuo desenvolvimento de computadores cada vez mais rápidos e com grande capacidade de processamento vêm permitindo a utilização de algoritmos mais complexos correspondentes à modelagens cada vez mais realistas.

Neste aspecto, os modelos baseados fundamentalmente em hipóteses de equilíbrio termodinâmico de fases estão de certa forma esgota-

dos em sua capacidade de argumentação, uma vez que, os métodos para a construção das curvas de condensação, único parâmetro utilizado nesses modelos, são relativamente precisos e amplamente conhecidos em sua essência. Os modelos de filme, em contrapartida, focalizam sua atenção no modelamento dos fenômenos de transferência difusiva de massa, cuja compreensão adequada ainda está longe de ser encontrada. Assim algumas hipóteses simplificadoras estabelecidas no capítulo quatro podem ser trabalhadas de forma a aumentar a precisão do método, tais como :

- 1) A relação entre as espessuras do filme para fluxo nulo e fluxo finito respectivamente foi admitida unitária.
- 2) A mistura de gases foi considerada ideal.
- 3) Adotou-se a hipótese de equilíbrio termodinâmico local para a região da interface líquido-gás.
- 4) Utilizou-se a relação P-V-T de Soave Redlich Kwong para cálculos envolvendo equilíbrio de fases.

Além disso, como os fluxos condensantes de cada componente na mistura não são, em geral, iguais aos correspondentes fluxos calculados a partir da hipótese de equilíbrio de fases, surge uma diferença em relação ao calor latente que cruza a interface líquido-gás. Assim, a quantidade de energia liberada na mudança de fase de cada componente corresponderia ao fluxo difusivo da espécie considerada multi-

plicado pela diferença entre a entalpia parcial do vapor e do líquido respectivamente, para aquela espécie.

Como recomendações principais no sentido do desenvolvimento de versões melhoradas do modelo de filme, sugere-se a utilização de métodos para o cálculo de equilíbrio líquido-vapor que sejam adequadas ao tratamento de misturas polares e que contenham água como um dos componentes. Adicionalmente, torna-se indispensável, a nosso ver, uma ratificação dos resultados obtidos através da simulação numérica dos modelos estudados, através de dados experimentais a nível laboratorial ou até mesmo de campo em plantas de escala industrial.

REFERÊNCIAS

1. Gloyer, W. Thermal design of mixed vapor condensers. **Hydrocarbon Processing**. Houston, **49**, jun./jul. 1970
2. Ward, D. E. How to design a multiple component partial condenser. **Petr. Chem. Eng.**, **C42**, oct. 1960
3. Silver, L. Gas cooling with aqueous condensation. **Trans. Inst. of Chem. Eng.** New York, **25**, 1947
4. Bell, K.J. & Ghaly, M.A. An approximate generalized method for multicomponent partial condensers. **AIChE Symposium Series**, **70** 1973
5. Colburn, A. P., Drew, T.B. The condensation of mixed vapors. **Trans. AIChE** New York, **33**, 1937
6. Colburn, A. P., Hougen, O.A. Design of cooler condensers for mixtures of vapors with non condensing gases. **Ind. Eng. Chem.** **26**, 1934
7. Mickley, H. S. et alii Heat mass and momentum transfer for flow over a flat plate with blowing or suction. **Technical Note 3208 of National Advisory Committee for Aeronautics**. **19**, jul. 1954
8. Bird, R. B., et alii **Transport phenomena**. Singapore, John Wiley, 1960
9. Curtis, C.F. & Bird, R. B. **Molecular theory of gases and liquids**. New York, John Wiley, 1954

10. Krishna, R. & Standart, G. L. A multicomponent film model incorporating a general matrix method of solution to the Maxwell-Stefan equations. **AIChE Journal**. **22**, mar. 1976
11. Bannwart, A. C. Current design methods for condensation of vapors in the presence of non condensables : a comparison for steam air case. I **Simpósio Brasileiro de Transferência de Calor e Massa**. Campinas, SP, Brasil
12. Price, B. C. & Bell, K. J. Design of binary vapor condensers using the Colburn-Drew equations. **AIChE Symposium Series**. **70**, 1974
13. Ackermann, G. Simultaneous heat and mass transfer with large temperature and partial pressure differences. **VDI Forschungsheft**. Berlin, **8**, 1937
14. Krishna, R., et alii An Ackermann-Colburn and Drew type analysis for condensation of multicomponent mixtures. **Letters in Heat and Mass Transfer**. **3**, 1976
15. Krishna, R. Steady state mass transport in multicomponent liquid mixtures. **Letters in Heat and Mass Transfer**. **3**, 1976
16. Mc Naught, J. M. An assessment of design methods for condensation of vapors from a non condensing gas. in: Taborek, J. et alii. **Heat exchangers : theory and practice**. Washington, Hemisphere Publishing, 1983

17. Perry, R. H. & Chilton, C. H. **Chemical Engineers Handbook**. São Paulo, Mc Graw Hill, 1984
18. Reid, R. C. et alii **The properties of gases and liquids** São Paulo , Mc Graw Hill, 1987
19. Prauznitz, J. M., et alii **Computer calculations for multicomponent vapor-liquid and liquid equilibria**. New Jersey, Prentice Hall, 1980
20. Prauznitz, J. M., et alii **Molecular thermodynamics of fluid phase equilibria**. New Jersey, Prentice Hall 1986
21. Soave, G. Equilibrium constants from a modified Redlich Kwong equation of state **Chem. Eng. Science**. 27, 1972
22. Knapp, H. et alii **Vapor liquid equilibria for mixtures of low boiling substâncias**. 6, ed. Dechema, Berlin, 1982
23. Henley, E. J. & Seader, J. D. **Equilibrium stage separation operations in chemical engineering**. New york, John Wiley, 1981
24. Kakaç, S. et alii. **Heat exchangers : thermal-hidraulic fundamentals and design**. New york, Hemisphere Publishing, 1981
25. Palen, J. W. & Taborek, J. Solution of shell side slow pressure drop and heat transfer by stream analysis method. **CEP Symposium Series**. 95, 1969

26. Tinker, T. Shell side heat transfer characteristics of segmentally baffled shell and tube heat exchangers. **ASME Paper n. 47-a-130**. New York, 1947
27. Bell, K. J. Final report of the cooperative research program on shell and tube heat exchangers. **Bulletin n. 5, University of Delaware Engineering Experiment Station**. Newark, Delaware, 1963
28. Afgan, N. & Schlunder, E. U. **Heat exchangers : design and theory sourcebook**. Washington, Scripta Book, 1974
29. Gaddis, E. S. & Schlunder, E. U., Temperature distribution and heat exchange in multipass shell and tube heat exchangers with baffles. **Heat Transfer Eng. 1**, 1979
30. **Standards of tubular exchanger manufacturers association**, New York, 1988
31. Picado, R. M., Determinação da diferença média de temperaturas em trocadores de calor tipo tema e, g, h e j pelo método dos elementos finitos. **XI Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica**. São Paulo, 1991
32. Holman, J. P. **Heat transfer**. São Paulo, Mc Graw Hill, 1976
33. Nusselt, W. Die Oberflächenkondensation des Wasserdampfes. **VDI Z.** 60, 1916
34. Kern, D. K. Mathematical development of tube loading in horizontal condensers. **AIChE Journal. 4**, 1958

35. Short, B. E. & Brown, H. E. Condensation of vapors in vertical banks of horizontal tubes. **Inst. Mech. Eng. Proc. General Discussion on Heat Transfer.** 1951
36. Fujii, T., et alii. Condensation of steam on a horizontal tube - the influence of oncoming velocity and thermal conductivity at the tube wall. **10th National Heat Transfer Conference.** San Diego, 1979
37. Bejan, A. **Convection heat transfer.** New York, John Wiley, 1984
38. Amundson, N. R. **Mathematical methods in chemical engineering.** New Jersey, Prentice Hall, 1966
39. Grant, I. D. R. & Osment, B. D. J. The effect of condensate drainage on condenser performance. **National Engineering Laboratory Report n. NEL-350.** Glasgow, 1968
40. Collier, D. **Convective boiling and condensation.** Rio de Janeiro, Mc Graw Hill, 1972
41. Butterworth, D., Contribution on inundation without vapor shear", workshop on modern developments in marine condensers. **Naval Postgraduate School** Monterrey, California, 1980
42. Butterworth, D. Condensation of vapor mixtures in: **Heat exchangers design handbook.** ed. D. B. Spalding et alii, Hemisphere Publishing Corporation, 1983

APÊNDICE A

BALANÇOS UNIDIMENSIONAIS

O fator θ_S para a correção do coeficiente local de transferência de calor previsto pela teoria do filme, bem como as relações de recorrência para a temperatura de interface e composição da corrente gasosa ao longo do condensador são determinados a partir dos seguintes balanços locais.

• Balanço de energia para a mistura gasosa

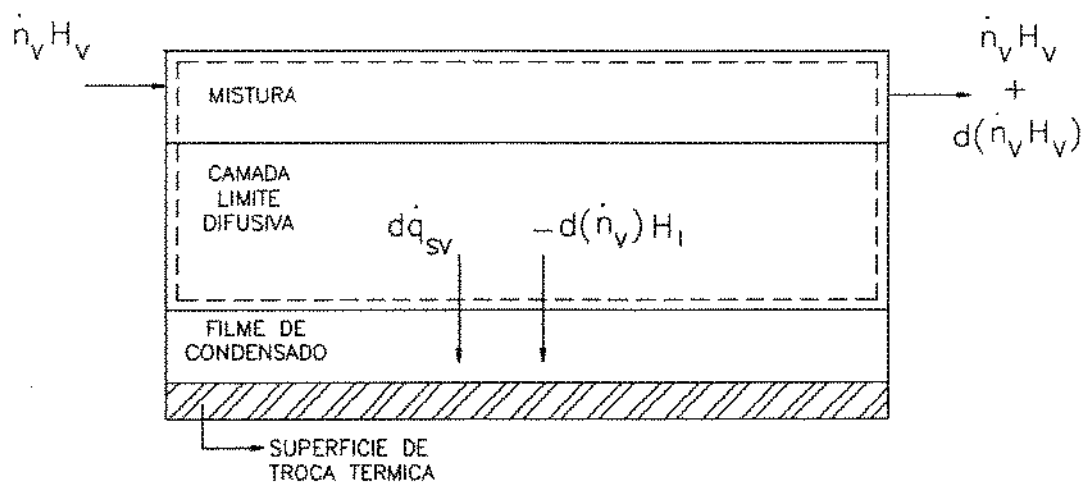


fig. A.1

$$\dot{n}_v H_v - d\dot{q}_{sv} = \dot{n}_c H_l + \dot{n}_v H_v + d(\dot{n}_v H_v)$$

$$\dot{n}_v H_v - \dot{n}_c H_v = -\dot{n}_c H_l - d\dot{q}_{sv}$$

$$\dot{n}_v dH_v = \dot{n}_c (H_v - H_l) - d\dot{q}_{sv}$$

mas,

$$H = M c_p (T - T_{ref})$$

$$d\dot{q}_{sv} = h_{sv} \theta_E (T_v - T_l)$$

então,

$$\dot{n}_v \frac{dH_v}{dS} = - (h_{sv} \theta_E + \dot{N}_c M_v c_{pv}) (T_v - T_l)$$

$$\dot{n}_v \frac{dH_v}{dS} = - h_{sv} \left[\theta_E + \frac{\dot{N}_c M_v c_{pv}}{h_{sv}} \right] (T_v - T_l)$$

$$\theta_E = \frac{\varphi_E}{e^{\varphi_E} - 1}$$

$$\varphi_E = \frac{\dot{N}_c M_v c_p}{h_{sv}}$$

$$\theta_S = \frac{\varphi_E}{1 - e^{-\varphi_E}} = \theta_E + \varphi_E$$

$$\dot{n}_v M c_{pv} \frac{dT_v}{dS} = - h_{sv} \theta_S (T_v - T_l)$$

$$\frac{dT_v}{dS} = - \frac{h_{sv} \theta_S}{\dot{n}_v M c_{pv}} (T_v - T_l)$$

● Balanço de energia para o filme de condensado

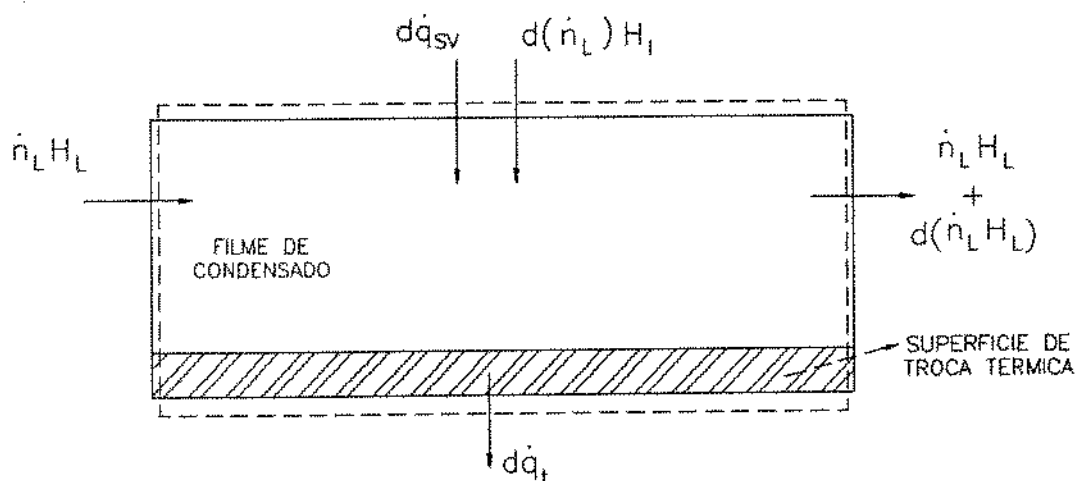


fig. A.2

$$(\dot{d}q_{sv} - \dot{d}q_t) + d\dot{n}_L (H_I - H_L) = \dot{n}_L dH_L$$

$$\left[\frac{\dot{d}q_{sv}}{dS} - \frac{\dot{d}q_t}{dS} \right] + \dot{n}_c M_v \lambda = \dot{n}_L \frac{dH_L}{dS}$$

mas,

$$\frac{\dot{d}q_{sv}}{dS} = h_{sv} \theta_E (T_v - T_l)$$

$$\frac{\dot{d}q_t}{dS} = U_{ct} (T_l - T_f)$$

$$H_L = M_L c_{pL} (T_L - T_{ref})$$

então,

$$h_{SV} \theta_E (T_v - T_l) - U_{cf} (T_l - T_f) + \dot{N}_c M_v \lambda = \dot{n}_L M_L c_{pL} \frac{dT_L}{dA}$$

assumindo para todo o domínio de cálculo

$$\frac{dT_L}{dS} = \frac{dT_v}{dS} = - \left[\frac{h_{SV} \theta_S}{\dot{n}_v M_v c_{pv}} \right] (T_v - T_l)$$

temos :

$$\dot{N}_c M_v \lambda + h_{SV} \left[\theta_E + \left(\frac{\dot{n}_L M_L c_{pL}}{\dot{n}_v M_v c_{pv}} \right) \theta_S \right] (T_v - T_l) = U_{cf} (T_l - T_f)$$

$$T_l = \frac{\dot{N}_c M_v \lambda + h_{SV} Y T_v + U_{cf} T_f}{h_{SV} Y + U_{cf}}$$

$$Y = \theta_E + \left[\frac{\dot{n}_L M_L c_{pL}}{\dot{n}_v M_v c_{pv}} \right] \theta_S$$

- Balanço de material para a região de mistura

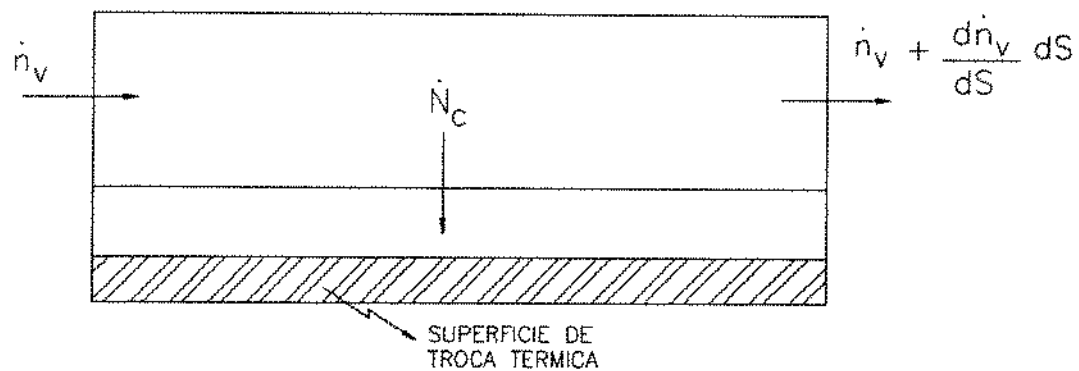


fig. A.3

$$\dot{n}_v + \frac{d\dot{n}_v}{dS} dS + d\dot{n}_c = \dot{n}_v$$

$$\frac{d\dot{n}_c}{dS} = -\frac{d\dot{n}_v}{dS}$$

$$\dot{N}_c = -\frac{d\dot{n}_v}{dS}$$

- Balanço material para o componente i da mistura

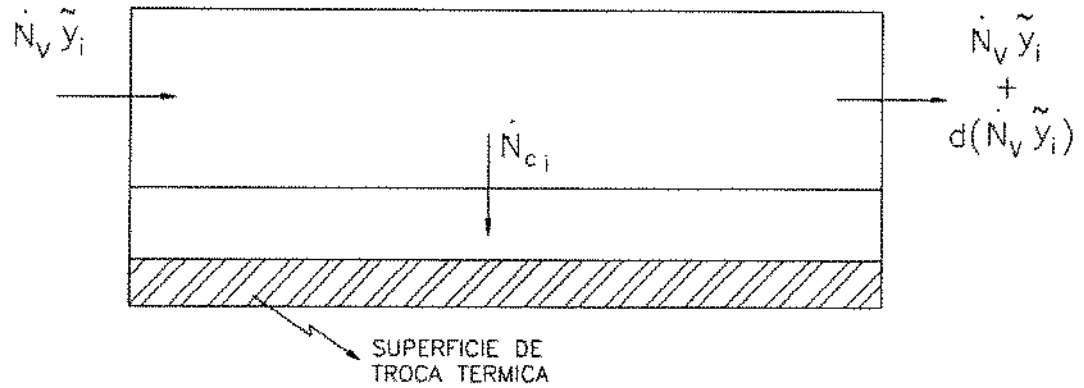


fig. A.4

$$\dot{n}_v d\tilde{y}_i + \tilde{y}_i d\dot{n}_v = \dot{N}_{c_i} dS$$

$$\dot{n}_v = \dot{n}_{v_e} - \dot{N}_c S$$

$$\frac{d\tilde{y}_i}{dS} - \tilde{y}_i \left[\frac{\dot{N}_c}{\dot{n}_{v_e} - \dot{N}_c S} \right] = - \left[\frac{\dot{N}_{c_i}}{\dot{n}_{v_e} - \dot{N}_c S} \right]$$

$$C_1 = \frac{\dot{N}_c}{\dot{n}_{v_e}} \quad C_2 = - \frac{\dot{N}_{c_i}}{\dot{n}_{v_e}}$$

$$\frac{d\tilde{y}_i}{dS} - \left[\frac{C_1}{1 - C_1 S} \right] \tilde{y}_i = \left[\frac{C_2}{1 - C_1 S} \right]$$

Resolvendo a equação diferencial temos :

$$\tilde{y}_i = \tilde{y}_{le} \left[\frac{\dot{n}_{ve}}{\dot{n}_{v0} - N_c S} \right] - \left[\frac{\dot{N}_{cI}}{\dot{n}_{ve} - N_c S} \right]$$

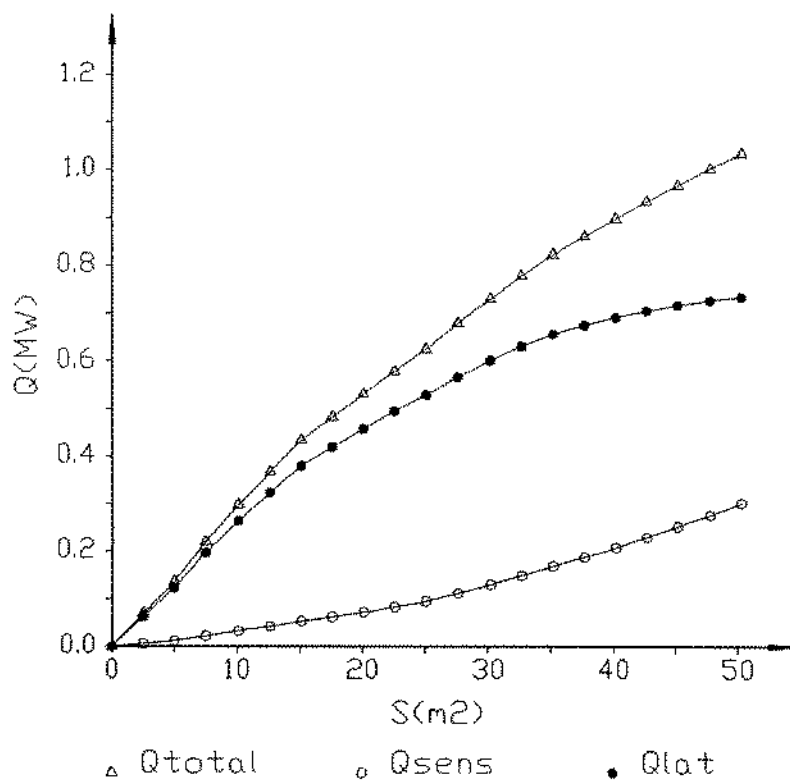
APÊNDICE B

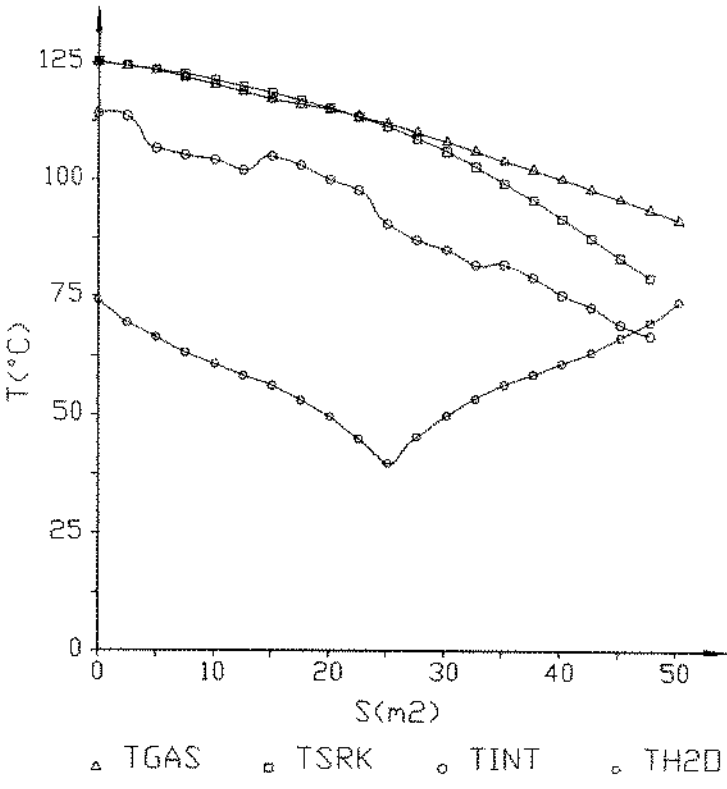
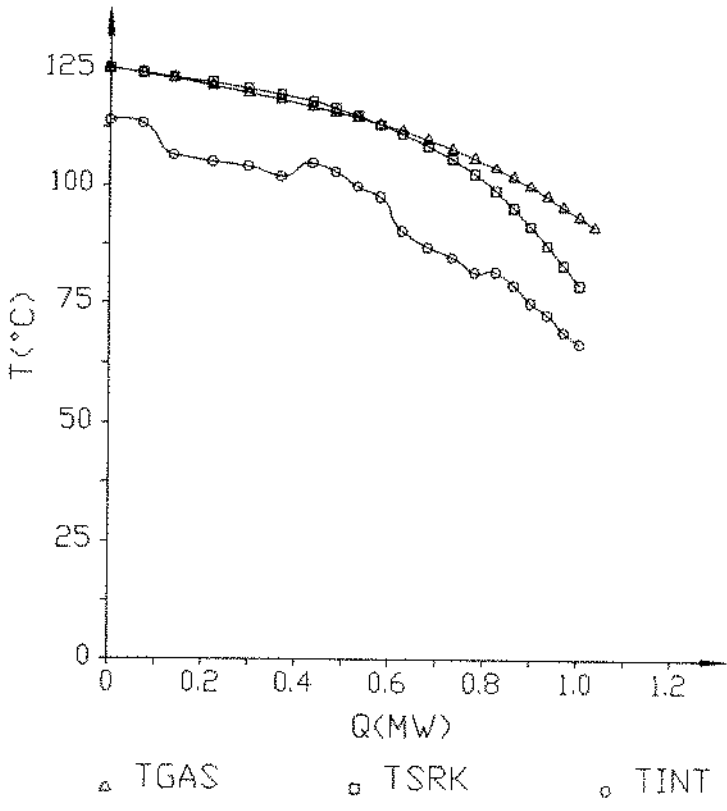
GRÁFICOS ADICIONAIS E MEMÓRIAS DE CÁLCULO

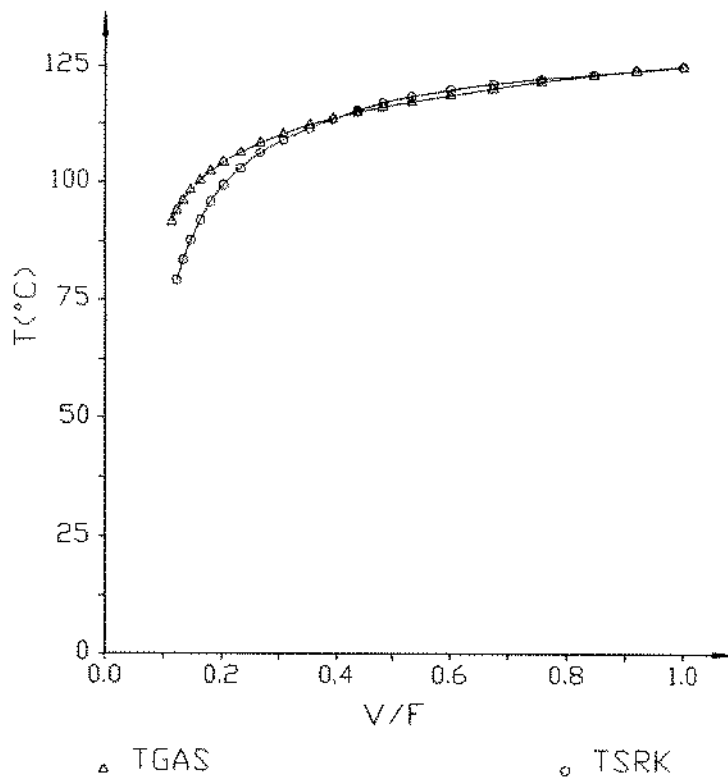
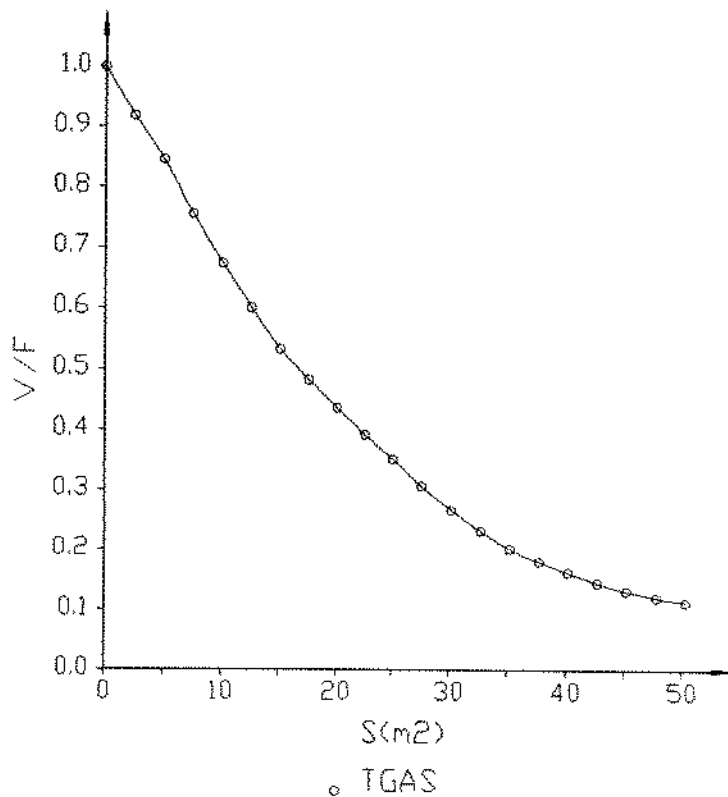
CASO 1

HIDROCARBONETOS + CO₂

MODELO DE FILME



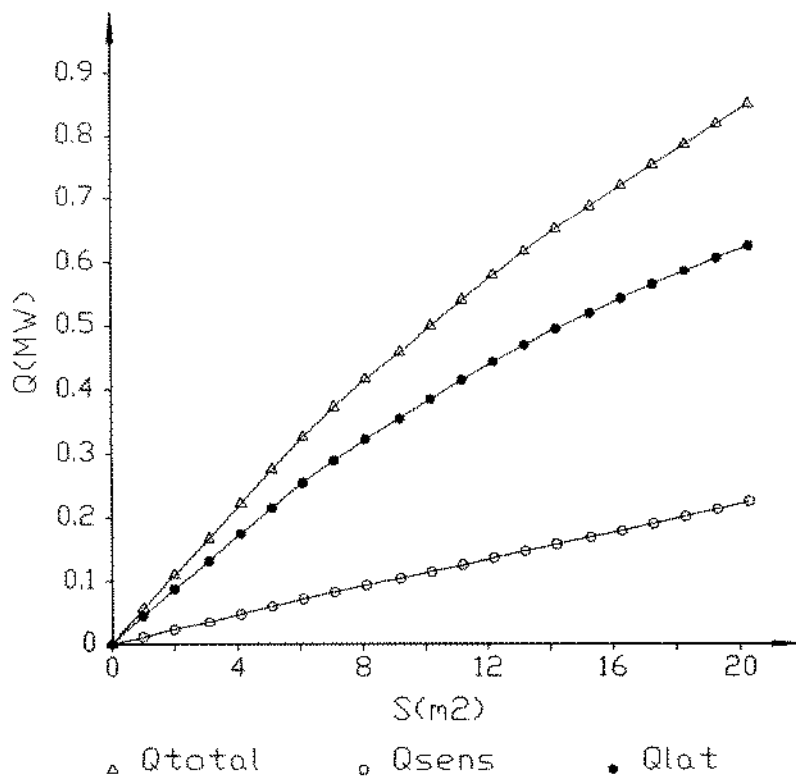


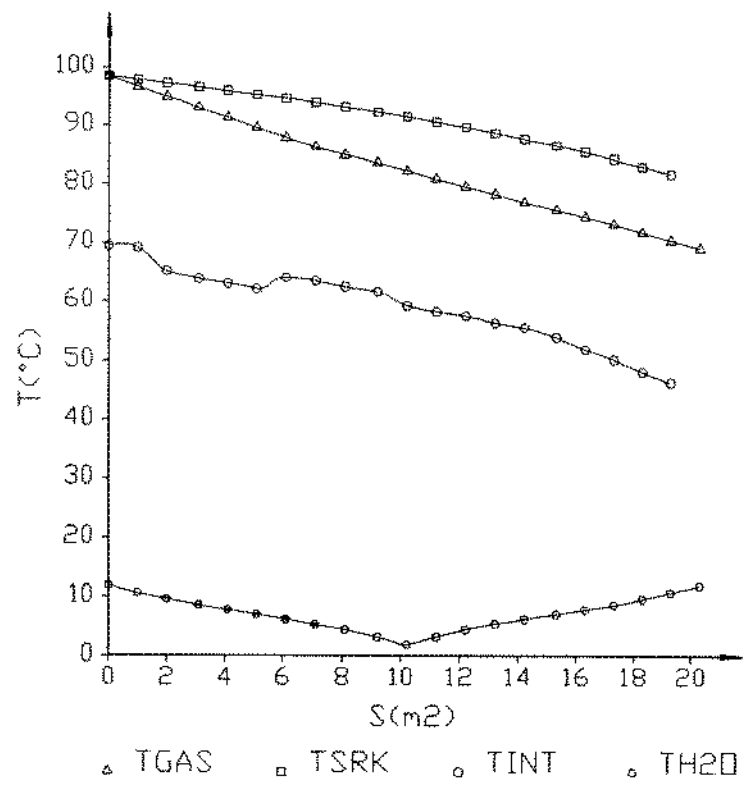
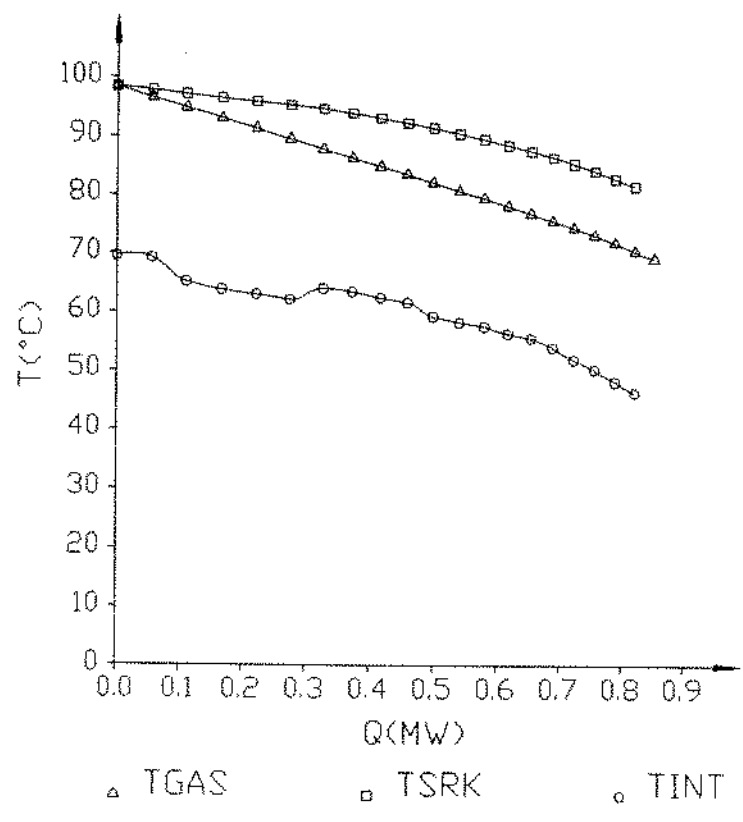


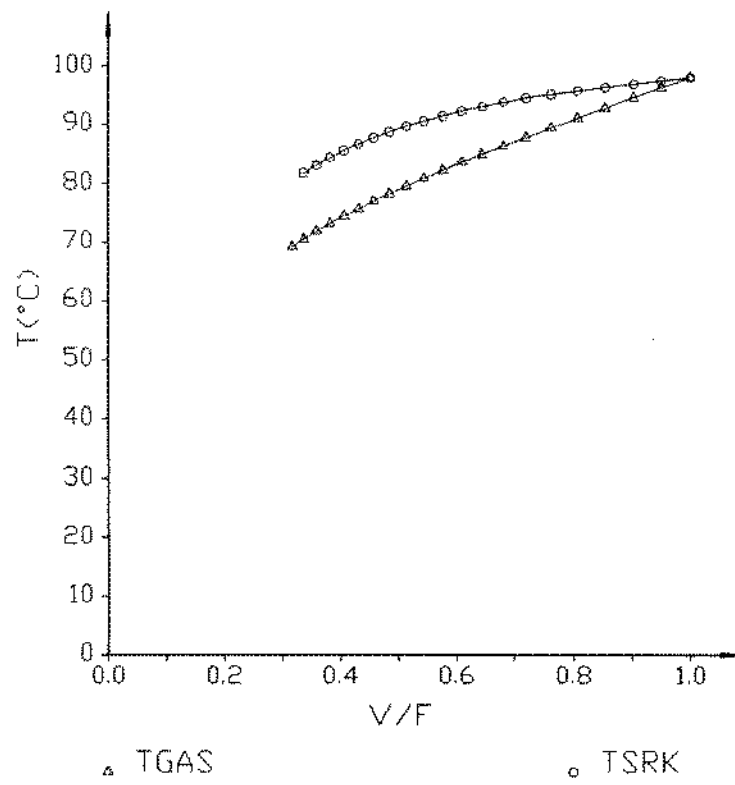
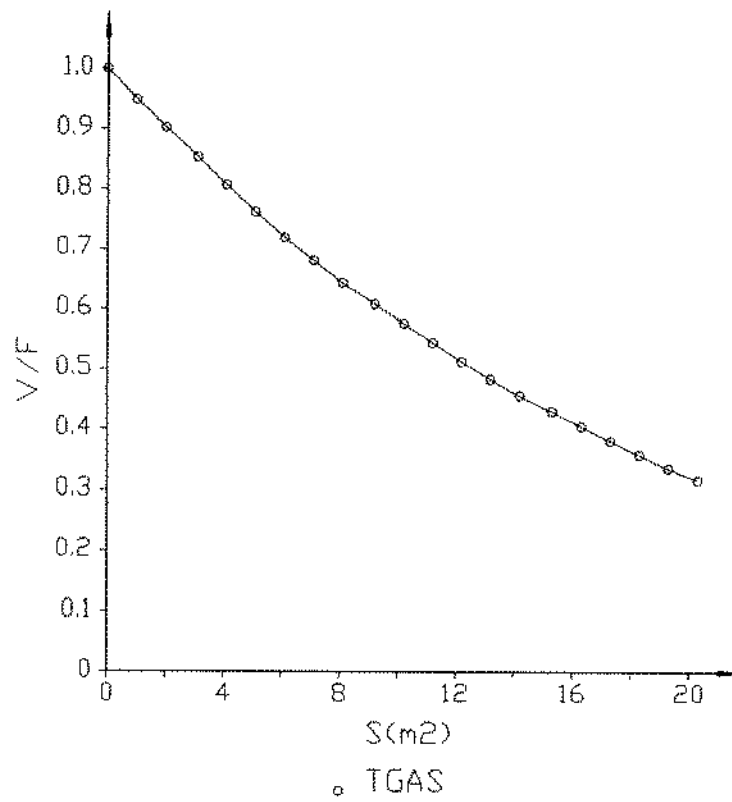
CASO 2

HIDROCARBONETOS

MODELO DE FILME







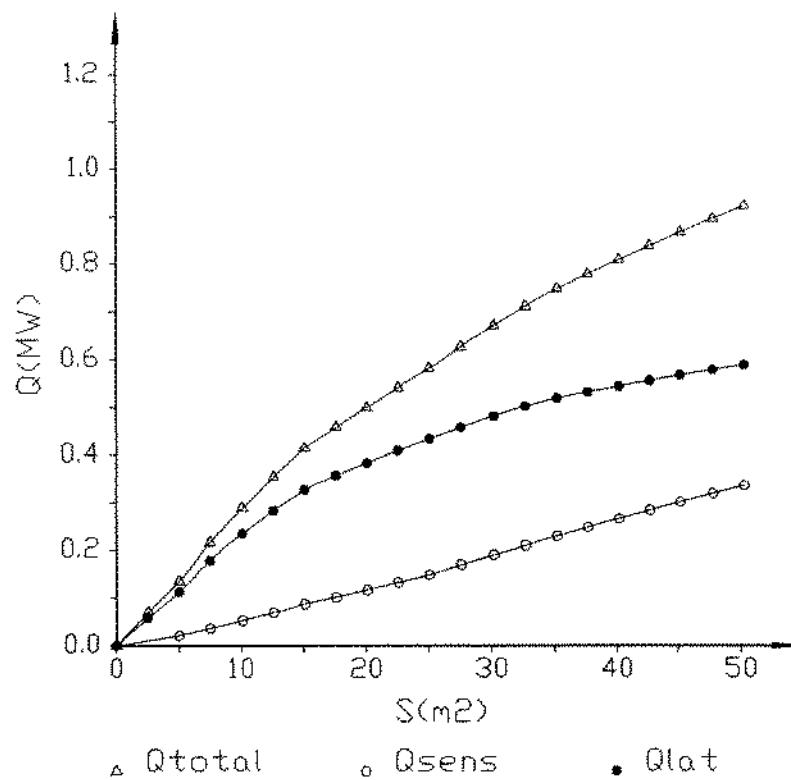
CASO 3

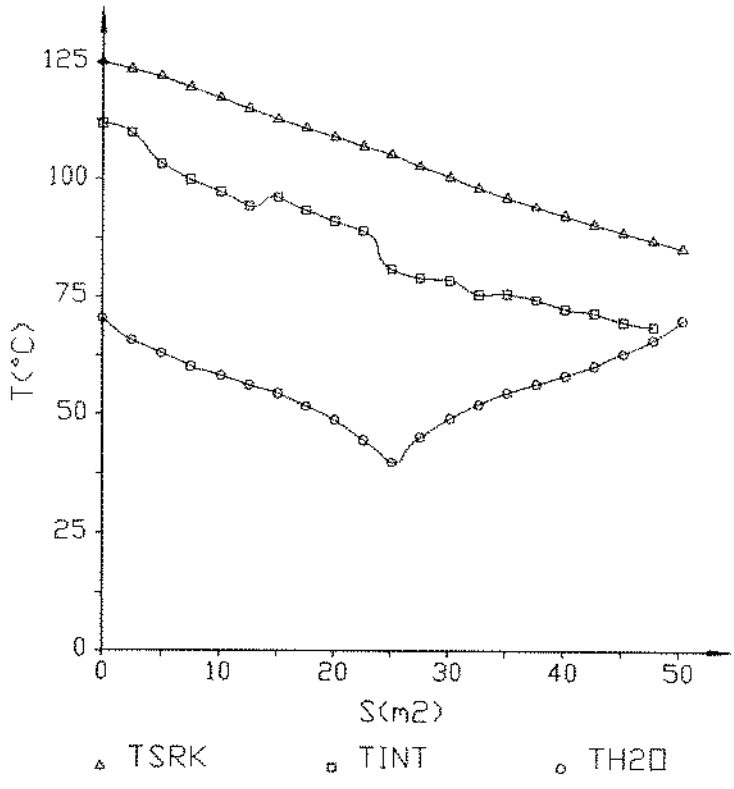
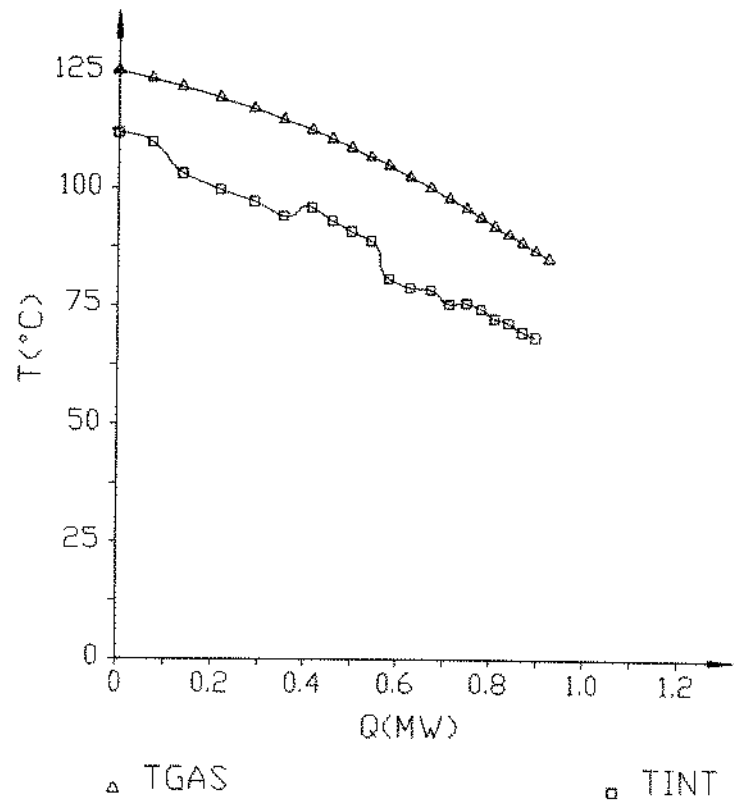
HIDROCARBONETOS

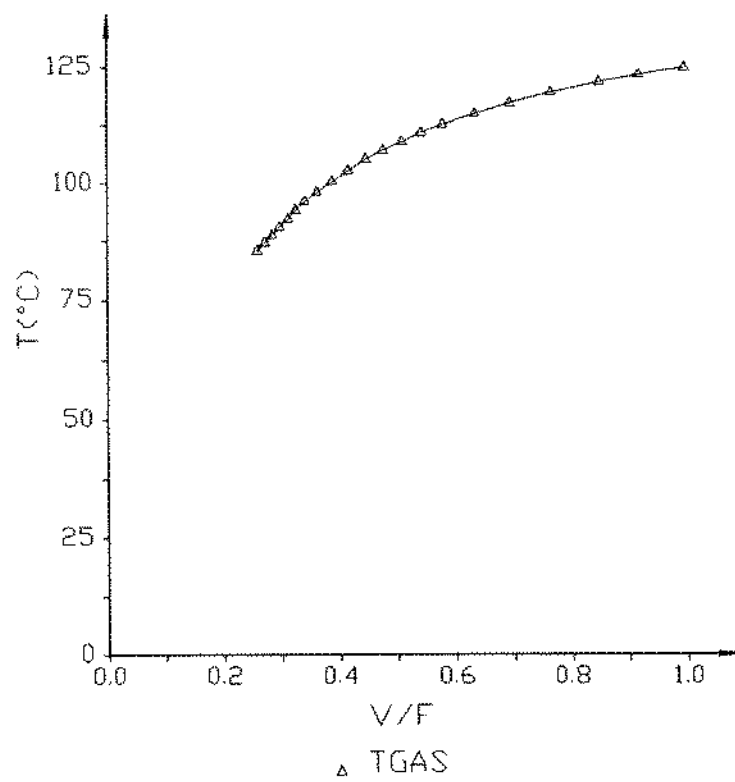
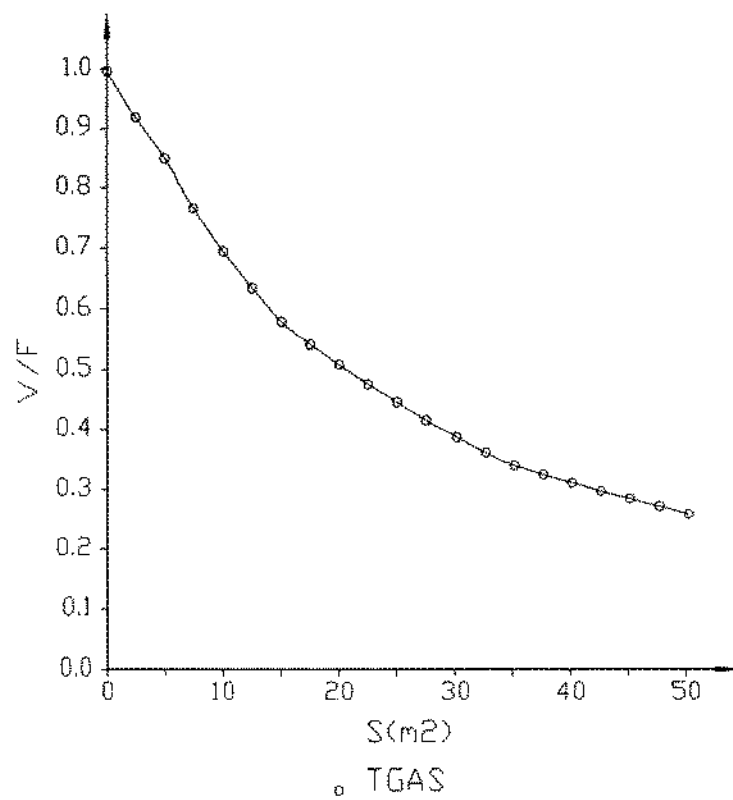
+

CO₂

MODELO DA CURVA CORRIGIDO



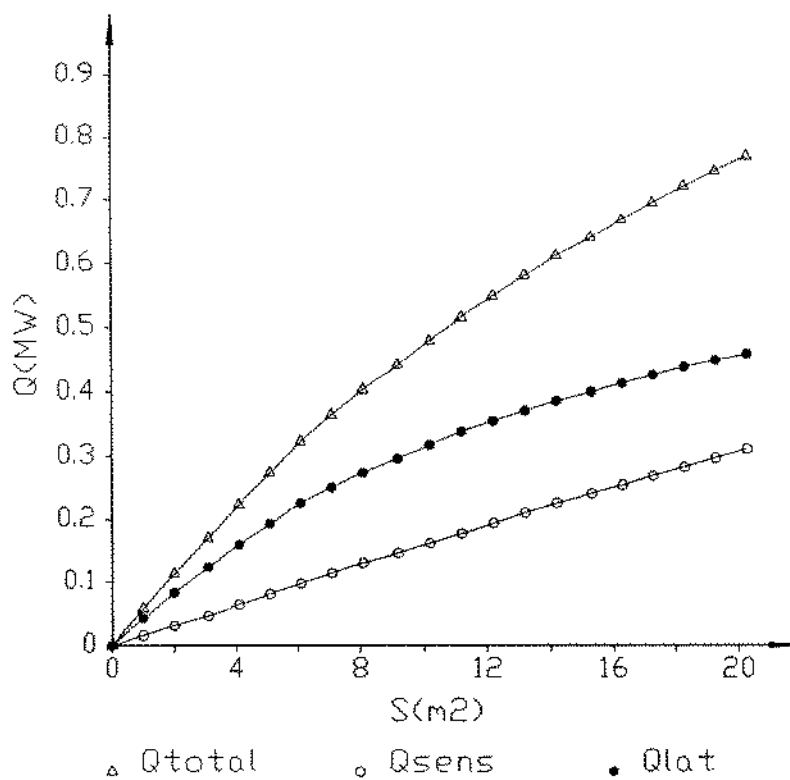


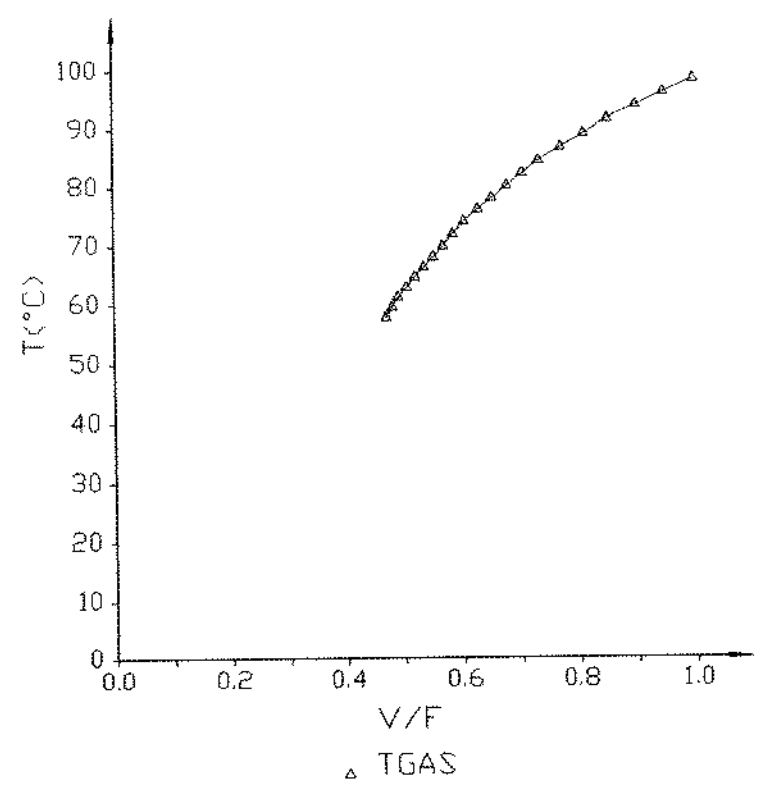
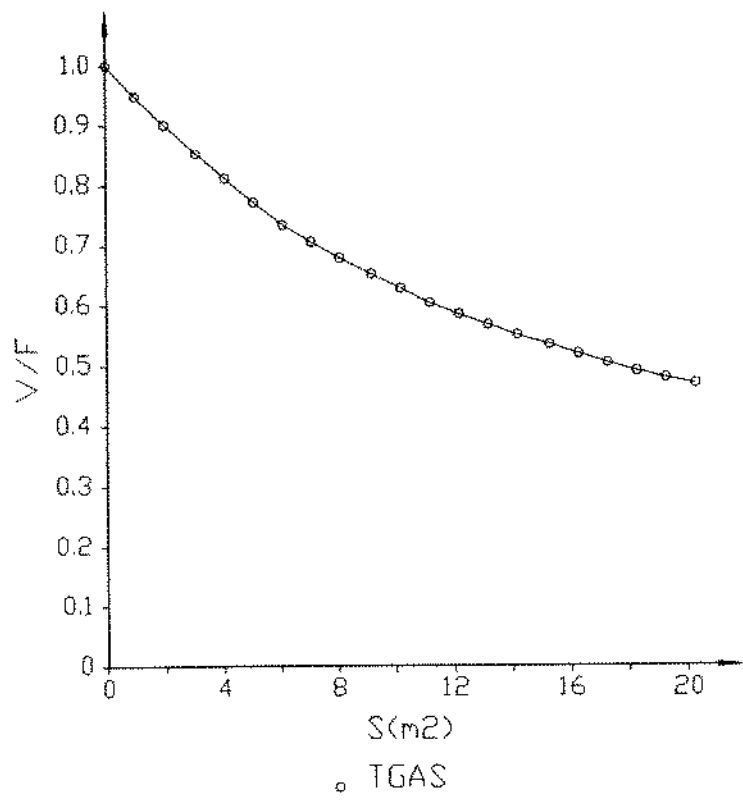


CASO 4

HIDROCARBONETOS

MODELO DA CURVA CORRIGIDO





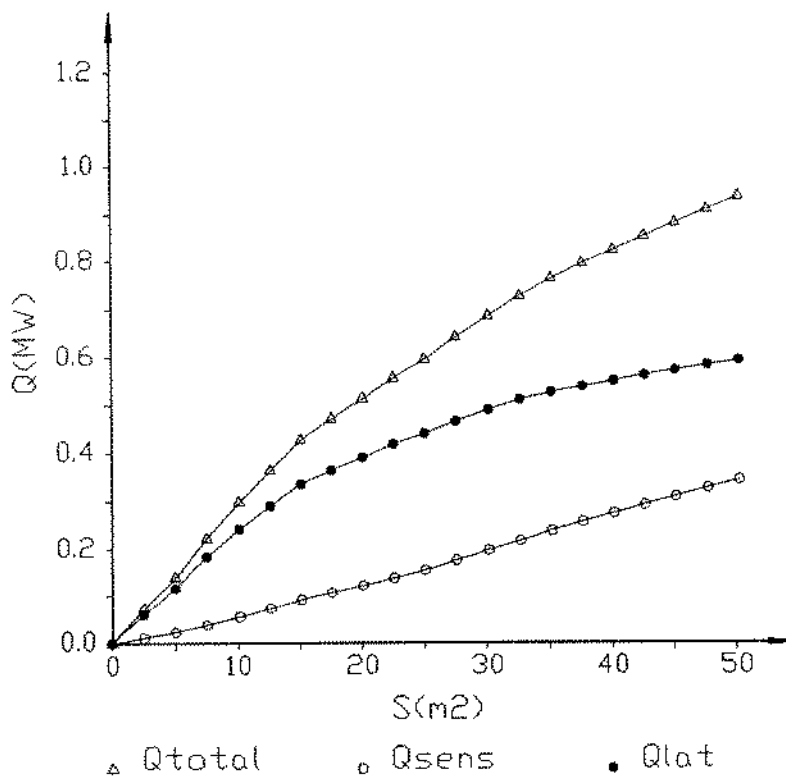
CASO 5

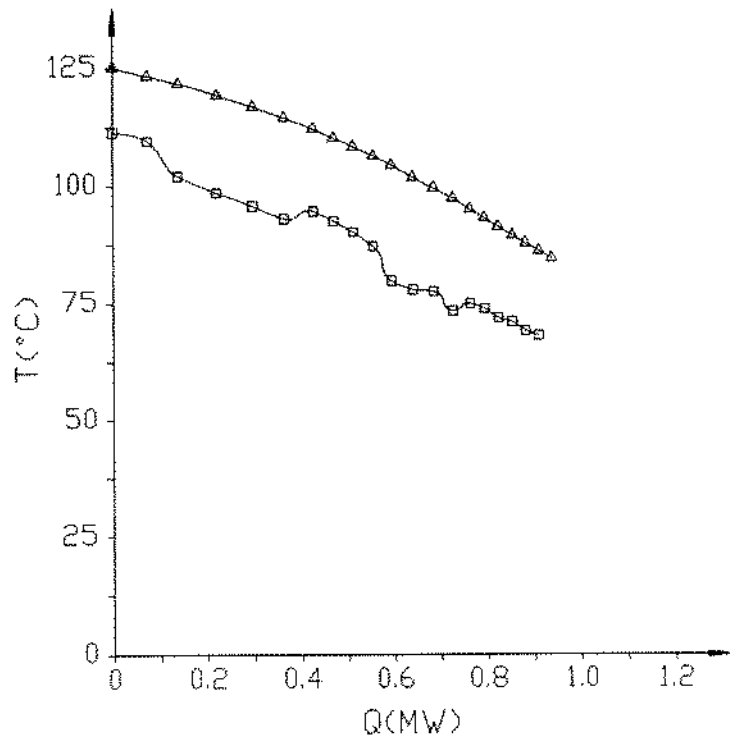
HIDROCARBONETOS

+

CO₂

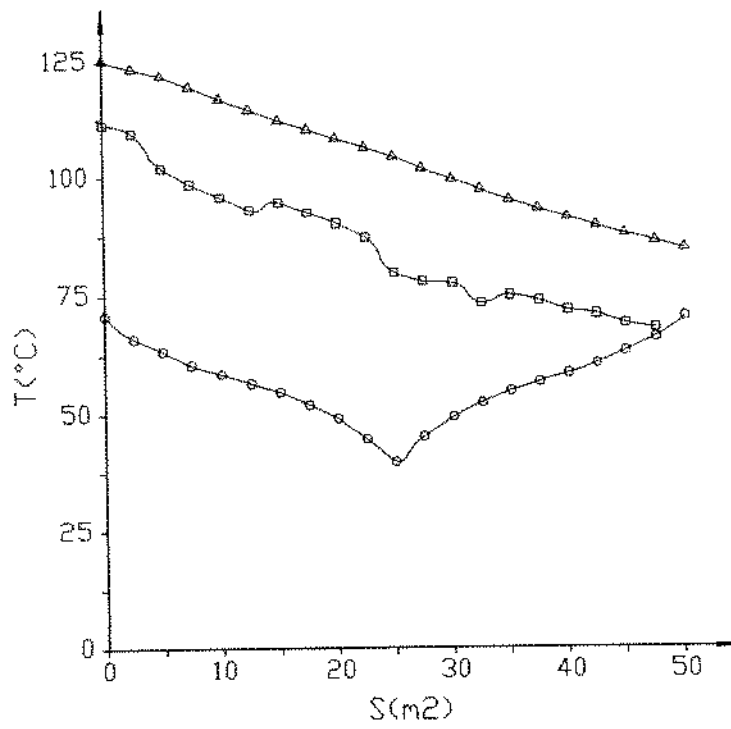
MODELO DA CURVA





△ TGAS

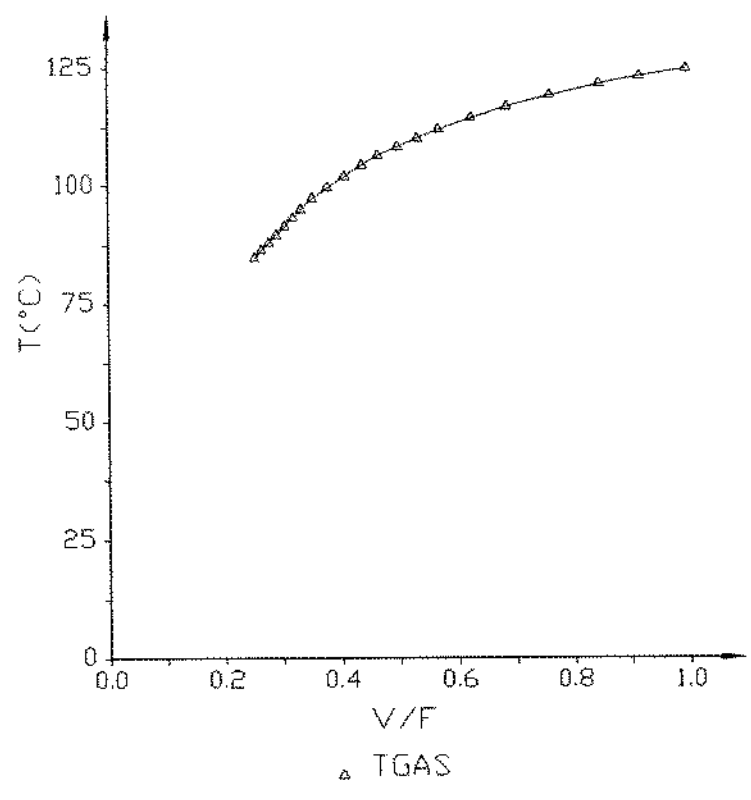
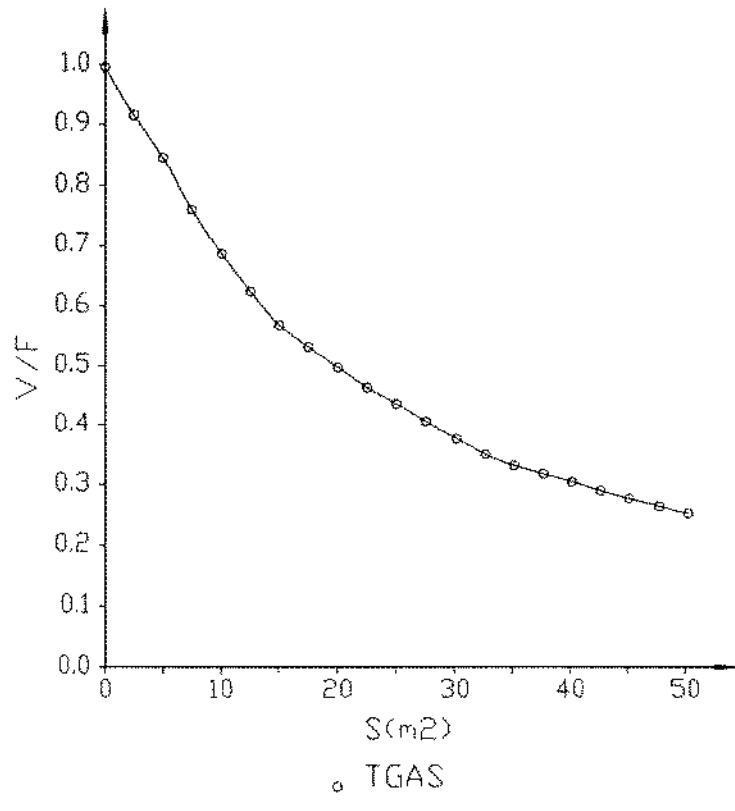
□ TINT



△ TSRK

□ TINT

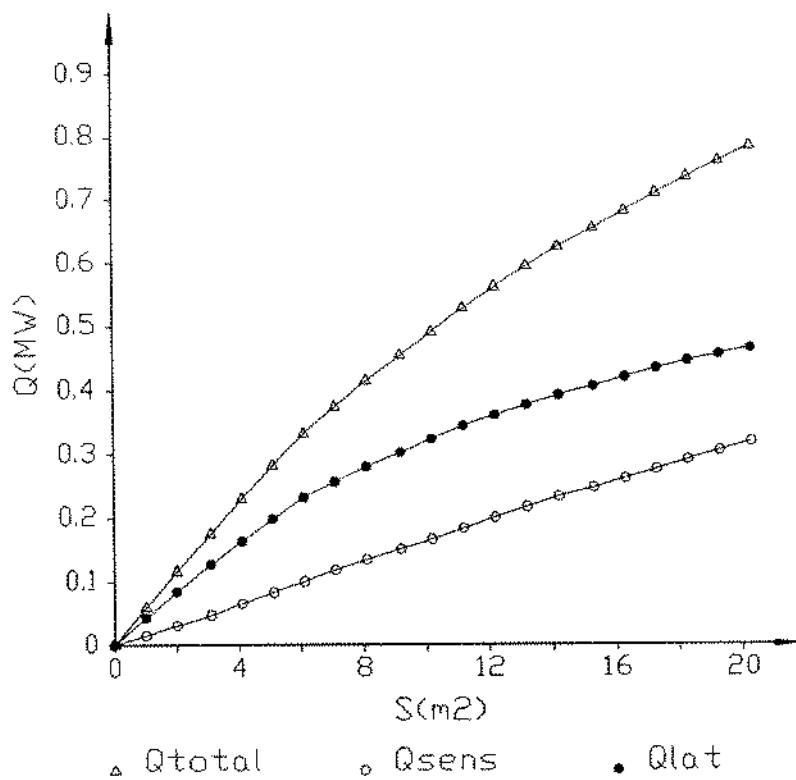
○ TH2O

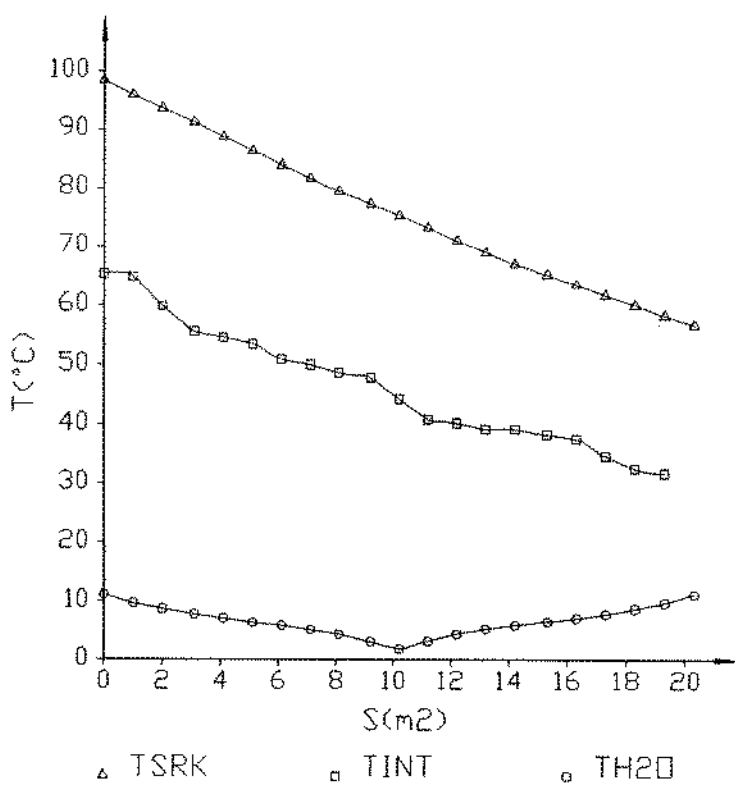
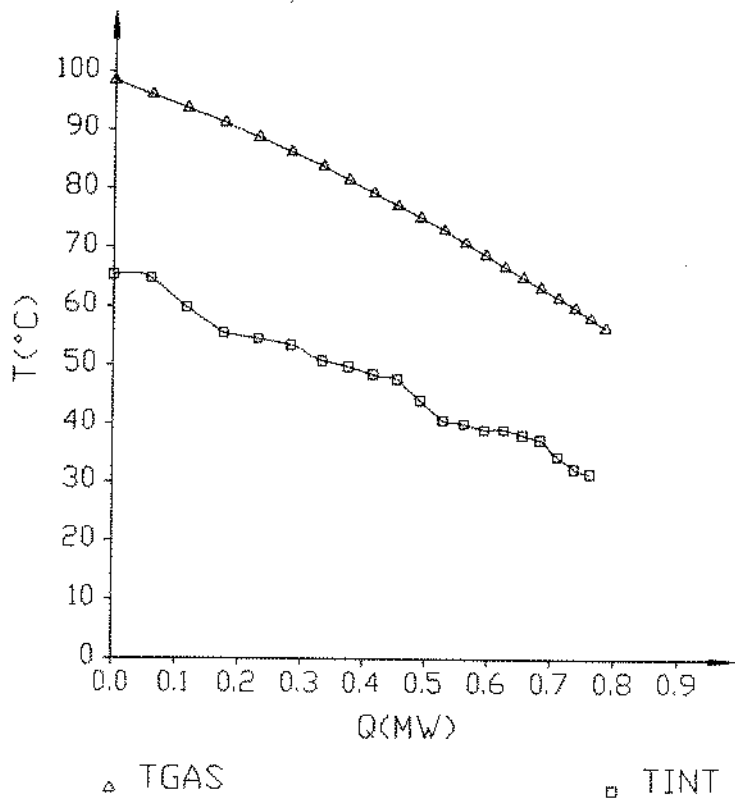


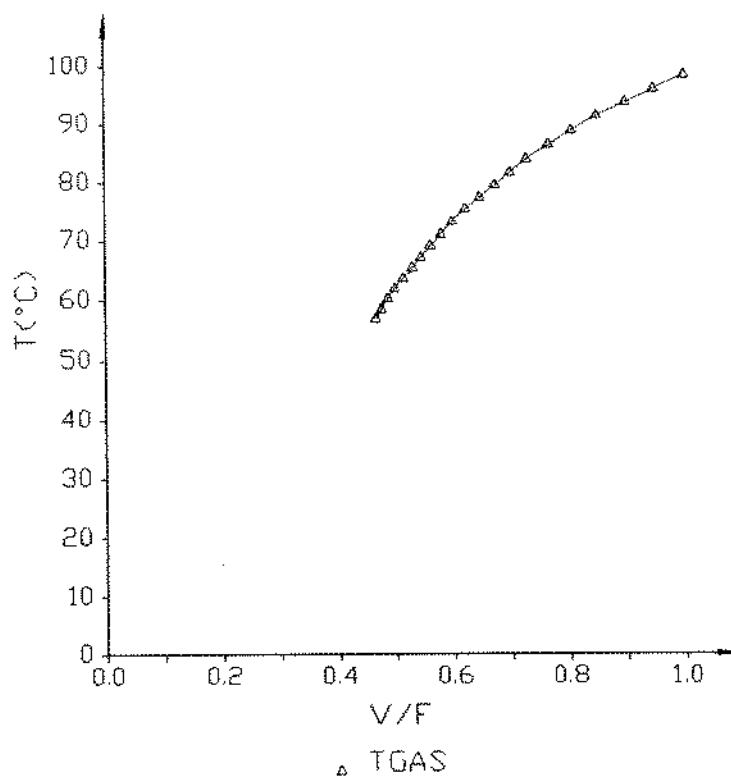
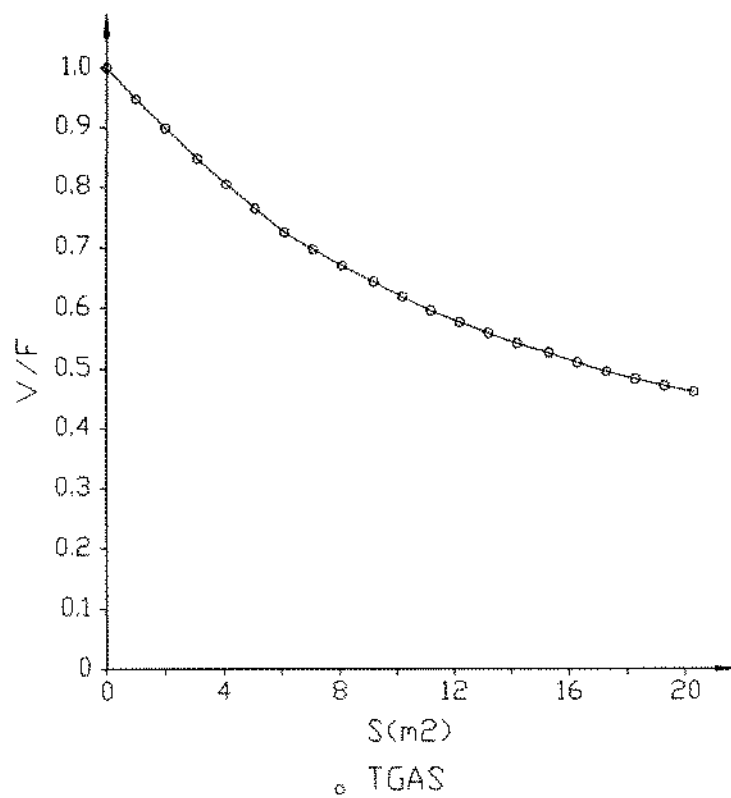
CASO 6

HIDROCARBONETOS

MODELO DA CURVA







 CALCULO TERMICO DE CONDENSADORES PARA MISTURAS MULTICOMPONENTES VERSAO : 0.0 DE 27/08/1990 PAG. 01
 PROBLEMA : TESTE 01 / RATIFICACAO CASO : MODELO DE FILME TIPO TEMA : BEM HORIZONTAL
 PROGRAMA PARA TREINAMENTO DE PESSOAL / Depto.895.06 *** TROCADORES E FORNOS *** / ABB - SETAL ENGENHARIA S.A.

FLUIDO	LADO DO CASCO				LADO DOS TUBOS				
	VAZAO TOTAL	HIDROCARB. + CO2		AGUA DE RESFRIAMENTO					
	kg/h	9993.6		26150.4					
		ENTRADA		SAIDA		ENTRADA		SAIDA	
VAPOR	kg/h	9993.6		1137.9		.0		.0	
LIQUIDO	kg/h	.0		8855.7		26150.4		26150.4	
VAPOR D'AGUA	kg/h	.0		.0		.0		.0	
AGUA	kg/h	.0		.0		.0		.0	
NAO CONDENSAVEIS	kg/h	.0		.0		.0		.0	
TEMPERATURA	°C	125.15		91.56		39.85		74.12	
		LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP
DENSIDADE	kg/m ³	522.1	23.8	551.6	22.0	985.9	.0	982.9	.0
VISCOSIDADE	cP	.12	.011	.13	.013	.56	.000	.51	.000
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg°C	.7619	.5526	1.0159	.4667	.9980	.0000	.9980	.0000
CONDUZ. TERMICA	kcal/hm°C	.0696	.0218	.0779	.0196	.5500	.0000	.5526	.0000
PESO MOLECULAR	kmol/kg	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
CALOR LATENTE	kcal/kg	68.59		77.47		.00		.00	
PRESSAO	kgf/cm ²	.000		.000		.000		.000	
VELOCIDADE	m/s	.000		.000		.000		.000	
PERDA DE PRESSAO (PERM/CALC)	kgf/cm ²	.000		.000		.000		.000	
RESISTENCIA INCRUSTACAO	hm ² °C/kcal			.000200				.000200	
COEFICIENTE DE PELICULA MEDIO	kcal/hm ² °C			670.39				1425.60	
COEF. GLOBAL TRANSF. CALOR	kcal/hm ² °C	341.6				DIF. MEDIA TEMP.	°C		51.89
COEF. GLOBAL TRANSF. LIMPO	kcal/hm ² °C	404.8				CARGA TERMICA CALC.	kcal/h		891238.9
COEF. GLOBAL TRANSF. REQ.	kcal/hm ² °C	.0							

TIPO TEMA	BEM	TIPO DE TUBOS	LISOS	CORRECOES TROCA TERMICA CASCO			
N. CASCOS SERIE 0	PARALELO 0	COMPRIMENTO TOTAL	mm 2000.0				
N. PASSES CASCO 0	TUBOS 2	COMPRIMENTO EFETIVO	mm .0	TOTAL BETA	GAMMA	EPSON	
ORIENTACAO (0-HORIZ 90-VERT)	0	ESPESSURA DO ESPELHO	mm .0	.978	.919	1.064	1.000
CHAPA DE IMPACTO (SIM / NAO)	SIM	DIAMETRO EXTERNO TUBO	mm 19.05				
PARES DE TIRAS DE SELAGEM	0	ESPESSURA DO TUBO	mm .00	RESISTENCIA TERMICA (% TOTAL)			
TUBOS DE SELAGEM (FRACAO F)	0	PASSO ENTRE TUBOS	mm 25.40				
DIAMETRO INTERNO CASCO	mm 591.0	ARRANJO DOS TUBOS	TRIAN-60	CASCO	TUBOS	INCRUSTACAO	METAL
ESPESSURA DO CASCO	mm .0	RAZAO PASSO/DIAMETRO	1.3333	50.96	30.74	15.60	2.70
AREA TOTAL DE TROCA	m ² 50.3	RAZAO AREA EXT/INT	1.2828				
AREA EFETIVA DE TROCA	m ² .0	N. DE TUBOS NO FEIXE	420	MARGEM :	.0 %	## CALOR ##	

TIPO DE CHICANAS : SEGMENT.	SIMPLES	CONEXOES	ENT	SAIDA	MATERIAIS			
N. DIVISORES NO CASCO	5		VAPOR	GAS	LIQ	CASCO	: SA-240 316L	
ESPACAMENTO CENTRAL	mm 400.0	Dint. CON. CASCO	mm .0	.0	.0	TUBOS	: SA-249 TP316L	
ESPACAMENTO ENTRADA	mm 400.0	VELOCIDADE	m/s .0	.0	.0	CHICANAS	: SA-240 316L	
ESPACAMENTO DE SAIDA	mm 400.0	PERDA PRESSAO	kgf/cm ² .0	.0	.0	ESPELHOS	: SA-240 316L	
ESPESSURA DA CHICANA	mm .0	CARGA DINAMICA	kg/ms ² .0	.0	.0	TOLERANCIAS		
PORCENTAGEM DE CORTE	% 25.00	CARGA DIN ENT	kg/ms ² .0	.0	.0	CASCO/CHICANAS	: 5.000 mm	
ORIENTACAO DO CORTE	VERT	Dint. CON TUBOS	mm .0	.0	.0	CASCO/FEIXE	: 13.000 mm	
Qtde. DE TIRANTES	0	VELOCIDADE	m/s .0	.0	.0	TUBOS/CHICANAS	: .400 mm	
ESPESSURA DOS TIRANTES	.00	PERDA PRESSAO	kgf/cm ² .0	.0	.0			

 ### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ###
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FHID	FAK	TETS	HSEN	HCON	HVAP	HCTT
1	125.1	1.0000	.0979	.5879	.0123	.1181	.1839	.6090	10.18	1.3352	.7262	275.4	2815.2	2234.8	1245.8
2	124.2	.9192	.1035	.5882	.0113	.1252	.1718	.5853	10.39	1.3210	.7357	259.5	2058.0	2175.4	1057.5
3	123.2	.8458	.1092	.5930	.0107	.1325	.1546	.7389	9.46	1.4145	.6757	243.2	1582.1	1719.6	824.0
4	121.7	.7558	.1133	.5902	.0102	.1378	.1484	.7236	9.97	1.4051	.6815	224.2	1267.6	1676.6	721.8
5	120.2	.6739	.1166	.5874	.0099	.1420	.1442	.6970	10.68	1.3886	.6917	206.6	1174.6	1668.5	689.3
6	118.8	.6008	.1192	.5847	.0098	.1453	.1410	.6935	11.15	1.3865	.6930	190.2	1113.1	1601.8	656.7
7	117.3	.5330	.1213	.5824	.0097	.1479	.1387	.5574	12.59	1.3045	.7470	176.0	1065.1	1787.4	667.4
8	116.2	.4834	.1228	.5807	.0096	.1498	.1371	.5492	12.43	1.2996	.7504	164.3	1038.7	1656.8	638.4
9	115.0	.4373	.1241	.5791	.0096	.1515	.1358	.5629	12.33	1.3077	.7448	152.9	1043.0	1518.0	618.2
10	113.7	.3925	.1253	.5776	.0095	.1529	.1346	.5487	12.64	1.2993	.7506	141.8	1046.1	1451.0	607.9
11	112.3	.3515	.1263	.5763	.0095	.1542	.1337	.6243	12.66	1.3444	.7201	130.3	1055.4	1281.9	578.8
12	110.4	.3069	.1273	.5751	.0095	.1553	.1328	.6061	13.39	1.3335	.7274	118.3	1059.5	1238.6	571.0
13	108.4	.2666	.1280	.5742	.0095	.1561	.1323	.5579	14.24	1.3047	.7469	107.4	1062.0	1222.2	568.2
14	106.4	.2326	.1284	.5735	.0095	.1566	.1319	.5216	15.07	1.2834	.7618	97.6	1065.6	1194.6	563.2
15	104.3	.2031	.1287	.5732	.0095	.1568	.1318	.4238	15.87	1.2268	.8030	89.3	1065.5	1209.7	566.5
16	102.4	.1812	.1288	.5730	.0096	.1569	.1318	.3803	16.63	1.2022	.8219	82.5	1068.5	1195.2	564.2
17	100.4	.1627	.1288	.5729	.0096	.1568	.1319	.3520	17.60	1.1863	.8343	76.4	1072.6	1185.3	563.1
18	98.2	.1464	.1288	.5729	.0096	.1566	.1320	.2971	18.53	1.1559	.8588	71.0	1075.1	1190.6	564.9
19	96.1	.1334	.1287	.5730	.0097	.1564	.1322	.2644	19.71	1.1380	.8736	66.4	1078.6	1200.5	568.1
20	93.8	.1224	.1286	.5731	.0097	.1561	.1324	.2133	20.76	1.1104	.8971	62.4	1080.7	1217.7	572.6

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	HFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	125.1	522.1	.12	.0696	.7619	23.8	.0113	.0218	.5526	68.6	69.5	976.9	.41	.5579	.9980
2	124.2	523.1	.12	.0698	.7699	23.7	.0114	.0218	.5499	68.7	69.8	976.7	.41	.5580	.9980
3	123.2	524.0	.12	.0701	.7777	23.7	.0115	.0217	.5472	70.1	39.9	990.5	.66	.5460	.9980
4	121.7	525.4	.12	.0705	.7898	23.6	.0116	.0216	.5431	70.4	39.9	990.5	.66	.5460	.9980
5	120.2	526.8	.12	.0709	.8017	23.5	.0116	.0215	.5391	70.6	45.0	988.1	.61	.5481	.9980
6	118.8	528.2	.12	.0713	.8133	23.4	.0117	.0214	.5352	71.1	45.4	987.9	.61	.5482	.9980
7	117.3	529.6	.12	.0717	.8253	23.3	.0118	.0213	.5311	70.5	66.5	978.2	.43	.5567	.9980
8	116.2	530.7	.12	.0720	.8342	23.3	.0119	.0212	.5281	70.9	66.4	978.3	.43	.5566	.9980
9	115.0	531.8	.12	.0723	.8439	23.2	.0120	.0211	.5248	71.5	63.2	979.8	.45	.5554	.9980
10	113.7	533.1	.12	.0726	.8549	23.1	.0121	.0210	.5211	71.9	63.5	979.6	.45	.5555	.9980
11	112.3	534.4	.12	.0730	.8665	23.1	.0122	.0209	.5172	73.3	49.9	985.9	.56	.5500	.9980
12	110.4	536.2	.12	.0735	.8818	23.0	.0123	.0208	.5120	73.9	49.7	986.0	.57	.5500	.9980
13	108.4	538.1	.13	.0740	.8980	22.9	.0124	.0206	.5065	74.3	53.2	984.4	.53	.5513	.9980
14	106.4	540.0	.13	.0746	.9142	22.7	.0126	.0205	.5010	74.9	53.5	984.2	.53	.5515	.9980
15	104.3	541.9	.13	.0751	.9312	22.6	.0127	.0203	.4953	74.9	61.0	980.8	.47	.5545	.9980
16	102.4	543.7	.13	.0756	.9468	22.5	.0129	.0202	.4900	75.4	60.9	980.9	.47	.5544	.9980
17	100.4	545.6	.13	.0762	.9630	22.4	.0130	.0200	.4846	76.1	58.5	982.0	.49	.5534	.9980
18	98.2	547.5	.13	.0767	.9803	22.3	.0132	.0199	.4787	76.5	58.8	981.8	.49	.5536	.9980
19	96.1	549.5	.13	.0773	.9977	22.2	.0133	.0197	.4728	77.1	56.5	982.9	.51	.5527	.9980
20	93.8	551.6	.13	.0779	1.0159	22.0	.0135	.0196	.4667	77.5	56.3	982.9	.51	.5526	.9980

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PRDT	HTUB	UTOT	AREA	QSVP	QSLQ	QLAT	QTOT
1	125.1	42221.	67312.	1.03	275.4	69.5	7230.	2.64	1558.1	462.6	.0	5440.2	.0	55359.7	60799.9
2	124.2	38469.	61267.	1.04	259.5	69.8	7263.	2.63	1561.1	434.2	2.5	4909.9	604.0	50426.2	55940.1
3	123.2	34724.	55256.	1.04	243.2	39.9	4473.	4.36	1269.4	362.3	5.0	6848.4	1774.2	63044.0	71666.6
4	121.7	30560.	48593.	1.05	224.2	39.9	4473.	4.36	1269.4	341.1	7.5	6060.0	2847.1	57598.0	66505.1
5	120.2	26878.	42715.	1.05	206.6	45.0	4864.	4.00	1315.6	337.7	10.1	5181.1	3728.8	51592.2	60502.0
6	118.8	23603.	37495.	1.06	190.2	45.4	4897.	3.97	1319.4	330.0	12.6	4748.2	4795.2	48163.8	57707.3
7	117.3	20906.	33200.	1.06	176.0	66.5	6889.	2.78	1526.4	347.9	15.1	3110.3	4235.4	34937.5	42283.3
8	116.2	18767.	29795.	1.07	164.3	66.4	6874.	2.78	1525.0	339.8	17.6	3040.4	5133.4	32672.1	40845.9
9	115.0	16758.	26601.	1.07	152.9	63.2	6531.	2.94	1492.0	331.9	20.1	3117.3	6451.2	31974.1	41542.6
10	113.7	14879.	23613.	1.08	141.8	63.5	6559.	2.92	1494.7	329.1	22.6	2917.1	7407.3	29450.7	39775.1
11	112.3	13034.	20682.	1.08	130.3	49.9	5266.	3.68	1361.0	311.9	25.1	3419.9	10569.6	32728.7	46718.2
12	110.4	11213.	17790.	1.09	118.3	49.7	5249.	3.69	1359.1	309.5	27.6	3128.6	12171.0	29718.0	45017.6
13	108.4	9640.	15293.	1.10	107.4	53.2	5551.	3.48	1391.9	310.8	30.2	2701.0	13169.7	25286.6	41157.3
14	106.4	8313.	13185.	1.11	97.6	53.5	5580.	3.46	1395.0	309.5	32.7	2443.4	14709.0	22100.6	39252.9
15	104.3	7243.	11488.	1.12	89.3	61.0	6300.	3.05	1469.2	315.1	35.2	1931.2	14249.5	16405.7	32586.3
16	102.4	6411.	10169.	1.12	82.5	60.9	6284.	3.06	1467.7	314.2	37.7	1764.7	15412.6	13937.1	31114.4
17	100.4	5700.	9042.	1.13	76.4	58.5	6046.	3.18	1443.7	312.5	40.2	1676.9	17154.0	12357.9	31188.7
18	98.2	5102.	8093.	1.14	71.0	58.8	6074.	3.17	1446.6	313.2	42.7	1504.2	17957.7	9912.3	29374.2
19	96.1	4610.	7313.	1.15	66.4	56.5	5857.	3.29	1424.2	312.8	45.2	1418.5	19436.6	8516.2	29371.3
20	93.8	4206.	6672.	1.16	62.4	56.3	5841.	3.30	1422.5	314.1	47.8	1281.8	20010.2	6597.9	27890.0

IC	TEMP	TINT	TTUB	FLX1	FLX2	FLX3	FLX4	FLX5	FLJ1	FLJ2	FLJ3	FLJ4	FLJ5	FLXT	FRNX
1	125.1	114.1	69.5	1.744	1.539	.816	.194	.148	.855	.284	-.245	-.411	-.483	4.4	1.000
2	124.2	113.5	69.8	1.583	1.395	.744	.182	.139	.787	.269	-.217	-.384	-.455	8.5	.926
3	123.2	106.7	39.9	1.783	1.751	1.044	.269	.209	.995	.474	-.204	-.570	-.695	13.5	.858
4	121.7	105.3	39.9	1.616	1.585	.954	.256	.201	.925	.456	-.168	-.543	-.669	18.2	.773
5	120.2	104.3	45.0	1.445	1.406	.849	.237	.187	.842	.423	-.137	-.503	-.625	22.3	.696
6	118.8	102.1	45.4	1.324	1.300	.802	.233	.186	.799	.425	-.105	-.496	-.623	26.1	.627
7	117.3	105.1	66.5	1.022	.931	.540	.161	.128	.592	.273	-.095	-.342	-.428	28.9	.563
8	116.2	103.2	66.4	.937	.866	.513	.157	.126	.560	.274	-.077	-.335	-.422	31.5	.516
9	115.0	100.1	63.2	.885	.844	.517	.163	.132	.552	.296	-.056	-.348	-.444	34.0	.473
10	113.7	97.9	63.5	.799	.771	.482	.157	.128	.514	.290	-.037	-.336	-.431	36.4	.430
11	112.3	90.7	49.9	.813	.849	.576	.194	.160	.568	.384	.013	-.418	-.547	39.0	.391
12	110.4	87.2	49.7	.720	.760	.528	.185	.154	.521	.371	.036	-.400	-.529	41.3	.348
13	108.4	85.1	53.2	.609	.639	.446	.162	.136	.450	.326	.043	-.351	-.468	43.3	.309
14	106.4	81.9	53.5	.521	.551	.393	.147	.124	.397	.299	.054	-.320	-.430	45.0	.275
15	104.3	82.0	61.0	.396	.405	.282	.110	.093	.302	.219	.038	-.238	-.321	46.3	.246
16	102.4	79.2	60.9	.329	.341	.242	.096	.081	.257	.194	.042	-.209	-.283	47.4	.225
17	100.4	75.4	58.5	.280	.301	.220	.088	.075	.225	.181	.049	-.192	-.263	48.4	.206
18	98.2	72.9	58.8	.221	.240	.178	.072	.062	.180	.150	.045	-.158	-.217	49.2	.190
19	96.1	69.3	56.5	.182	.206	.157	.063	.055	.152	.135	.046	-.140	-.193	49.8	.177
20	93.8	66.9	56.3	.138	.159	.123	.050	.043	.116	.107	.040	-.110	-.153	50.3	.166

IC	LE12	LE13	LE14	LE15	LE23	LE24	LE25	LE34	LE35	LE45	FXT1	FXT2	FXT3	FXT4	FXT5
1	.890	.759	.478	.482	.684	.436	.437	.379	.375	.243	1.744	1.539	.816	.194	.148
2	.898	.766	.482	.486	.690	.440	.441	.382	.379	.245	3.327	2.933	1.560	.376	.286
3	.906	.772	.486	.490	.696	.444	.445	.386	.382	.247	5.111	4.684	2.604	.645	.496
4	.918	.783	.492	.497	.705	.450	.451	.391	.387	.250	6.727	6.268	3.558	.900	.697
5	.930	.793	.499	.503	.714	.456	.457	.396	.392	.254	8.172	7.675	4.407	1.137	.884
6	.943	.803	.505	.510	.724	.461	.462	.401	.397	.257	9.496	8.975	5.209	1.370	1.070
7	.955	.814	.512	.517	.733	.468	.469	.406	.402	.260	10.518	9.906	5.749	1.531	1.198
8	.965	.823	.517	.522	.741	.472	.473	.410	.406	.263	11.455	10.772	6.261	1.688	1.324
9	.976	.832	.523	.527	.749	.477	.478	.415	.410	.265	12.340	11.616	6.778	1.852	1.456
10	.988	.842	.530	.534	.758	.483	.484	.420	.416	.269	13.139	12.387	7.261	2.009	1.584
11	1.001	.853	.537	.541	.768	.490	.491	.425	.421	.272	13.952	13.236	7.837	2.203	1.744
12	1.019	.869	.546	.551	.782	.498	.499	.433	.428	.277	14.672	13.996	8.365	2.388	1.898
13	1.039	.885	.556	.561	.797	.508	.508	.441	.436	.282	15.280	14.635	8.811	2.550	2.033
14	1.059	.902	.567	.572	.812	.517	.518	.449	.444	.287	15.801	15.187	9.204	2.698	2.157
15	1.080	.921	.578	.583	.829	.528	.529	.458	.453	.293	16.197	15.591	9.486	2.807	2.250
16	1.101	.938	.589	.594	.844	.538	.538	.467	.462	.298	16.526	15.933	9.728	2.903	2.331
17	1.123	.957	.601	.606	.861	.548	.549	.476	.471	.304	16.807	16.233	9.949	2.991	2.406
18	1.147	.977	.614	.618	.879	.560	.560	.486	.481	.310	17.027	16.473	10.127	3.063	2.468
19	1.172	.998	.627	.632	.898	.572	.572	.496	.491	.317	17.209	16.679	10.284	3.126	2.522
20	1.199	1.021	.641	.646	.919	.585	.585	.508	.502	.324	17.347	16.838	10.408	3.175	2.565

 ### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ###
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FHID	FAK	TETS	HSEN	HCON	HVAP	HCTT
1	98.4	1.0000	.0400	.5319	.0643	.0848	.2789	.6827	3.90	1.3799	.6972	404.9	4041.9	1381.7	1029.7
2	96.6	.9501	.0419	.5391	.0615	.0889	.2687	.6675	4.13	1.3706	.7031	393.4	3214.9	1419.6	984.7
3	94.9	.9027	.0433	.5437	.0595	.0923	.2612	.7074	4.26	1.3950	.6877	381.3	2936.1	1380.5	939.0
4	93.1	.8540	.0447	.5469	.0578	.0953	.2553	.7048	4.53	1.3934	.6887	368.7	2735.7	1404.1	927.9
5	91.4	.8070	.0458	.5491	.0565	.0980	.2506	.6966	4.83	1.3884	.6918	356.1	2587.1	1435.5	923.2
6	89.7	.7621	.0468	.5507	.0555	.1003	.2467	.6887	5.12	1.3836	.6949	343.7	2318.7	1462.7	896.9
7	88.0	.7193	.0477	.5518	.0546	.1023	.2435	.6427	5.62	1.3556	.7128	331.9	1980.3	1565.8	874.4
8	86.5	.6808	.0485	.5527	.0539	.1041	.2409	.6295	5.95	1.3476	.7181	320.7	1742.3	1600.3	834.1
9	85.1	.6443	.0492	.5532	.0533	.1057	.2386	.6216	6.24	1.3428	.7212	309.8	1553.6	1618.5	792.7
10	83.7	.6094	.0498	.5537	.0527	.1072	.2366	.6102	6.59	1.3359	.7257	299.3	1415.5	1648.1	761.5
11	82.4	.5764	.0504	.5540	.0523	.1085	.2348	.6202	6.75	1.3419	.7218	288.9	1313.0	1616.7	724.6
12	81.0	.5440	.0510	.5542	.0518	.1098	.2332	.6104	7.11	1.3361	.7257	278.6	1225.4	1639.3	701.2
13	79.6	.5132	.0515	.5543	.0514	.1110	.2318	.5968	7.50	1.3279	.7311	268.6	1155.4	1670.1	682.9
14	78.3	.4841	.0519	.5544	.0511	.1121	.2305	.5881	7.84	1.3227	.7346	259.0	1101.8	1682.1	665.7
15	77.0	.4565	.0523	.5545	.0508	.1131	.2293	.5738	8.24	1.3142	.7404	249.7	1103.0	1707.7	670.2
16	75.8	.4306	.0527	.5545	.0505	.1140	.2283	.5695	8.50	1.3116	.7421	240.7	1105.5	1696.2	669.3
17	74.5	.4057	.0531	.5545	.0503	.1148	.2273	.5683	8.71	1.3109	.7426	231.8	1108.6	1672.5	666.7
18	73.2	.3818	.0534	.5544	.0501	.1156	.2265	.5623	8.99	1.3074	.7451	223.2	1111.1	1661.6	665.9
19	71.9	.3590	.0537	.5544	.0499	.1163	.2257	.5593	9.23	1.3056	.7463	214.7	1114.1	1639.7	663.4
20	70.6	.3372	.0540	.5543	.0497	.1169	.2250	.5514	9.53	1.3009	.7495	206.5	1116.7	1629.9	662.7

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	HFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	98.4	545.9	.13	.0765	.7977	17.3	.0102	.0240	.5689	77.3	10.6	1001.9	1.51	.5271	1.0063
2	96.6	546.9	.14	.0770	.8020	17.2	.0102	.0240	.5686	77.3	10.6	1001.9	1.51	.5271	1.0063
3	94.9	547.9	.14	.0775	.8061	17.1	.0102	.0239	.5683	78.1	1.9	1002.3	1.58	.5260	1.0070
4	93.1	548.9	.14	.0780	.8105	16.9	.0102	.0239	.5680	78.3	1.9	1002.3	1.58	.5260	1.0070
5	91.4	549.9	.14	.0785	.8149	16.8	.0102	.0239	.5677	78.5	3.2	1002.2	1.57	.5262	1.0069
6	89.7	550.9	.14	.0789	.8191	16.7	.0102	.0239	.5674	78.7	3.2	1002.2	1.57	.5262	1.0069
7	88.0	551.9	.14	.0794	.8232	16.6	.0101	.0239	.5671	78.4	9.6	1001.9	1.52	.5269	1.0064
8	86.5	552.7	.14	.0798	.8268	16.5	.0101	.0238	.5669	78.5	9.6	1001.9	1.52	.5269	1.0064
9	85.1	553.5	.14	.0802	.8303	16.4	.0101	.0238	.5667	78.7	8.6	1002.0	1.53	.5268	1.0065
10	83.7	554.3	.14	.0806	.8337	16.4	.0101	.0238	.5664	78.9	8.6	1002.0	1.53	.5268	1.0065
11	82.4	555.1	.14	.0810	.8370	16.3	.0101	.0238	.5662	79.3	4.4	1002.2	1.56	.5263	1.0068
12	81.0	555.9	.14	.0813	.8404	16.2	.0101	.0238	.5660	79.5	4.4	1002.2	1.56	.5263	1.0068
13	79.6	556.7	.14	.0817	.8437	16.1	.0101	.0238	.5658	79.6	5.3	1002.1	1.55	.5264	1.0067
14	78.3	557.4	.15	.0821	.8469	16.0	.0101	.0238	.5655	79.9	5.4	1002.1	1.55	.5264	1.0067
15	77.0	558.1	.15	.0824	.8501	15.9	.0101	.0237	.5653	80.0	7.8	1002.0	1.53	.5267	1.0065
16	75.8	558.9	.15	.0828	.8532	15.8	.0101	.0237	.5651	80.3	7.8	1002.0	1.53	.5267	1.0065
17	74.5	559.6	.15	.0831	.8563	15.8	.0101	.0237	.5649	80.7	7.0	1002.1	1.54	.5266	1.0066
18	73.2	560.3	.15	.0835	.8595	15.7	.0101	.0237	.5647	81.0	7.0	1002.1	1.54	.5266	1.0066
19	71.9	561.0	.15	.0839	.8627	15.6	.0101	.0237	.5645	81.4	6.2	1002.1	1.54	.5265	1.0066
20	70.6	561.8	.15	.0842	.8660	15.5	.0101	.0237	.5642	81.7	6.2	1002.1	1.54	.5265	1.0066

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PROT	HTUB	UTOT	AREA	QSVF	QSLQ	QLAT	QTOT
1	98.4	72361.	*****	.87	404.9	10.6	13375.	10.37	4160.7	550.9	.0	9888.2	.0	38515.4	48403.6
2	96.6	69207.	*****	.87	393.4	10.6	13377.	10.37	4160.9	537.8	1.0	9028.9	668.6	36632.9	46330.5
3	94.9	65886.	*****	.87	381.3	1.9	12752.	10.90	4078.3	522.2	2.0	9250.9	1414.1	38035.7	48700.7
4	93.1	62473.	98566.	.87	368.7	1.9	12752.	10.90	4078.3	518.7	3.1	8578.4	2093.3	36766.3	47438.0
5	91.4	59133.	93256.	.87	356.1	3.2	12843.	10.82	4090.5	517.5	4.1	7848.4	2694.4	35188.9	45731.7
6	89.7	55905.	88133.	.87	343.7	3.2	12845.	10.82	4090.8	509.1	5.1	7203.3	3245.4	33667.9	44116.5
7	88.0	52884.	83346.	.87	331.9	9.6	13298.	10.43	4150.6	502.9	6.1	5978.3	3386.0	30204.3	39568.7
8	86.5	50080.	78909.	.87	320.7	9.6	13300.	10.43	4150.9	489.3	7.1	5438.6	3719.8	28636.6	37795.0
9	85.1	47405.	74679.	.87	309.8	8.6	13228.	10.49	4141.4	474.6	8.1	5041.4	4078.8	27394.2	36514.4
10	83.7	44853.	70647.	.87	299.3	8.6	13229.	10.49	4141.5	463.3	9.2	4611.7	4350.1	26031.6	34993.5
11	82.4	42386.	66751.	.87	288.9	4.4	12931.	10.74	4102.1	448.7	10.2	4534.4	4926.1	25701.2	35161.7
12	81.0	40002.	62988.	.87	278.6	4.4	12931.	10.74	4102.2	439.7	11.2	4171.7	5193.2	24463.4	33828.3
13	79.6	37744.	59424.	.87	268.6	5.3	12997.	10.69	4110.9	432.5	12.2	3796.0	5370.7	23113.7	32280.4
14	78.3	35604.	56050.	.87	259.0	5.4	12999.	10.68	4111.1	425.6	13.2	3527.8	5629.8	22029.8	31187.4
15	77.0	33580.	52858.	.87	249.7	7.8	13170.	10.54	4133.8	427.7	14.2	3221.5	5767.3	20767.9	29756.7
16	75.8	31659.	49830.	.87	240.7	7.8	13170.	10.54	4133.8	427.3	15.3	3070.0	6130.2	19952.9	29153.2
17	74.5	29816.	46925.	.86	231.8	7.0	13113.	10.59	4126.3	426.2	16.3	2968.8	6592.3	19278.2	28839.3
18	73.2	28052.	44146.	.86	223.2	7.0	13114.	10.59	4126.4	425.8	17.3	2825.1	6962.5	18442.0	28229.6
19	71.9	26367.	41492.	.86	214.7	6.2	13059.	10.63	4119.2	424.7	18.3	2727.5	7442.9	17738.7	27909.1
20	70.6	24762.	38964.	.86	206.5	6.2	13060.	10.63	4119.2	424.4	19.3	2592.3	7820.6	16890.0	27302.8

IC	TEMP	TINT	TTUB	FLX1	FLX2	FLX3	FLX4	FLX5	FLJ1	FLJ2	FLJ3	FLJ4	FLJ5	FLXT	FRNX
1	98.4	69.5	10.6	1.683	1.692	1.601	2.616	.899	1.296	.958	.409	-.624	-2.039	8.5	1.000
2	96.6	69.2	10.6	1.611	1.607	1.512	2.473	.869	1.244	.916	.393	-.582	-1.971	16.6	.957
3	94.9	65.2	1.9	1.579	1.617	1.582	2.693	.958	1.257	.977	.476	-.519	-2.192	25.0	.916
4	93.1	63.9	1.9	1.515	1.550	1.521	2.616	.952	1.218	.955	.479	-.468	-2.183	33.1	.874
5	91.4	63.1	3.2	1.449	1.476	1.446	2.501	.932	1.173	.921	.470	-.422	-2.142	41.0	.832
6	89.7	62.2	3.2	1.384	1.405	1.374	2.391	.912	1.129	.889	.461	-.378	-2.101	48.4	.793
7	88.0	64.1	9.6	1.298	1.282	1.212	2.063	.812	1.047	.794	.387	-.365	-1.863	55.1	.755
8	86.5	63.6	9.6	1.235	1.212	1.140	1.947	.783	1.001	.758	.372	-.332	-1.799	61.4	.721
9	85.1	62.6	8.6	1.178	1.152	1.085	1.864	.765	.961	.731	.366	-.297	-1.761	67.4	.689
10	83.7	61.8	8.6	1.120	1.091	1.024	1.767	.740	.919	.700	.354	-.266	-1.707	73.2	.659
11	82.4	59.4	4.4	1.077	1.059	1.011	1.779	.756	.898	.701	.375	-.221	-1.754	78.9	.630
12	81.0	58.4	4.4	1.023	1.003	.956	1.692	.734	.859	.672	.366	-.190	-1.707	84.3	.601
13	79.6	57.7	5.3	.969	.944	.896	1.592	.706	.818	.639	.351	-.165	-1.643	89.4	.574
14	78.3	56.5	5.4	.919	.894	.849	1.519	.686	.782	.614	.344	-.137	-1.603	94.3	.548
15	77.0	55.7	7.8	.868	.840	.795	1.427	.658	.742	.583	.329	-.115	-1.539	98.8	.523
16	75.8	54.1	7.8	.824	.799	.761	1.380	.647	.711	.565	.328	-.085	-1.518	103.2	.500
17	74.5	52.0	7.0	.783	.762	.733	1.348	.641	.683	.551	.331	-.053	-1.512	107.5	.478
18	73.2	50.3	7.0	.741	.722	.698	1.297	.627	.651	.531	.327	-.025	-1.485	111.6	.456
19	71.9	48.2	6.2	.701	.686	.669	1.260	.618	.622	.514	.328	.006	-1.470	115.5	.435
20	70.6	46.4	6.2	.660	.646	.634	1.207	.601	.591	.493	.322	.031	-1.436	119.3	.415

IC	LE12	LE13	LE14	LE15	LE23	LE24	LE25	LE34	LE35	LE45	FXT1	FXT2	FXT3	FXT4	FXT5
1	1.499	1.295	1.055	.500	1.161	.957	.461	.821	.387	.353	1.683	1.692	1.601	2.616	.899
2	1.522	1.315	1.071	.507	1.179	.971	.468	.833	.393	.358	3.294	3.299	3.113	5.089	1.768
3	1.544	1.335	1.086	.514	1.196	.985	.474	.845	.399	.363	4.873	4.916	4.695	7.782	2.726
4	1.569	1.356	1.103	.522	1.215	1.001	.482	.859	.405	.369	6.388	6.466	6.215	10.398	3.679
5	1.594	1.378	1.121	.530	1.235	1.017	.489	.873	.411	.374	7.837	7.942	7.661	12.899	4.611
6	1.619	1.400	1.138	.538	1.254	1.032	.496	.886	.418	.380	9.221	9.347	9.035	15.290	5.523
7	1.643	1.421	1.155	.546	1.273	1.048	.504	.900	.424	.385	10.519	10.629	10.247	17.353	6.335
8	1.665	1.440	1.171	.554	1.291	1.062	.510	.912	.429	.390	11.754	11.840	11.387	19.300	7.118
9	1.687	1.459	1.186	.561	1.308	1.075	.517	.924	.435	.395	12.932	12.993	12.472	21.164	7.882
10	1.709	1.478	1.201	.568	1.325	1.089	.523	.936	.441	.400	14.051	14.084	13.496	22.931	8.622
11	1.730	1.497	1.216	.575	1.341	1.103	.530	.947	.446	.405	15.128	15.143	14.507	24.710	9.378
12	1.753	1.517	1.232	.582	1.359	1.117	.536	.960	.452	.410	16.151	16.145	15.463	26.402	10.113
13	1.776	1.537	1.248	.589	1.377	1.131	.543	.972	.458	.415	17.120	17.090	16.359	27.994	10.818
14	1.799	1.557	1.263	.597	1.394	1.145	.550	.984	.463	.420	18.040	17.983	17.209	29.514	11.505
15	1.821	1.576	1.279	.604	1.412	1.159	.557	.997	.469	.425	18.908	18.823	18.003	30.940	12.163
16	1.843	1.596	1.294	.611	1.429	1.173	.563	1.009	.475	.430	19.732	19.622	18.764	32.320	12.809
17	1.866	1.616	1.310	.619	1.447	1.188	.570	1.022	.481	.435	20.515	20.384	19.497	33.668	13.450
18	1.890	1.637	1.327	.626	1.466	1.203	.577	1.035	.487	.441	21.256	21.106	20.195	34.966	14.078
19	1.915	1.658	1.345	.635	1.486	1.219	.585	1.048	.493	.446	21.957	21.792	20.864	36.226	14.696
20	1.941	1.681	1.363	.643	1.506	1.235	.592	1.063	.500	.452	22.617	22.438	21.497	37.433	15.297

 ### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ###
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FHID	FAK	TETS	HSEN	HCON	HVAP	HCTT
1	125.1	.9960	.0981	.5880	.0122	.1183	.1834	.5800	7.10	1.3179	.7379	274.9	2825.8	1642.2	1038.6
2	123.5	.9182	.1034	.5882	.0113	.1251	.1720	.5368	7.00	1.2923	.7555	258.8	2117.1	1565.0	899.8
3	121.9	.8498	.1089	.5931	.0107	.1320	.1553	.6725	7.38	1.3737	.7012	242.9	1642.2	1426.2	763.3
4	119.6	.7664	.1127	.5906	.0103	.1369	.1495	.6101	6.89	1.3359	.7258	224.8	1306.2	1286.9	648.2
5	117.3	.6950	.1156	.5881	.0100	.1406	.1456	.5514	6.88	1.3009	.7495	208.8	1222.7	1233.6	614.1
6	115.0	.6342	.1179	.5859	.0099	.1435	.1428	.5232	6.99	1.2843	.7611	194.5	1168.5	1182.9	587.8
7	112.7	.5795	.1197	.5840	.0099	.1456	.1409	.3865	6.88	1.2057	.8192	182.5	1127.8	1177.7	576.1
8	110.9	.5420	.1209	.5826	.0098	.1471	.1395	.3517	6.52	1.1861	.8344	173.4	1106.3	1088.5	548.7
9	109.0	.5090	.1221	.5813	.0098	.1485	.1383	.3673	7.23	1.1948	.8276	164.6	1088.2	1121.5	552.3
10	107.1	.4759	.1231	.5801	.0098	.1498	.1373	.3458	7.59	1.1828	.8371	156.2	1072.5	1122.7	548.5
11	105.3	.4460	.1241	.5789	.0097	.1509	.1364	.3445	6.85	1.1821	.8376	148.2	1066.7	974.2	509.2
12	102.8	.4162	.1250	.5778	.0097	.1519	.1356	.3450	7.67	1.1824	.8374	139.8	1068.7	1015.5	520.7
13	100.5	.3877	.1258	.5767	.0097	.1529	.1349	.3295	8.55	1.1738	.8443	132.0	1069.2	1064.4	533.4
14	98.4	.3620	.1265	.5759	.0097	.1536	.1343	.2810	8.41	1.1471	.8661	125.2	1072.3	1019.7	522.7
15	96.2	.3408	.1270	.5752	.0098	.1542	.1339	.2058	7.93	1.1064	.9006	119.6	1072.1	962.4	507.2
16	94.3	.3259	.1274	.5746	.0098	.1546	.1336	.2017	8.57	1.1042	.9025	115.0	1073.3	993.5	515.9
17	92.5	.3118	.1278	.5741	.0098	.1550	.1333	.2061	9.26	1.1066	.9005	110.6	1075.4	1022.1	524.0
18	90.6	.2978	.1282	.5736	.0098	.1554	.1330	.1998	10.00	1.1032	.9034	106.3	1076.3	1056.3	533.1
19	88.9	.2846	.1285	.5731	.0098	.1557	.1328	.2045	10.79	1.1057	.9012	102.2	1078.1	1086.7	541.2
20	87.2	.2715	.1288	.5727	.0098	.1561	.1326	.2011	11.65	1.1039	.9028	98.3	1079.1	1122.1	550.1

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	HFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	125.1	522.1	.12	.0696	.7619	23.8	.0113	.0218	.5526	66.4	68.1	977.5	.42	.5573	.9980
2	123.5	523.7	.12	.0700	.7753	23.7	.0114	.0217	.5480	66.8	68.2	977.5	.42	.5573	.9980
3	121.9	525.3	.12	.0705	.7885	23.6	.0115	.0216	.5435	67.1	42.5	989.3	.64	.5471	.9980
4	119.6	527.4	.12	.0710	.8066	23.5	.0117	.0214	.5374	67.5	42.2	989.4	.64	.5470	.9980
5	117.3	529.6	.12	.0717	.8255	23.3	.0118	.0213	.5310	67.9	46.8	987.3	.59	.5488	.9980
6	115.0	531.8	.12	.0723	.8439	23.2	.0120	.0211	.5248	68.4	47.2	987.2	.59	.5489	.9980
7	112.7	534.0	.12	.0729	.8627	23.1	.0121	.0209	.5185	68.8	64.6	979.1	.44	.5559	.9980
8	110.9	535.7	.12	.0734	.8773	23.0	.0123	.0208	.5135	69.1	64.4	979.2	.45	.5558	.9980
9	109.0	537.5	.13	.0739	.8927	22.9	.0124	.0207	.5083	69.5	61.6	980.5	.47	.5547	.9980
10	107.1	539.3	.13	.0744	.9081	22.8	.0125	.0205	.5031	69.9	61.8	980.4	.46	.5548	.9980
11	105.3	541.0	.13	.0749	.9229	22.7	.0127	.0204	.4981	70.2	50.7	985.5	.56	.5503	.9980
12	102.8	543.3	.13	.0755	.9429	22.5	.0128	.0202	.4914	70.6	50.4	985.7	.56	.5502	.9980
13	100.5	545.4	.13	.0761	.9620	22.4	.0130	.0201	.4849	71.1	53.1	984.4	.53	.5513	.9980
14	98.4	547.4	.13	.0767	.9792	22.3	.0131	.0199	.4791	71.5	53.4	984.3	.53	.5514	.9980
15	96.2	549.4	.13	.0773	.9964	22.2	.0133	.0197	.4733	71.8	59.5	981.5	.48	.5538	.9980
16	94.3	551.1	.13	.0778	1.0121	22.1	.0134	.0196	.4679	72.2	59.3	981.6	.48	.5538	.9980
17	92.5	552.8	.14	.0783	1.0271	22.0	.0136	.0195	.4629	72.5	57.3	982.5	.50	.5530	.9980
18	90.6	554.5	.14	.0788	1.0419	21.9	.0137	.0193	.4579	72.8	57.5	982.4	.50	.5531	.9980
19	88.9	556.1	.14	.0792	1.0558	21.8	.0139	.0192	.4532	73.2	55.6	983.3	.51	.5523	.9980
20	87.2	557.6	.14	.0797	1.0697	21.7	.0140	.0191	.4485	73.5	55.4	983.4	.52	.5522	.9980

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PRDT	HTUB	UTOT	AREA	QSVP	QSLQ	QLAT	QTOT
1	125.1	42107.	67129.	1.03	274.9	68.1	7065.	2.71	1542.9	429.2	.0	8763.3	541.2	51636.0	60940.4
2	123.5	38390.	61143.	1.04	258.8	68.2	7077.	2.70	1544.0	403.6	2.5	7894.1	1465.2	45664.1	55023.4
3	121.9	34797.	55375.	1.05	242.9	42.5	4670.	4.17	1292.9	352.4	5.0	9753.7	3360.3	55905.0	69019.0
4	119.6	30911.	49157.	1.05	224.8	42.2	4650.	4.19	1290.5	325.5	7.5	9157.4	5065.2	48166.4	62389.1
5	117.3	27622.	43905.	1.06	208.8	46.8	5003.	3.88	1331.6	319.7	10.1	8010.6	6284.7	41281.1	55576.4
6	115.0	24803.	39411.	1.07	194.5	47.2	5036.	3.85	1335.2	312.7	12.6	7372.7	7681.2	37373.0	52426.8
7	112.7	22554.	35827.	1.08	182.5	64.6	6678.	2.87	1506.2	320.2	15.1	5214.0	6796.6	25789.5	37800.1
8	110.9	20877.	33157.	1.09	173.4	64.4	6654.	2.88	1503.9	311.4	17.6	5096.4	7861.1	22769.2	35726.7
9	109.0	19318.	30676.	1.10	164.6	61.6	6364.	3.02	1475.6	311.0	20.1	4752.6	8600.3	23005.0	36357.9
10	107.1	17855.	28347.	1.10	156.2	61.8	6383.	3.01	1477.5	309.9	22.6	4248.3	8966.8	20907.2	34122.3
11	105.3	16498.	26189.	1.11	148.2	50.7	5329.	3.63	1368.0	290.9	25.1	5273.5	12895.4	20879.9	39048.8
12	102.8	15148.	24042.	1.12	139.8	50.4	5302.	3.65	1365.0	294.5	27.6	4637.9	13240.7	20091.6	37970.2
13	100.5	13921.	22092.	1.13	132.0	53.1	5547.	3.48	1391.6	300.1	30.2	3860.1	12769.5	18279.7	34909.2
14	98.4	12878.	20435.	1.14	125.2	53.4	5572.	3.47	1394.3	296.8	32.7	3570.6	13471.0	15161.5	32203.1
15	96.2	12061.	19137.	1.15	119.6	59.5	6145.	3.13	1453.7	295.0	35.2	3051.8	12850.0	10657.2	26559.0
16	94.3	11405.	18095.	1.16	115.0	59.3	6124.	3.14	1451.6	297.8	37.7	2741.1	12663.7	10168.8	25573.6
17	92.5	10782.	17106.	1.16	110.6	57.3	5933.	3.25	1432.0	299.4	40.2	2581.1	13061.1	10172.6	25814.8
18	90.6	10190.	16165.	1.17	106.3	57.5	5954.	3.24	1434.3	302.5	42.7	2287.8	12671.0	9584.4	24543.2
19	88.9	9631.	15278.	1.18	102.2	55.6	5775.	3.34	1415.7	304.0	45.2	2156.3	13044.0	9599.3	24799.7
20	87.2	9094.	14426.	1.18	98.3	55.4	5753.	3.35	1413.4	306.6	47.8	1937.7	12802.8	9175.5	23916.0

 CALCULO TERMICO DE CONDENSADORES PARA MISTURAS MULTICOMPONENTES VERSAO : 0.0 DE 27/08/1990
 PROBLEMA : TESTE 04 / RATIFICACAO CASO : MODELO DA CURVA COR TIPO TEMA : BEM HORIZONTAL
 PROGRAMA PARA TREINAMENTO DE PESSOAL / Depto.895.06 *** TROCADORES E FORMOS *** / ABB - SETAL ENGENHARIA S.A.

FLUIDO	VAZAO TOTAL	LADO DO CASCO				LADO DOS TUBOS			
		HIDROCARBONETOS		AGUA DE RESFRIAMENTO					
	kg/h	9993.6		72000.0					
		ENTRADA	SAIDA	ENTRADA	SAIDA	ENTRADA	SAIDA	ENTRADA	SAIDA
VAPOR	kg/h	9990.7	4703.1	.0	.0	.0	.0	.0	.0
LIQUIDO	kg/h	2.9	5290.5	72000.0	72000.0				
VAPOR D'AGUA	kg/h	.0	.0	.0	.0				
AGUA	kg/h	.0	.0	.0	.0				
NAO CONDENSAVEIS	kg/h	.0	.0	.0	.0				
TEMPERATURA	"C	98.35	57.69	1.85	11.00				
		LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP
DENSIDADE	kg/m3	545.9	17.3	568.1	14.7	1002.2	.0	1002.1	.0
VISCOSIDADE	cP	.13	.010	.16	.010	1.56	.000	1.55	.000
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg°C	.7977	.5689	.8937	.5623	1.0068	.0000	1.0067	.0000
CONDUT. TERMICA	kcal/hm°C	.0765	.0240	.0873	.0235	.5264	.0000	.5265	.0000
PESO MOLECULAR	kmol/kg	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
CALOR LATENTE	kcal/kg	72.21		78.86		.00		.00	
PRESSAO	kgf/cm2	.000		.000		.000		.000	
VELOCIDADE	m/s	.000		.000		.000		.000	
PERDA DE PRESSAO (PERM/CALC)	kgf/cm2	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
RESISTENCIA INCRUSTACAO	hm2°C/kcal		.000200		.000200		.000200		.000200
COEFICIENTE DE PELICULA MEDIO	kcal/hm2°C		752.90		4121.61		4121.61		
COEF. GLOBAL TRANSF. CALOR	kcal/hm2°C	459.8							70.95
COEF. GLOBAL TRANSF. LIMPO	kcal/hm2°C	581.9							663773.6
COEF. GLOBAL TRANSF. REQ.	kcal/hm2°C	.0							

TIPO TEMA	BEM	TIPO DE TUBOS	LISOS	CORRECOES TROCA TERMICA CASCO			
N. CASCOS SERIE 0	PARALELO 0	COMPRIMENTO TOTAL	mm	2000.0			
N. PASSES CASCO 0	TUBOS 2	COMPRIMENTO EFETIVO	mm	.0	TOTAL BETA	GAMMA	EPSON
ORIENTACAO (0-HORIZ 90-VERT)	0	ESPESSURA DO ESPELHO	mm	.0	.982	.928	1.058 1.000
CHAPA DE IMPACTO (SIM / NAO)	SIM	DIAMETRO EXTERNO TUBO	mm	19.05			
PARES DE TIRAS DE SELAGEM	0	ESPESSURA DO TUBO	mm	.00	RESISTENCIA TERMICA (% TOTAL)		
TUBOS DE SELAGEM (FRACAO F)	0	PASSO ENTRE TUBOS	mm	25.40			
DIAMETRO INTERNO CASCO	mm 400.0	ARRANJO DOS TUBOS	TRIAN-60	CASCO	TUBOS	INCR	METAL
ESPESSURA DO CASCO	mm .0	RAZAO PASSO/DIAMETRO	1.3333	61.06	14.31	20.99	3.64
AREA TOTAL DE TROCA	m2 20.3	RAZAO AREA EXT/INT	1.2828				
AREA EFETIVA DE TROCA	m2 .0	N. DE TUBOS NO FEIXE	170	MARGEM :	.0 %	## CALOR	##

TIPO DE CHICANAS : SEGMENT.	SIMPLES	CONEXOES	ENT	SAIDA	MATERIAIS		
N. DIVISOES NO CASCO	5		VAPOR	GAS	LIQ	CASCO	: SA-240 316L
ESPAÇAMENTO CENTRAL	mm 400.0	Dint. CON. CASCO	mm .0	.0	.0	TUBOS	: SA-249 TP316L
ESPAÇAMENTO ENTRADA	mm 400.0	VELOCIDADE	m/s .0	.0	.0	CHICANAS	: SA-240 316L
ESPAÇAMENTO DE SAIDA	mm 400.0	PERDA PRESSAO	kgf/cm2 .0	.0	.0	ESPELHOS	: SA-240 316L
ESPESSURA DA CHICANA	mm .0	CARGA DINAMICA	kg/ms2 .0	.0	.0	TOLERANCIAS	
PORCENTAGEM DE CORTE	% 30.00	CARGA DIN ENT	kg/ms2 .0	.0	.0	CASCO/CHICANAS	: 5.000 mm
ORIENTACAO DO CORTE	VERT	Dint. CON TUBOS	mm .0	.0	.0	CASCO/FEIXE	: 22.000 mm
Qtde. DE TIRANTES	0	VELOCIDADE	m/s .0	.0	.0	TUBOS/CHICANAS	: .400 mm
ESPESSURA DOS TIRANTES	.00	PERDA PRESSAO	kgf/cm2 .0	.0	.0		

 ### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ###
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FKID	FAK	TETS	HSEN	HCDN	HVAP	HCTT
1	98.4	.9997	.0401	.5321	.0643	.0849	.2787	.6929	4.16	1.3861	.6932	404.7	4046.2	1446.5	1065.6
2	96.0	.9491	.0419	.5392	.0615	.0890	.2685	.6722	4.43	1.3735	.7013	393.1	3228.8	1498.2	1023.4
3	93.9	.9014	.0434	.5437	.0594	.0924	.2611	.6984	4.61	1.3895	.6911	381.0	2957.6	1476.6	984.9
4	91.6	.8532	.0446	.5467	.0579	.0952	.2556	.6229	3.94	1.3436	.7207	369.0	2805.9	1312.9	894.4
5	89.1	.8116	.0456	.5488	.0568	.0975	.2514	.6077	4.21	1.3344	.7267	357.9	2672.2	1355.1	899.1
6	86.8	.7722	.0465	.5503	.0558	.0996	.2479	.6028	4.52	1.3315	.7287	346.9	2504.7	1395.3	896.1
7	84.5	.7343	.0472	.5513	.0551	.1012	.2452	.4705	3.59	1.2536	.7831	337.3	2227.7	1212.9	785.3
8	82.3	.7055	.0478	.5520	.0545	.1025	.2431	.4455	3.66	1.2392	.7937	329.1	2027.8	1216.8	760.5
9	80.1	.6789	.0483	.5525	.0541	.1037	.2413	.4398	3.87	1.2360	.7962	321.2	1860.8	1246.2	746.4
10	78.0	.6533	.0488	.5530	.0536	.1049	.2397	.4284	4.09	1.2295	.8010	313.5	1716.6	1277.4	732.4
11	76.0	.6289	.0492	.5533	.0532	.1059	.2383	.4293	4.21	1.2300	.8006	306.1	1600.5	1276.7	710.2
12	74.0	.6050	.0496	.5536	.0529	.1068	.2370	.3441	3.43	1.1819	.8378	299.3	1522.6	1112.2	642.7
13	71.9	.5863	.0499	.5538	.0527	.1075	.2361	.3321	3.60	1.1752	.8431	293.5	1453.7	1137.3	638.1
14	69.9	.5685	.0502	.5540	.0524	.1082	.2352	.3238	3.76	1.1706	.8468	287.8	1395.1	1161.3	633.7
15	67.9	.5516	.0505	.5541	.0522	.1088	.2343	.3067	3.92	1.1612	.8545	282.5	1342.3	1187.6	630.1
16	66.1	.5358	.0508	.5542	.0520	.1094	.2336	.2998	4.09	1.1574	.8576	277.3	1298.9	1210.7	626.6
17	64.4	.5207	.0510	.5543	.0518	.1100	.2329	.2963	4.27	1.1555	.8591	272.3	1260.8	1232.8	623.3
18	62.7	.5060	.0512	.5544	.0517	.1105	.2322	.2829	4.25	1.1481	.8652	267.5	1227.0	1214.6	610.4
19	61.1	.4922	.0514	.5544	.0515	.1110	.2317	.2287	3.74	1.1187	.8900	263.3	1204.8	1109.6	577.6
20	59.3	.4812	.0516	.5545	.0514	.1113	.2312	.2237	3.87	1.1160	.8923	259.5	1183.2	1127.5	577.3

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	HFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	98.4	545.9	.13	.0765	.7977	17.3	.0102	.0240	.5689	72.2	10.3	1001.9	1.51	.5270	1.0063
2	96.0	547.2	.14	.0772	.8034	17.1	.0102	.0240	.5685	72.6	10.4	1001.9	1.51	.5270	1.0063
3	93.9	548.5	.14	.0778	.8087	17.0	.0102	.0239	.5681	73.0	2.5	1002.3	1.58	.5261	1.0069
4	91.6	549.8	.14	.0784	.8144	16.8	.0102	.0239	.5677	73.4	2.5	1002.3	1.58	.5261	1.0069
5	89.1	551.3	.14	.0791	.8205	16.7	.0101	.0239	.5673	73.8	3.7	1002.2	1.57	.5262	1.0069
6	86.8	552.6	.14	.0797	.8262	16.6	.0101	.0239	.5669	74.2	3.8	1002.2	1.57	.5262	1.0068
7	84.5	553.9	.14	.0804	.8318	16.4	.0101	.0238	.5666	74.6	9.2	1001.9	1.52	.5269	1.0064
8	82.3	555.2	.14	.0810	.8373	16.3	.0101	.0238	.5662	75.0	9.1	1002.0	1.52	.5269	1.0064
9	80.1	556.4	.14	.0816	.8426	16.1	.0101	.0238	.5658	75.4	8.2	1002.0	1.53	.5268	1.0065
10	78.0	557.6	.15	.0822	.8477	16.0	.0101	.0238	.5655	75.7	8.3	1002.0	1.53	.5268	1.0065
11	76.0	558.7	.15	.0827	.8526	15.9	.0101	.0237	.5651	76.1	4.8	1002.2	1.56	.5264	1.0068
12	74.0	559.9	.15	.0833	.8575	15.7	.0101	.0237	.5648	76.4	4.7	1002.2	1.56	.5263	1.0068
13	71.9	561.1	.15	.0839	.8628	15.6	.0101	.0237	.5645	76.7	5.5	1002.1	1.55	.5264	1.0067
14	69.9	562.2	.15	.0844	.8678	15.4	.0101	.0237	.5641	77.1	5.6	1002.1	1.55	.5265	1.0067
15	67.9	563.3	.15	.0850	.8725	15.3	.0101	.0236	.5638	77.4	7.5	1002.0	1.53	.5267	1.0065
16	66.1	564.3	.15	.0855	.8769	15.2	.0100	.0236	.5635	77.7	7.4	1002.0	1.53	.5267	1.0066
17	64.4	565.3	.15	.0859	.8812	15.1	.0100	.0236	.5632	78.0	6.8	1002.1	1.54	.5266	1.0066
18	62.7	566.2	.15	.0864	.8853	14.9	.0100	.0236	.5629	78.3	6.9	1002.1	1.54	.5266	1.0066
19	61.1	567.2	.15	.0869	.8895	14.8	.0100	.0236	.5626	78.6	6.3	1002.1	1.54	.5265	1.0066
20	59.3	568.1	.16	.0873	.8937	14.7	.0100	.0235	.5623	78.9	6.2	1002.1	1.55	.5265	1.0067

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PRDT	HTUB	UTOT	AREA	QSVP	QSLO	QLAT	QTOT
1	98.4	72320.	*****	.87	404.7	10.3	13350.	10.39	4157.4	561.0	.0	12791.2	471.3	36543.0	49805.6
2	96.0	69142.	*****	.87	393.1	10.4	13357.	10.38	4158.3	549.1	1.0	11439.3	1306.7	34632.8	47378.7
3	93.9	65843.	*****	.87	381.0	2.5	12799.	10.86	4084.6	536.2	2.0	11508.2	2291.3	35098.5	48898.0
4	91.6	62660.	98863.	.87	369.0	2.5	12796.	10.86	4084.1	508.2	3.1	11658.0	3366.6	30535.8	45560.4
5	89.1	59739.	94219.	.87	357.9	3.7	12882.	10.79	4095.6	509.9	4.1	10487.6	3985.5	29064.6	43537.8
6	86.8	56917.	89740.	.87	346.9	3.8	12887.	10.78	4096.3	509.0	5.1	9591.2	4578.6	28116.3	42286.1
7	84.5	54468.	85856.	.87	337.3	9.2	13274.	10.45	4147.4	472.1	6.1	9157.1	5230.1	21458.7	35845.9
8	82.3	52430.	82629.	.87	329.1	9.1	13267.	10.46	4146.5	463.0	7.1	8452.9	5557.7	19935.5	33946.1
9	80.1	50500.	79575.	.87	321.2	8.2	13200.	10.51	4137.8	457.6	8.1	7836.3	5849.4	19312.1	32997.8
10	78.0	48644.	76640.	.87	313.5	8.3	13207.	10.51	4138.7	452.3	9.2	7168.8	6016.4	18453.5	31638.8
11	76.0	46848.	73801.	.87	306.1	4.8	12959.	10.72	4105.9	443.2	10.2	6995.0	6551.6	18145.7	31692.3
12	74.0	45263.	71296.	.86	299.3	4.7	12952.	10.73	4104.9	416.0	11.2	7181.1	7401.1	14306.2	28888.4
13	71.9	43912.	69162.	.86	293.5	5.5	13007.	10.68	4112.2	414.1	12.2	6585.0	7366.4	13605.0	27556.3
14	69.9	42623.	67127.	.86	287.8	5.6	13015.	10.67	4113.4	412.3	13.2	6104.8	7376.6	13068.9	26550.3
15	67.9	41405.	65205.	.86	282.5	7.5	13151.	10.55	4131.3	411.0	14.2	5506.3	7151.8	12200.6	24858.8
16	66.1	40253.	63386.	.86	277.3	7.4	13144.	10.56	4130.4	409.5	15.3	5132.7	7133.8	11757.4	24023.9
17	64.4	39138.	61628.	.86	272.3	6.8	13097.	10.60	4124.2	408.0	16.3	4840.9	7180.9	11459.5	23481.2
18	62.7	38073.	59947.	.86	267.5	6.9	13105.	10.59	4125.2	402.4	17.3	4722.7	7454.9	10788.5	22966.1
19	61.1	37150.	58490.	.86	263.3	6.3	13062.	10.63	4119.6	387.9	18.3	4732.5	7890.7	8624.6	21247.8
20	59.3	36349.	57227.	.86	259.5	6.2	13054.	10.64	4118.5	387.7	19.3	4460.0	7805.8	8347.5	20613.2

 #### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ####
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FHID	FAK	TETS	HSEN	HCON	HVAP	HCTT
1	125.1	.9960	.0982	.5880	.0122	.1184	.1832	.5937	5.96	1.0000	1.0000	274.7	2820.9	1912.5	1139.8
2	123.4	.9163	.1036	.5882	.0112	.1253	.1717	.5523	5.95	1.0000	1.0000	258.2	2093.1	1794.6	966.2
3	121.8	.8459	.1091	.5929	.0107	.1324	.1548	.6939	6.03	1.0000	1.0000	241.7	1618.6	1697.9	828.6
4	119.4	.7596	.1131	.5903	.0102	.1374	.1490	.6318	5.90	1.0000	1.0000	222.9	1296.1	1539.3	703.6
5	117.0	.6858	.1160	.5878	.0100	.1411	.1451	.5605	5.86	1.0000	1.0000	206.5	1214.2	1416.4	653.8
6	114.6	.6241	.1184	.5854	.0099	.1440	.1423	.5410	6.28	1.0000	1.0000	191.8	1160.5	1395.3	633.6
7	112.2	.5680	.1201	.5836	.0098	.1461	.1404	.3778	6.01	1.0000	1.0000	179.8	1121.6	1259.3	593.2
8	110.3	.5316	.1213	.5822	.0098	.1476	.1391	.3581	6.20	1.0000	1.0000	170.6	1100.4	1229.0	580.6
9	108.4	.4984	.1224	.5809	.0098	.1489	.1380	.3747	6.88	1.0000	1.0000	161.8	1082.8	1274.7	585.5
10	106.5	.4650	.1235	.5797	.0098	.1501	.1370	.3288	6.66	1.0000	1.0000	153.5	1069.1	1175.8	560.0
11	104.5	.4367	.1244	.5785	.0097	.1512	.1361	.3528	6.64	1.0000	1.0000	145.5	1067.8	1111.7	544.7
12	102.1	.4066	.1253	.5774	.0097	.1523	.1353	.3531	7.48	1.0000	1.0000	137.0	1069.8	1161.3	556.8
13	99.7	.3779	.1261	.5764	.0097	.1532	.1346	.3361	8.39	1.0000	1.0000	129.2	1070.1	1212.8	568.5
14	97.5	.3520	.1267	.5755	.0097	.1539	.1341	.2501	7.58	1.0000	1.0000	122.6	1074.5	1051.7	531.5
15	95.3	.3332	.1272	.5749	.0098	.1544	.1337	.2060	8.02	1.0000	1.0000	117.3	1072.9	1057.1	532.5
16	93.4	.3186	.1276	.5743	.0098	.1548	.1334	.2014	8.67	1.0000	1.0000	112.7	1074.0	1089.8	540.9
17	91.5	.3047	.1280	.5738	.0098	.1552	.1332	.2059	9.36	1.0000	1.0000	108.4	1076.0	1123.5	549.6
18	89.7	.2909	.1284	.5734	.0098	.1556	.1329	.1996	10.12	1.0000	1.0000	104.2	1076.8	1158.5	558.1
19	88.1	.2780	.1287	.5729	.0098	.1559	.1327	.2044	10.92	1.0000	1.0000	100.2	1078.6	1194.3	566.8
20	86.4	.2651	.1290	.5725	.0098	.1562	.1325	.2005	11.79	1.0000	1.0000	96.3	1079.5	1231.8	575.3

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	HFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	125.1	522.1	.12	.0696	.7619	23.8	.0113	.0218	.5526	66.4	68.5	977.3	.42	.5575	.9980
2	123.4	523.8	.12	.0700	.7757	23.7	.0114	.0217	.5479	66.8	68.5	977.3	.42	.5574	.9980
3	121.8	525.4	.12	.0705	.7894	23.6	.0116	.0216	.5433	67.1	42.6	989.2	.63	.5471	.9980
4	119.4	527.6	.12	.0711	.8084	23.5	.0117	.0214	.5368	67.5	42.3	989.4	.64	.5470	.9980
5	117.0	529.9	.12	.0717	.8280	23.3	.0119	.0213	.5302	68.0	47.0	987.2	.59	.5489	.9980
6	114.6	532.2	.12	.0724	.8474	23.2	.0120	.0211	.5236	68.5	47.4	987.0	.59	.5490	.9980
7	112.2	534.5	.12	.0730	.8667	23.1	.0122	.0209	.5171	68.9	64.8	979.0	.44	.5560	.9980
8	110.3	536.3	.12	.0735	.8822	23.0	.0123	.0208	.5119	69.3	64.7	979.1	.44	.5560	.9980
9	108.4	538.0	.13	.0740	.8976	22.9	.0124	.0206	.5067	69.6	61.9	980.4	.46	.5548	.9980
10	106.5	539.8	.13	.0745	.9131	22.8	.0126	.0205	.5014	70.0	62.1	980.3	.46	.5549	.9980
11	104.5	541.7	.13	.0751	.9291	22.6	.0127	.0203	.4960	70.3	51.0	985.4	.55	.5505	.9980
12	102.1	544.0	.13	.0757	.9493	22.5	.0129	.0202	.4892	70.8	50.7	985.6	.56	.5503	.9980
13	99.7	546.2	.13	.0764	.9686	22.4	.0131	.0200	.4827	71.2	53.5	984.3	.53	.5515	.9980
14	97.5	548.2	.13	.0769	.9859	22.3	.0132	.0198	.4768	71.6	53.8	984.1	.53	.5516	.9980
15	95.3	550.3	.13	.0775	1.0044	22.1	.0134	.0197	.4706	72.0	59.7	981.4	.48	.5540	.9980
16	93.4	552.0	.14	.0780	1.0199	22.0	.0135	.0195	.4653	72.4	59.6	981.5	.48	.5539	.9980
17	91.5	553.7	.14	.0785	1.0346	21.9	.0137	.0194	.4604	72.7	57.6	982.4	.50	.5531	.9980
18	89.7	555.3	.14	.0790	1.0492	21.8	.0138	.0193	.4554	73.0	57.8	982.3	.50	.5532	.9980
19	88.1	556.8	.14	.0794	1.0629	21.7	.0139	.0192	.4508	73.3	55.9	983.1	.51	.5524	.9980
20	86.4	558.4	.14	.0799	1.0765	21.6	.0140	.0190	.4462	73.6	55.7	983.2	.51	.5524	.9980

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PRDT	HTUB	UTOT	AREA	QSVF	QSLQ	QLAT	QTOT
1	125.1	42062.	67056.	1.03	274.7	68.5	7114.	2.69	1547.4	446.0	.0	8977.0	567.7	52950.5	62495.2
2	123.4	38246.	60912.	1.04	258.2	68.5	7108.	2.69	1546.8	416.7	2.5	8156.3	1558.6	46969.6	56684.5
3	121.8	34535.	54955.	1.05	241.7	42.6	4677.	4.16	1293.7	365.8	5.0	10198.9	3641.1	57810.4	71650.4
4	119.4	30519.	48531.	1.06	222.9	42.3	4656.	4.18	1291.3	338.9	7.5	9356.9	5405.5	49845.3	64607.8
5	117.0	27158.	43165.	1.07	206.5	47.0	5021.	3.87	1333.6	330.3	10.1	8317.8	6842.2	41902.6	57062.6
6	114.6	24287.	38588.	1.07	191.8	47.4	5056.	3.84	1337.5	325.4	12.6	7418.9	8136.2	38417.9	53973.0
7	112.2	22036.	35003.	1.08	179.8	64.8	6702.	2.86	1508.6	325.5	15.1	5412.5	7428.9	25076.1	37917.4
8	110.3	20377.	32360.	1.09	170.6	64.7	6692.	2.86	1507.5	321.6	17.6	5010.7	8132.8	22954.6	36098.2
9	108.4	18819.	29881.	1.10	161.8	61.9	6396.	3.00	1478.8	321.4	20.1	4668.5	8898.6	23217.3	36784.3
10	106.5	17394.	27613.	1.11	153.5	62.1	6408.	3.00	1480.0	313.6	22.6	4450.3	9870.1	19773.4	34093.7
11	104.5	16060.	25493.	1.11	145.5	51.0	5358.	3.61	1371.1	302.4	25.1	5199.6	13357.8	21177.2	39734.6
12	102.1	14707.	23342.	1.12	137.0	50.7	5328.	3.63	1367.8	305.9	27.6	4551.4	13685.6	20337.5	38574.6
13	99.7	13483.	21396.	1.13	129.2	53.5	5578.	3.46	1394.8	311.1	30.2	3755.8	13115.0	18393.0	35263.8
14	97.5	12493.	19824.	1.14	122.6	53.8	5602.	3.45	1397.4	299.8	32.7	3724.5	14775.1	13443.9	31943.5
15	95.3	11723.	18600.	1.15	117.3	59.7	6172.	3.12	1456.4	303.5	35.2	2925.2	12914.0	10533.7	26372.9
16	93.4	11083.	17584.	1.16	112.7	59.6	6155.	3.13	1454.7	306.2	37.7	2619.0	12677.5	10020.3	25316.8
17	91.5	10478.	16623.	1.17	108.4	57.6	5964.	3.23	1435.2	307.8	40.2	2466.8	13069.0	10027.3	25563.1
18	89.7	9901.	15707.	1.17	104.2	57.8	5981.	3.22	1437.0	310.5	42.7	2183.8	12654.5	9436.8	24275.1
19	88.1	9357.	14843.	1.18	100.2	55.9	5803.	3.32	1418.6	312.1	45.2	2059.3	13024.6	9456.6	24540.5
20	86.4	8835.	14015.	1.19	96.3	55.7	5785.	3.33	1416.7	314.5	47.8	1844.5	12734.5	9010.5	23589.5

 CALCULO TERMICO DE CONDENSADORES PARA MISTURAS MULTICOMPONENTES VERSAO : 0.0 DE 27/08/1990 PAG. 01
 PROBLEMA : TESTE 06 / RATIFICACAO CASO : MODELO DA CURVA COR TIPO TEMA : BEM HORIZONTAL
 PROGRAMA PARA TREINAMENTO DE PESSOAL / Depto.B95.06 *** TROCADORES E FORNOS *** / ABB - SETAL ENGENHARIA S.A.

		LADO DO CASCO				LADO DOS TUBOS					
FLUIDO		HIDROCARBONETOS				AGUA DE RESFRIAMENTO					
VAZAO TOTAL		9993.6				72000.0					
		ENTRADA		SAIDA		ENTRADA		SAIDA			
VAPOR	kg/h	9990.7		4642.8		.0		.0			
LIQUIDO	kg/h	2.9		5350.8		72000.0		72000.0			
VAPOR D'AGUA	kg/h	.0		.0		.0		.0			
AGUA	kg/h	.0		.0		.0		.0			
NAO CONDENSAVEIS	kg/h	.0		.0		.0		.0			
TEMPERATURA	"C	98.35		56.77		1.85		11.16			
		LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP		
DENSIDADE	kg/m3	545.9	17.3	568.7	14.6	1002.2	.0	1002.1	.0		
VISCOSIDADE	cP	.13	.010	.16	.010	1.56	.000	1.54	.000		
CALOR ESPECIFICO	kcal/kg"C	.7977	.5689	.8961	.5622	1.0068	.0000	1.0066	.0000		
CONDUT. TERMICA	kcal/hm"C	.0765	.0240	.0876	.0235	.5264	.0000	.5265	.0000		
PESO MOLECULAR	kmol/kg	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00		
CALOR LATENTE	kcal/kg	72.21		79.02		.00		.00			
PRESSAO	kgf/cm2	.000		.000		.000		.000			
VELOCIDADE	m/s	.000		.000		.000		.000			
PERDA DE PRESSAO (PERM/CALC)	kgf/cm2		.000	.000			.000	.000			
RESISTENCIA INCRUSTACAO	hm2"C/kcal		.000200				.000200				
COEFICIENTE DE PELICULA MEDIO	kcal/hm2"C		785.94				4122.24				
COEF. GLOBAL TRANSF. CALOR	kcal/hm2"C		471.9					"C	70.35		
COEF. GLOBAL TRANSF. LIMPO	kcal/hm2"C		601.5					kcal/h	675521.3		
COEF. GLOBAL TRANSF. REQ.	kcal/hm2"C		.0								
TIPO TEMA	BEM	TIPO DE TUBOS				LISOS	CORRECOES TROCA TERMICA CASCO				
N. CASCOS SERIE 0	PARALELO 0	COMPRIMENTO TOTAL				mm	2000.0				
N. PASSES CASCO 0	TUBOS 2	COMPRIMENTO EFETIVO				mm	.0	TOTAL BETA	GAMMA	EPSON	
ORIENTACAO (0-HORIZ 90-VERT)	0	ESPESSURA DO ESPELHO				mm	.0	.982	.928	1.058	1.000
CHAPA DE IMPACTO (SIM / NAO)	SIM	DIAMETRO EXTERNO TUBO				mm	19.05				
PARES DE TIRAS DE SELAGEM	0	ESPESSURA DO TUBO				mm	.00	RESISTENCIA TERMICA (% TOTAL)			
TUBOS DE SELAGEM (FRACAO F)	0	PASSO ENTRE TUBOS				mm	25.40				
DIAMETRO INTERNO CASCO	mm 400.0	ARRANJO DOS TUBOS				TRIAN-60	CASCO	TUBOS	INCR	METAL	
ESPESSURA DO CASCO	mm .0	RAZAO PASSO/DIAMETRO				1.3333	60.04	14.68	21.54	3.73	
AREA TOTAL DE TROCA	m2 20.3	RAZAO AREA EXT/INT				1.2828					
AREA EFETIVA DE TROCA	m2 .0	N. DE TUBOS NO FEIXE				170	MARGEM :	.0 %	##	CALOR	##
TIPO DE CHICANAS : SEGMENT.	SIMPLES	CONEXOES				ENT	MATERIAIS				
N. DIVISOES NO CASCO	5					VAPOR	GAS	LIQ	CASCO : SA-240 316L		
ESPACAMENTO CENTRAL	mm 400.0	Dint. CON. CASCO				mm	.0	.0	.0	TUBOS : SA-249 TP316L	
ESPACAMENTO ENTRADA	mm 400.0	VELOCIDADE				m/s	.0	.0	.0	CHICANAS : SA-240 316L	
ESPACAMENTO DE SAIDA	mm 400.0	PERDA PRESSAO				kgf/cm2	.0	.0	.0	ESPELHOS : SA-240 316L	
ESPESSURA DA CHICANA	mm .0	CARGA DINAMICA				kg/ms2	.0	.0	.0		
PORCENTAGEM DE CORTE	% 30.00	CARGA DIN ENT				kg/ms2	.0	.0	.0	TOLERANCIAS	
ORIENTACAO DO CORTE	VERT	Dint. CON TUBOS				mm	.0	.0	.0	CASCO/CHICANAS : 5.000 mm	
Qtde. DE TIRANTES	0	VELOCIDADE				m/s	.0	.0	.0	CASCO/FEIXE : 22.000 mm	
ESPESSURA DOS TIRANTES	.00	PERDA PRESSAO				kgf/cm2	.0	.0	.0	TUBOS/CHICANAS : .400 mm	

 ### PERFIL DE DESEMPENHO LADO FLUIDO CONDENSANTE ###
 #####

IC	TEMP	FRMS	FRFA	FRFB	FRFC	FRFE	FRFF	FTAA	FRID	FRACK	TETS	HSEN	HCON	HVAP	HCTT
1	98.4	.9997	.0401	.5322	.0642	.0850	.2785	.7122	2.90	1.0000	1.0000	404.6	4071.2	1576.5	1136.4
2	96.0	.9476	.0420	.5394	.0614	.0892	.2681	.6904	3.15	1.0000	1.0000	392.6	3247.5	1630.3	1085.4
3	93.7	.8986	.0435	.5440	.0593	.0926	.2606	.7193	3.20	1.0000	1.0000	380.1	2978.8	1597.1	1039.7
4	91.3	.8492	.0447	.5470	.0578	.0955	.2550	.6435	2.93	1.0000	1.0000	367.8	2821.9	1447.0	956.5
5	88.8	.8063	.0457	.5490	.0566	.0978	.2508	.6291	3.19	1.0000	1.0000	356.2	2682.3	1492.2	958.8
6	86.4	.7656	.0467	.5505	.0557	.0999	.2473	.6183	3.37	1.0000	1.0000	345.0	2462.9	1506.6	934.8
7	84.0	.7270	.0474	.5515	.0549	.1016	.2446	.6076	2.87	1.0000	1.0000	335.2	2191.4	1298.1	815.2
8	81.7	.6985	.0479	.5522	.0544	.1029	.2426	.4542	3.07	1.0000	1.0000	326.9	1990.9	1329.8	797.3
9	79.5	.6716	.0485	.5527	.0539	.1041	.2408	.4472	3.27	1.0000	1.0000	318.9	1825.8	1361.7	780.0
10	77.4	.6457	.0489	.5531	.0535	.1052	.2393	.4347	3.48	1.0000	1.0000	311.2	1683.7	1393.7	762.5
11	75.4	.6211	.0494	.5534	.0531	.1062	.2378	.4161	3.32	1.0000	1.0000	303.7	1576.1	1311.6	715.9
12	73.2	.5981	.0497	.5537	.0528	.1071	.2367	.3494	3.08	1.0000	1.0000	297.1	1501.0	1213.1	670.9
13	71.1	.5792	.0501	.5539	.0526	.1078	.2357	.3364	3.25	1.0000	1.0000	291.2	1433.3	1237.7	664.2
14	69.1	.5614	.0504	.5540	.0523	.1085	.2348	.3277	3.42	1.0000	1.0000	285.5	1376.0	1261.9	658.2
15	67.1	.5443	.0506	.5542	.0521	.1091	.2340	.3098	3.59	1.0000	1.0000	280.1	1324.3	1285.8	652.4
16	65.3	.5285	.0509	.5543	.0519	.1097	.2332	.3024	3.76	1.0000	1.0000	274.9	1281.9	1309.2	647.7
17	63.6	.5134	.0511	.5543	.0517	.1103	.2325	.3065	3.94	1.0000	1.0000	269.8	1243.6	1332.8	643.3
18	61.9	.4983	.0513	.5544	.0516	.1108	.2319	.2536	3.58	1.0000	1.0000	265.2	1215.9	1215.6	607.9
19	60.1	.4861	.0515	.5545	.0515	.1112	.2314	.2297	3.56	1.0000	1.0000	261.2	1193.6	1191.9	596.4
20	58.4	.4751	.0517	.5545	.0513	.1116	.2309	.2241	3.70	1.0000	1.0000	257.4	1172.5	1209.6	595.4

IC	TCAS	RHOL	VISL	CONL	CPLC	RHOV	VISV	CONV	CPVC	RFGC	TTUB	RHOT	VIST	CONT	CPTC
1	98.4	545.9	.13	.0765	.7977	17.3	.0102	.0240	.5689	72.2	10.4	1001.9	1.51	.5270	1.0063
2	96.0	547.3	.14	.0772	.8035	17.1	.0102	.0240	.5685	72.6	10.4	1001.9	1.51	.5270	1.0063
3	93.7	548.6	.14	.0778	.8090	17.0	.0102	.0239	.5681	73.0	2.5	1002.3	1.58	.5261	1.0069
4	91.3	550.0	.14	.0785	.8150	16.8	.0102	.0239	.5677	73.4	2.5	1002.3	1.58	.5261	1.0069
5	88.8	551.4	.14	.0792	.8213	16.7	.0101	.0239	.5673	73.9	3.8	1002.2	1.57	.5262	1.0068
6	86.4	552.8	.14	.0798	.8272	16.5	.0101	.0238	.5669	74.3	3.8	1002.2	1.57	.5262	1.0068
7	84.0	554.2	.14	.0805	.8330	16.4	.0101	.0238	.5665	74.7	9.3	1001.9	1.52	.5269	1.0064
8	81.7	555.5	.14	.0811	.8387	16.2	.0101	.0238	.5661	75.1	9.2	1001.9	1.52	.5269	1.0064
9	79.5	556.7	.14	.0818	.8441	16.1	.0101	.0238	.5657	75.5	8.3	1002.0	1.53	.5268	1.0065
10	77.4	557.9	.15	.0823	.8492	15.9	.0101	.0237	.5654	75.8	8.3	1002.0	1.53	.5268	1.0065
11	75.4	559.1	.15	.0829	.8541	15.8	.0101	.0237	.5650	76.2	4.8	1002.2	1.56	.5264	1.0068
12	73.2	560.3	.15	.0835	.8595	15.7	.0101	.0237	.5647	76.5	4.8	1002.2	1.56	.5264	1.0068
13	71.1	561.5	.15	.0841	.8648	15.5	.0101	.0237	.5643	76.9	5.6	1002.1	1.55	.5264	1.0067
14	69.1	562.7	.15	.0846	.8698	15.4	.0101	.0237	.5640	77.2	5.6	1002.1	1.55	.5265	1.0067
15	67.1	563.8	.15	.0852	.8746	15.2	.0101	.0236	.5637	77.6	7.5	1002.0	1.53	.5267	1.0065
16	65.3	564.8	.15	.0857	.8790	15.1	.0100	.0236	.5634	77.9	7.5	1002.0	1.53	.5267	1.0065
17	63.6	565.7	.15	.0862	.8832	15.0	.0100	.0236	.5631	78.1	6.9	1002.1	1.54	.5266	1.0066
18	61.9	566.7	.15	.0866	.8875	14.9	.0100	.0236	.5628	78.4	6.9	1002.1	1.54	.5266	1.0066
19	60.1	567.7	.16	.0871	.8918	14.7	.0100	.0236	.5625	78.7	6.3	1002.1	1.54	.5265	1.0066
20	58.4	568.7	.16	.0876	.8961	14.6	.0100	.0235	.5622	79.0	6.2	1002.1	1.54	.5265	1.0066

IC	TEMP	REXH	REWH	PRDV	HSEN	TTUB	REYT	PRDT	HTUB	UTOT	AREA	QSPV	QSLQ	QLAT	QTOT
1	98.4	72275.	*****	.87	404.6	10.4	13361.	10.38	4158.8	580.0	.0	13143.8	498.3	37578.0	51220.1
2	96.0	69002.	*****	.87	392.6	10.4	13362.	10.38	4159.0	566.4	1.0	11716.9	1378.8	35559.2	48654.9
3	93.7	65604.	*****	.87	380.1	2.5	12801.	10.86	4084.8	552.0	2.0	12051.7	2476.4	36112.9	50641.0
4	91.3	62321.	98324.	.87	367.8	2.5	12797.	10.86	4084.3	527.7	3.1	11942.6	3568.7	31479.5	46990.8
5	88.8	59305.	93529.	.87	356.2	3.8	12886.	10.78	4096.2	528.6	4.1	10732.6	4231.6	29994.0	44958.2
6	86.4	56406.	88928.	.87	345.0	3.8	12890.	10.78	4096.7	521.2	5.1	10000.4	4960.7	28717.2	43678.3
7	84.0	53938.	85018.	.87	335.2	9.3	13277.	10.45	4147.9	482.7	6.1	9312.4	5519.2	21235.8	36067.4
8	81.7	51899.	81789.	.87	326.9	9.2	13275.	10.45	4147.6	476.4	7.1	8475.5	5773.2	20227.9	34476.6
9	79.5	49944.	78695.	.87	318.9	8.3	13208.	10.51	4138.8	470.0	8.1	7825.3	6051.9	19534.0	33411.2
10	77.4	48070.	75732.	.87	311.2	8.3	13210.	10.50	4139.0	463.6	9.2	7133.7	6202.6	18616.2	31952.5
11	75.4	46299.	72934.	.86	303.7	4.8	12962.	10.72	4106.2	445.4	10.2	7443.9	7206.5	17494.1	32144.5
12	73.2	44744.	70477.	.86	297.1	4.8	12958.	10.72	4105.7	427.6	11.2	7154.0	7608.9	14449.9	29212.8
13	71.1	43382.	68326.	.86	291.2	5.6	13014.	10.67	4113.1	425.0	12.2	6537.3	7548.3	13702.6	27788.3
14	69.1	42086.	66280.	.86	285.5	5.6	13018.	10.67	4113.7	422.5	13.2	6050.8	7547.2	13148.6	26746.5
15	67.1	40864.	64350.	.86	280.1	7.5	13153.	10.55	4131.6	420.3	14.2	5441.8	7296.3	12245.7	24983.9
16	65.3	39709.	62528.	.86	274.9	7.5	13151.	10.55	4131.3	418.4	15.3	5062.9	7263.7	11783.4	24110.1
17	63.6	38579.	60746.	.86	269.8	6.9	13104.	10.59	4125.1	416.5	16.3	4889.8	7492.7	11770.2	24152.7
18	61.9	37559.	59135.	.86	265.2	6.9	13107.	10.59	4125.5	401.3	17.3	4911.9	7991.7	9612.6	22516.2
19	60.1	36696.	57775.	.86	261.2	6.3	13065.	10.63	4119.9	396.2	18.3	4656.0	7978.9	8613.5	21248.4
20	58.4	35898.	56516.	.86	257.4	6.2	13061.	10.63	4119.4	395.8	19.3	4377.1	7872.2	8317.6	20566.9