

COMPARAÇÃO DE MÉTODOS DE CÁLCULO
TERMO-HIDRÁULICO PARA TROCADORES
DE CALOR CASCO E TUBO, SEM MUDAN
ÇA DE FASE

105/84

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

Celina Maria Cunha Ribeiro

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Campinas da UNICAMP
como parte dos requisitos necessários à obtenção do Título de
MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA.

Prof. Dr. Leonardo Goldstein Junior
Orientador

*Este exemplar corresponde à redação
final da tese defendida por Celina Maria
Cunha Ribeiro e aprovada pela Comissão
Julgadora em 28.11.1984*

Leonardo Goldstein Jr

- CAMPINAS -

1984

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

A meus pais Severino e Maria das Neves.

A meus irmãos Gildo Hermene, Hêlio Roberto,
Lúcio Walter, Célia Rejane, Denise Maria
e Helena Doris.

A Márcio e seus pais Manoel e Mariquinha.

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr. LEONARDO GOLDSTEIN JUNIOR, pela pronta e segura orientação dada no desenvolvimento deste trabalho.

À UFPB e UNICAMP pela oportunidade oferecida para realização deste trabalho.

Aos Professores Cleântho da Câmara Torres, Paulo Martins de Abreu e Severino Rodrigues de Araújo por todo apoio recebido.

Aos Professores do DEM/FEC/UNICAMP pela acolhida e ajuda recebida.

Aos amigos Carlos Antonio Cabral dos Santos, Francisco Belo, Sidnei de Souza, Sérgio Luiz Zarpellon, Washington Pichinin e Carlos Umberto Lima pela ajuda imprescindível nos trabalhos de computação.

Aos amigos Dalva Maria da Nóbrega, Maria Leonor de Souza, Maria Lúcia Nunes, Eurípedes Nóbrega, Ademar Cândido Simões Lins, Antonio Souto Coutinho, Harley Araken Rocha, Antonio Raimundo da Silva Costa, Kil Jim Park, José Suassuna Filho e a todos que moraram na rua Martagão Gesteira pelo companheirismo e apoio durante o desenvolvimento deste trabalho.

À Edina e Taka (datilógrafas) e à Sidnei Ferraz dos Santos, Wilton Furquim e Edinaldo (desenhistas) pela excelente qualidade da apresentação deste trabalho.

A todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

R E S U M O

Neste trabalho é feita uma comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL, para o cálculo termo-hidráulico de trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase, sendo dada ênfase à discussão sobre a perda de carga e o coeficiente de película para o escoamento do lado do casco. Os dados experimentais aplicados aos cálculos são de 12 trocadores testados e foram obtidos na literatura consultada, citados por BELL e TINKER. Os cálculos da comparação foram realizados em computador e os resultados listados em tabelas. Para facilitar a comparação, as razões entre os valores dos coeficientes de película calculado e experimental e as razões entre as perdas de carga calculada e experimental, foram colocadas na forma de gráficos, em função do número de REYNOLDS para cada método.

Os resultados obtidos com os métodos de TINKER e BELL foram comparados com valores provenientes dos testes efetuados pelo Heat Transfer Research, Inc., HTRI, uma instituição de pesquisa privada que não detalha seus trabalhos na literatura aberta. Ressalta-se, também, o fato de não se conhecer na literatura aberta nenhuma análise comparativa do método de KERN com outros métodos de cálculo e com valores experimentais.

É feita ainda uma proposição de cálculo para o dimensionamento da área de troca de calor para o tipo de trocador acima citado, sendo apresentado um programa de computador, para a realização do cálculo. É analisado um exemplo de aplicação e seus resultados são comentados.

O trabalho é apresentado de maneira didática, trazendo as sequências de cálculo da troca de calor e perda de carga pelos métodos de KERN, TINKER e BELL bem como do dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase.

A B S T R A C T

A comparison of KERN, TINKER and BELL's methods is made relative to the thermal-hydraulic calculation of shell and tube heat exchangers without phase change, emphasis being given to the discussion about the pressure loss and the heat transfer coefficient for the shell side flow. The experimental results used are from 12 tested exchangers and were obtained in the literature, from the work by BELL and TINKER. The calculations were done by computer and the results were listed in tables. In order to facilitate the comparison, the ratio of the calculated and the experimental values of the heat transfer coefficients and of the calculated and experimental values of the pressure losses were plotted in figures, as a function of the REYNOLDS number, for each method.

The results obtained with TINKER and BELL's methods were compared with tests done by the Heat Transfer Research, Inc., HTRI, a private research institution, that usually doesn't publish its results in the open literature. It is worthwhile mentioning that it was not found in the literature a comparison of KERN's method with other design methods or experimental results.

It was also prepared a proposition for the design of the heat exchange surface for the kind of exchanger above mentioned. A computer program is presented and one example is analised, the results being commented.

This work is purposefully presented in a didatic way, showing all the calculation steps for the heat transfer and pressure loss by KERN, TINKER and BELL's methods, also detailing the design steps for the heat exchange surface area required for shell and tube heat exchangers, without phase change.

Í N D I C E

Pág.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO	1
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	8

CAPÍTULO 2

MÉTODOS DE CÁLCULO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E PERDA DE CARGA PARA O LADO DO CASCO	10
2.1. MÉTODO DE KERN	10
2.1.1. Temperatura calórica dos fluidos	10
2.1.2. Chicanas	12
2.1.3. Arranjo dos tubos	12
2.1.4. Fluxo de massa para o escoamento do lado do casco	12
2.1.5. Diâmetro equivalente do lado do casco	13
2.1.6. Fator de troca de calor para o lado do casco	14
2.1.7. Temperatura da parede do tubo	17
2.1.8. Correção do efeito da variação da viscosidade	18
2.1.9. Perda de carga para o escoamento do lado do casco	19
2.2. MÉTODO DE TINKER	21
2.2.1. Distribuição do escoamento para efeito do cálculo da troca de calor no lado do casco.	24
2.2.2. Espaçamentos e cortes de chicanas	26
2.2.3. Fluxo através da janela da chicana	28
2.2.4. Coeficiente de película do lado do casco ..	28
2.2.5. Distribuição do escoamento para efeito de cálculo da perda de carga no lado do casco.	33
2.2.6. Perda de carga para o escoamento do lado do casco	35
2.3. MÉTODO DE BELL	40
2.3.1. Fluxo através de bancos de tubos	40
2.3.2. Trocadores cilíndricos com chicanas, considerando desvios e vazamentos desprezíveis .	48

2.3.3. Trocadores com vazamentos entre a chicana e o casco e entre os tubos e os furos na chicana	55
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	63

CAPÍTULO 3

COMPARAÇÃO DOS MÉTODOS DE CÁLCULO	65
3.1. DADOS EXPERIMENTAIS	65
3.1.1. Dados de BELL	65
3.1.2. Dados de TINKER	68
3.2. APLICAÇÃO DOS MÉTODOS DE KERN, TINKER E BELL	74
3.3. RESULTADOS PROVENIENTES DOS CÁLCULOS	75
3.4. COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	98
3.4.1. Análise geral dos três métodos	98
3.4.2. Análise segundo os regimes de escoamento ..	99
3.4.3. Análise dos resultados quanto aos trocadores que forneceram os dados experimentais .	100
3.4.4. Comparação dos resultados obtidos com a literatura disponível	103
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	106

CAPÍTULO 4

DIMENSIONAMENTO TERMO-HIDRÁULICO DE TROCADORES DE CALOR CASCO E TUBO, SEM MUDANÇA DE FASE	108
4.1. CONDIÇÕES DE PROCESSO	108
4.1.1. Temperaturas de operação	108
4.1.2. Propriedades físicas dos fluidos	108
4.1.3. Perdas de carga admissíveis e velocidades de circulação	109
4.1.4. Fatores de depósito para o fluido dos tubos e para o fluido do casco	109
4.1.5. Localização dos fluidos no trocador	113
4.1.6. Folhas de dados	113

4.2. DEFINIÇÕES PRELIMINARES DE PROJETO E CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS DO TROCADOR	113
4.2.1. Tipos de trocadores de calor casco e tubo .	113
4.2.2. Bocais e placas de impacto	120
4.2.3. Tubos	122
4.2.4. Temperaturas de projeto	128
4.2.5. Pressões de projeto	127
4.2.6. Pressões de projeto para o bocal do casco e dos tubos	128
4.2.7. Calor trocado	129
4.2.8. Diferença média de temperaturas	129
4.2.9. Trocadores em série ou em paralelo	133
4.2.10. Área de troca de calor	134
4.2.11. Número total de tubos no trocador	136
4.2.12. Diâmetro interno do casco	138
4.2.13. Chicanas	139
4.2.14. Tirantes de ligação e espaçadores	146
4.2.15. Tiras selantes (sealing strips)	146
4.2.16. Número de tubos por chicana	147
4.2.17. Considerações gerais	147
4.3. TROCA DE CALOR E PERDA DE CARGA	148
4.3.1. Troca de calor do lado dos tubos	148
4.3.2. Perda de carga do lado dos tubos	152
4.3.3. Troca de calor e perda de carga do lado do casco	157
4.4. ROTEIRO DE CÁLCULO	160
4.5. APLICAÇÃO DO COMPUTADOR PARA A REALIZAÇÃO DA SEQUÊNCIA DE CÁLCULO APRESENTADA NOS ITENS 4.1 a 4.4	162
4.6. EXEMPLO DE APLICAÇÃO	165
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	215

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES	218
------------------	-----

A N E X O S

	Pág.
 ANEXO A	
SEQUÊNCIA DE CÁLCULO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO NO CASCO	A.1
A.1 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E DA PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO DO LADO DOS TUBOS E DO LADO DO CASCO ATRAVÉS DO MÉTODO DE KERN	A.1
A.2 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E DA PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO DO LADO DO CASCO ATRAVÉS DO MÉTODO DE TINKER	A.5
A.2.1 - Sequência de cálculo	A.5
A.2.2 - Dedução das expressões finais para os parâmetros de troca de calor N_h e de perda de carga N_p , definidas no método de TINKER	A.7
A.3 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E DA PERDA DE CARGA PARA O LADO DO CASCO PELO MÉTODO DE BELL	A.16
 ANEXO B	
DIAGRAMA DE BLOCOS E LISTAGENS DOS PROGRAMAS DOS MÉTODOS DE CÁLCULO DA TROCA TÉRMICA E PERDA DE CARGA NO CASCO	B.1
B.1 - DIAGRAMA DE BLOCOS	B.1
B.2 - LISTAGENS	B.1
 ANEXO C	
DIAGRAMA DE BLOCOS E LISTAGENS DOS PROGRAMAS PARA O DIMENSIONAMENTO TERMO-HIDRÁULICO	C.1
C.1 - DIAGRAMA DE BLOCOS	C.1
C.2 - LISTAGENS	C.1

ANEXO D

MÉTODOS DE CÁLCULO NUMÉRICO PARA O AJUSTE DE CURVAS ...	D.1
D.1 - MÉTODO DOS MÍNIMOS QUADRADOS	D.1
D.2 - MÉTODO DAS DIFERENÇAS DIVIDIDAS	D.4

LISTA DAS FIGURAS

	Pág.
 CAPÍTULO 2	
Figura 2.1 - Fator de troca de calor para o lado do casco, para feixes com chicanas segmentares com cortes de 25% ^(2.1)	16
Figura 2.2 - Corte transversal de um tubo para a dedução da temperatura da parede do tubo, considerando o tubo limpo ^(2.1)	17
Figura 2.3 - Coeficiente de atrito do lado do casco para feixes com chicanas segmentares com cortes de 25% ^(2.1)	21
Figura 2.4 - Diagrama esquemático das correntes do lado do casco no trocador casco e tubo com chicanas ^(2.4)	22
Figura 2.5 - Fator de troca de calor para o lado do casco. Arranjo triangular de tubos ^(2.5)	30
Figura 2.6 - Fator de troca de calor para o lado do casco. Arranjo quadrado de tubos ^(2.5)	31
Figura 2.7 - Fator de troca de calor para o lado do casco. Arranjo quadrado rotacionado de tubos ^(2.5) ..	31
Figura 2.8 - Coeficiente de atrito no escoamento cruzado para o cálculo da perda de carga. Arranjo triangular de tubos ^(2.5)	38
Figura 2.9 - Coeficiente de atrito no escoamento cruzado para o cálculo da perda de carga. Arranjo quadrado de tubos ^(2.5)	38
Figura 2.10- Coeficiente de atrito no escoamento cruzado para o cálculo da perda de carga. Arranjo quadrado rotacionado de tubos ^(2.5)	39
Figura 2.11- Coeficiente de atrito e fator de troca de calor para o banco de tubos ideal ^(2.7)	45

Figura 2.12 - Fator de troca de calor para o banco de tubos ideal ^(2.8)	45
Figura 2.13 - Coeficiente de atrito para o banco de tubos ideal, para os arranjos de tubos triangular e quadrado rotacionado ^(2.8)	46
Figura 2.14 - Coeficiente de atrito para o banco de tubos ideal, para o arranjo quadrado de tubos ^(2.8) .	46
Figura 2.15 - Efeito dos vazamentos da chicana sobre a perda de carga para o lado do casco ^(2.7)	58
Figura 2.16 - Efeito dos vazamentos da chicana sobre o coeficiente de troca de calor para o lado do casco ^(2.7)	59

CAPÍTULO 3

Figura 3.1 - Comparação dos coeficientes de película calculado e experimental - Método de KERN	91
Figura 3.2 - Comparação dos coeficientes de película calculado e experimental - Método de TINKER	92
Figura 3.3 - Comparação dos coeficientes de película calculado e experimental - Método de BELL	93
Figura 3.4 - Comparação das perdas de carga calculada e experimental - Método de KERN	94
Figura 3.5 - Comparação das perdas de carga calculada e experimental - Método de TINKER	95
Figura 3.6 - Comparação das perdas de carga calculada e experimental - Método de BELL	96
Figura 3.7 - Estimativa da troca de calor pelos métodos de BELL e TINKER, segundo PALEN e TABOREK ^(3.12) .	97

Figura 3.8 - Estimativa da perda de carga pelos métodos de BELL e TINKER, segundo PALEN e TABOREK ^(3.12)	97
---	----

CAPÍTULO 4

Figura 4.1 - Folha de dados com as especificações necessárias ao projeto de trocadores de calor casco e tubo, padrão da TEMA ^(4.2)	114
Figura 4.2 - Tipos padrão de cabeçote estacionário, casco e cabeçote traseiro, segundo a TEMA ^(4.2)	115
Figura 4.3 - Disposição dos tubos ^(4.2)	123
Figura 4.4 - Pressão para os bocais do trocador ^(4.7)	129
Figura 4.5 - Distribuição de temperatura num trocador de calor com correntes opostas, de passo único..	130
Figura 4.6 - Chicanas planas ^(4.3)	142
Figura 4.7 - Fator ℓ_{31f} para o espaçamento mínimo entre o espelho e a chicana de entrada ^(4.1)	144
Figura 4.8 - Fator ℓ_{32f} para o espaçamento mínimo entre e espelho e a chicana de saída ^(4.1)	144
Figura 4.9 - Coeficientes de perda de carga num feixe de tubos com contração abrupta na entrada e expansão abrupta na saída ^(4.19)	156
Figura 4.10 - Perdas no bocal do casco ^(4.1)	159
Figura 4.11 - Folha de dados para o exemplo de aplicação ^(4.1)	166
Figura 4.12 - Folha de dados com o trocador dimensionado ..	214

ANEXOS

ANEXO A

Figura A.1.1 - Fator de troca de calor para o fluido escoando no interior dos tubos ^(2.1)	A.2
Figura A.1.2 - Coeficiente de atrito para o fluido escoando dentro dos tubos ^(2.1)	A.4
Figura A.1.3 - Desenho de um trocador com suas dimensões representadas	A.21

LISTA DAS TABELAS

Pág.

CAPÍTULO 2

Tabela 2.1 - Variação de h_m/h_∞ com N_r , em escoamento turbulento para arranjos de tubos não alinhados ^(2.7)	44
Tabela 2.2 - Valores da constante α_1 para os regimes de fluxo laminar e turbulento ^(2.7)	48

CAPÍTULO 3

Tabela 3.1 - Características geométricas dos trocadores utilizados para a comparação entre os métodos de BELL, TINKER e KERN ^(3.1, 3.2)	66
Tabela 3.2 - Propriedades físicas do óleo GÜLF 896 ^(3.1) ...	62
Tabela 3.3 - Dados experimentais apresentados por BELL e TINKER ^(3.1, 3.2)	69
Tabela 3.4 - Propriedades físicas do óleo NAVAC 2190 ^(3.2) ..	73
Tabela 3.5 - Resultados do método de KERN	78
Tabela 3.6 - Resultados do método de TINKER	82
Tabela 3.7 - Resultados do método de BELL	86

CAPÍTULO 4

Tabela 4.1 - Fatores de depósito ^(4.2)	110
Tabela 4.2 - Recomendações para a escolha do tipo de feixe de tubos para trocadores de calor casco e tubo ^(4.1)	119
Tabela 4.3 - Recomendações para os diâmetros das conexões ao casco ^(4.5)	121

	Pág.
Tabela 4.4 - Características dos tubos ^(4.2)	124
Tabela 4.5 - Recomendações para a escolha da disposição dos tubos no trocador ^(4.1)	125
Tabela 4.6 - Distância entre centros de tubos adjacentes (4.5)	126
Tabela 4.7 - Tolerância para a corrosão nos espelhos de tubos ^(4.2)	127
Tabela 4.8 - Coeficiente global de troca de calor ^(4.11) ..	137
Tabela 4.9 - Valores aproximados de d_3 e d_1 ^(4.13)	140
Tabela 4.10 - Contagem dos tubos ^(4.14)	140
Tabela 4.11- Cortes de chicanas ^(4.15)	145
Tabela 4.12- Espaços entre d_1 e d_{chi} ^(4.2)	145
Tabela 4.13 - Valores de expoente i da correção da viscosidade para o fluido dos tubos ^(4.12)	153
Tabela 4.14- Fatores de correção para os efeitos do depósito na perda de carga nos tubos ^(4.1)	157
Tabela 4.15- Parâmetros listados pelo computador, para análise das tentativas do dimensionamento da área de troca de calor.	209
Tabela 4.16- Resultados dos parâmetros do trocador, dimensionados no computador	213

ANEXOS

ANEXO A

Tabela A.1 - Quantidades relativas das correntes de fluido no trocador para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado ^(2.5) ...	A.3
Tabela A.2 - Suposições quanto às dimensões e fatores de resistência para trocadores comerciais, com os correspondentes erros de aproximação ^(2.5) .	A.9

NOMENCLATURA

SÍMBOLO FORTRAN	SIMBOLO ALGÉBRICO	SIGNIFICADO
A	A	Área total de troca de calor (pé^2)
-	A_a	Área de troca de calor das aletas (pé^2)
-	A_{aet}	Área da seção de escoamento antes da entrada do fluido nos tubos.
ACCARB	-	Aço carbono
ACOPUR	-	Aço puro
-	A_{dst}	Área da seção de escoamento depois da saída do fluido dos tubos
AEX	A_{ex}	Área efetiva do fluxo cruzado (pol^2)
AFTUBO	a_t	Área de seção de escoamento nos tubos (pé^2)
-	A_i	Área total interna de troca de calor (pé^2)
AJ	A_j	Área de uma janela de chicana (pé^2)
ALFA	α	Porção da seção do casco não ocupada por tubos
ALFA1	α_1	Constante empírica dada na Tabela 2.2, para a troca de calor (BELL)
ALFA2	α_2	Constante empírica dada na Tabela 2.2, para a perda de carga (BELL)
AQUECI	-	Aquecimento do fluido do casco
ARR	-	Arranjo de tubos no trocador
ASSPE	a_s	Área do fluxo cruzado através do feixe de tubos
AT	A_T	Área total da seção do casco (pol^2)
-	A_{t_a}	Área de troca de calor da superfície externados tubos, para tubos aletados externamente (pé^2)
-	A_{t_i}	Área de troca de calor da superfície interna dos tubos, para tubos aletados internamente (pé^2)
ATJ	A_{tj}	Área total das seções de duas janelas (pol^2)
ATS	A_{ts}	Área de troca de calor por casco (pé^2)

ATUBOT	a'_t	Área da seção de escoamento nos tubos, por tubo (pol^2)
AX	A_x	Área da seção do escoamento cruzado (pol^2)
AXSPE	A_x	Área da seção do escoamento cruzado (pé^2)
AO	A_o	Área total de troca de calor estimada inicialmente (pé^2)
A2	Λ_2	Constante para o cálculo do coeficiente de atrito isotérmico do fluido dos tubos
BWG	BWG	Especificação da espessura da parede dos tubos (Birmingham Wire-Gage)
BO	B_o	Fator de transferência de calor para o fluxo através do feixe de tubos, do método de TINKER
B2	B_2	Constante para o cálculo do coeficiente de atrito isotérmico do fluido dos tubos
C	C	Constante geométrica do trocador; depende do arranjo de tubos.
CA	C_a	Constante para a determinação da área do escoamento cruzado.
CCH1	C_{chi}	Corte da chicana (%)
-	C_ϕ	Coeficiente do orifício tubo-chicana (BELL)
-	C_p	Calor específico à pressão constante
CS	C_s	Calor específico do fluido do casco ($\text{BTU}/\text{lbm}^\circ\text{F}$)
CT	C_t	Calor específico do fluido dos tubos ($\text{BTU}/\text{lbm}^\circ\text{F}$)
CTIPOL	-	Trocador tipo L
CTIPOM	-	Trocador tipo M
CTIPON	-	Trocador tipo N
CTIPOP	-	Trocador tipo P
CTIPOS	-	Trocador tipo S
CTIPOT	-	Trocador tipo T
CTIPOU	-	Trocador tipo U
CTIPOW	-	Trocador tipo W
CX	C_x	Constante para as fileiras dos tubos cruzados no escoamento cruzado (TINKER)

-	c_1	Fator aproximado para a contagem dos tubos (TINKER)
C2	c_2	Fração cortada do círculo para construir a chicana (TINKER)
C3	c_3	Porção do círculo da chicana excluída a janela da chicana: $c_3=1-c_2$ (TINKER)
C4	c_4	Largura média do feixe de tubos entre as janelas de chicanas
-	c_5	Arco do casco, adjacente ao topo da chicana (TINKER)
-	c_6	Perda de altura dinâmica do escoamento através do orifício tubo-chicana.
C7	c_7	Perda de altura dinâmica do escoamento através de uma fileira no arranjo quadrado de tubos.
-	c_8	Perda de altura dinâmica do escoamento através de uma fileira no arranjo triangular de tubos.
-	c_9	Porção do diâmetro do feixe atravessado pelo escoamento entre sucessivas janelas de chicanas.
-	c_{10}	Multiplicador do fator de atrito para a alta velocidade da corrente C (TINKER)
C11	c_{11}	Perda de altura dinâmica no escoamento entre a chicana e o casco
-	c_{12}	Perda de altura dinâmica do escoamento através da janela da chicana
C14	c_{14}	Proporção geométrica do trocador
C15	c_{15}	Proporção geométrica do trocador
C16	c_{16}	Proporção geométrica do trocador
D	d	Distância entre dois tubos adjacentes (pol)
DBS1	D_{bs1}	Diâmetro interno do bocal de entrada do casco (pé)
DBS2	D_{bs2}	Diâmetro interno do bocal de saída do casco (pé)
DBSMIN	D_{bsmin}	Diâmetro mínimo para os bocais do casco (pol)
DBT1	D_{bt1}	Diâmetro interno do bocal de entrada dos tubos (pé)

DBT2	D_{bt2}	Diâmetro interno do bocal de saída dos tubos (pé)
DBTMIN	D_{btmin}	Diâmetro mínimo para os bocais dos tubos (pol)
DCHIPO	d_{chi}	Diâmetro das chicanas (pol)
DELA	ΔT_a	Diferença de temperaturas no terminal "a" (Figura 4.5)
DELB	ΔT_b	Diferença de temperaturas no terminal "b" (Figura 4.5)
DELBP		Folga para o desvio feixe-casco
DELPAS	ΔP_{as}	Perda de carga admissível para o lado do casco (lb/ft^2)
DELPAT	ΔP_{at}	Perda de carga admissível para o lado dos tubos (lb/ft^2)
-	δp	Diferença efetiva de pressão para o vazamento tubo-chicana (BELL)
DELPB	ΔP_b	Perda de carga para o banco de tubos ideal (lb/ft^2)
DELPBO	ΔP_{bocais}	Perda de carga nos bocais dos tubos (lb/ft^2)
DELPBP	ΔP_{bp}	Perda de carga do fluxo cruzado, corrigido para o efeito do desvio, sem vazamento (lb/ft^2)
DELPB1	$\Delta P_{bocal 1}$	Perda de carga no bocal de entrada do casco (lb/ft^2)
DELPB2	$\Delta P_{bocal 2}$	Perda de carga no bocal de saída do casco (lb/ft^2)
-	ΔP_c	Perda de carga devido à contração
-	ΔP_e	Perda de carga devido à expansão
DELPEC	ΔP_{ecr}	Perda de carga na expansão, contração e retorno no cabeçote (lb/ft^2)
DELPEK	-	Perda de carga experimental para comparação com a calculada pelo método de KERN, que inclui a perda de carga nos bocais do casco (lb/ft^2)
DELPJ	ΔP_j	Perda de carga na janela da chicana (lb/ft^2)
-	ΔP_ℓ	Perda de carga para o trocador com vazamento (lb/ft^2)

-	$\Delta P_{n\ell}$	Perda de carga para o trocador sem vazamento ($\ell\text{bf}/\text{pé}^2$)
DELPR	ΔP_r	Perda de carga no retorno dos tubos
DELPS	ΔP_s	Perda de carga do lado do casco, sem incluir a perda de carga nos bocais do casco ($\ell\text{bf}/\text{pé}^2$)
DELPSE	-	Perda de carga experimental para comparação com a calculada pelos métodos de BELL e de TINKER
DELPST	ΔP_{sT}	Perda de carga total do lado do casco.
DELPT	ΔP_t	Perda de carga por atrito nos tubos ($\ell\text{bf}/\text{pé}^2$)
DELPTT	ΔP_{tT}	Perda de carga total nos tubos ($\ell\text{bf}/\text{pé}^2$)
-	ΔP_x	Perda de carga no fluxo cruzado ($\ell\text{bf}/\text{pol}^2$) (TINKER)
DELT	ΔT	Diferença média de temperaturas ($^{\circ}\text{F}$)
DELTS	ΔT_s	Diferença entre as temperaturas de entrada e de saída do fluido do casco ($^{\circ}\text{F}$).
-	ΔT_t	Diferença entre as temperaturas de entrada e de saída do fluido dos tubos ($^{\circ}\text{F}$).
DEPE	D_e	Diâmetro equivalente do lado do casco (pé) (em polegada: DEPO = d_e)
DIF	-	Diferença entre o diâmetro interno do casco e o diâmetro externo da chicana (pol).
DIPE	D_i	Diâmetro interno do tubo (pé) (em pol.: DIPO = d_i)
DJPE	D_j	Diâmetro volumétrico equivalente da janela (pé)
DMLT	DMLT	Diferença média logarítmica de temperaturas ($^{\circ}\text{F}$)
DRELT	s_t	Densidade relativa do fluido dos tubos
D1PO	d_1	Diâmetro interno do casco (pol) (em pé: D1PE = D_1)
D2PO	d_2	Diâmetro externo dos tubos (pol) (em pé: D2PE = D_2)
D3PO	d_3	Diâmetro do feixe de tubos (pol) (em pé: D3PE = D_3)
D4PO	d_4	Diâmetro do orifício da chicana (pol) (em pé:

E	e	Espessura da parede dos tubos (pol)
EE	e_e	Espessura dos espelhos de tubos (pol)
EMINHO	m	Fator definido pela equação: $m=Mj/c_1^{1/4}$ (TINKER)
ERP	c	Altura média das asperezas da superfície interna dos tubos (pé)
ES	E_S	Fator de correção para o coeficiente de película do lado do casco (TINKER)
-	f_D	Coeficiente de atrito de DARCY
-	f_F	Coeficiente de atrito de FANNING
-	f_j	Coeficiente de atrito do escoamento na janela (TINKER)
-	F_j	Fração da vazão total que atravessa uma janela de chicana
F	f_t	Coeficiente de atrito do fluido dos tubos, corrigido considerando a variação da viscosidade com a temperatura, dada por CHURCHIL
FBELL	f_x	Coeficiente de atrito para o fluxo cruzado no banco de tubos ideal (não isotérmico) (BELL)
FBP	F_{bp}	Fração da área do fluxo cruzado disponível para o desvio feixe de tubos-casco.
FD	f_d	Fator de correção para a perda de carga considerando a formação de depósito dentro dos tubos
FH	F_h	Fração da vazão total que atravessa a região do fluxo cruzado, para o cálculo do coeficiente de película, para o trocador limpo (TINKER)
FI	ϕ_B	Fator de correção para o coeficiente de película do feixe ideal para levar em conta os efeitos das chicanas e das janelas (BELL)
FIS	ϕ_s	Fator de correção para considerar a variação da viscosidade com a temperatura, para o fluido do casco
FIT	ϕ_t	Fator de correção para considerar a variação da viscosidade com a temperatura, para o fluido dos tubos

FP	F_p	Fração modificada da vazão total que atravessa a região do fluxo cruzado, para o cálculo da perda de carga para o trocador com depósitos (TINKER)
FQCASQ	-	Variável lógica para testar se o fluido quente está no casco
FSKERN	f_s	Fator de atrito para o lado do casco (KERN)
FT	F_t	Fator de correção para a diferença média de temperaturas
FTINK	f_x	Idem FBELL (TINKER)
FTKERN	f_t	Fator de atrito para o lado dos tubos (KERN)
Fl	f	Coefficiente de atrito isotérmico do fluido dos tubos
-	ψ	Eficiência das aletas
GC	g	Aceleração da gravidade = $32,1739 \text{ pé/s}^2$
GC	-	Constante gravitacional de conversão = $32,1739 \text{ lbm pé/lbf s}^2 = 4,17 \times 10^{-5} \text{ lbm pé/lbf h}^2$
GM	G_m	Fluxo de massa baseada em S_m (BELL)
GS	G_s	Fluxo de massa do fluido do casco (lbm/h pé^2)
GT	G_t	Fluxo de massa do fluido dos tubos (lbm/h pé^2)
-	h_b	Coefficiente de película para o banco de tubos ideal ($\text{BTU/h pé}^2\text{°F}$)
-	h_{bp}	Coefficiente de película para o fluxo cruzado, depois da correção do desvio, sem vazamentos ($\text{BTU/h pé}^2\text{°F}$)
HI	h_i	Coefficiente de película para o lado dos tubos ($\text{BTU/h pé}^2\text{°F}$)
-	h_j	Coefficiente de película para a região da janela
-	h_ℓ	Coefficiente de película para o trocador com vazamento ($\text{BTU/h pé}^2\text{°F}$)
-	h_m	Coefficiente de película médio para um banco de tubos com um número dado de fileiras de tubos
-	$h_{n\ell}$	Coefficiente de película para o trocador sem vazamentos ($\text{BTU/h pé}^2\text{°F}$)

HO	h_o	Coeficiente de película para o lado do casco (BTU/h pé ² °F)
HOB	h_{ob}	Coeficiente de película para o escoamento através do feixe de tubos entre as chicanas extremas no trocador (BTU/h pé ² °F)
HOE	-	Coeficiente de película experimental do lado do casco, para comparar com os calculados pelos métodos de KERN, TINKER e BELL
-	h_x	Coeficiente de película para o fluxo cruzado
-	h_∞	Coeficiente de película para um banco de tubos ideal
J	J	Fator de troca de calor de COLBURN, definido por PIERCE, corrigido
-	j_b	Fator de troca de calor de COLBURN, para bancos de tubos ideal, corrigido
-	J_b	Fator de correção para o desvio feixe de tubos-casco, na troca de calor no casco (BELL)
JBELL	j_b	Fator de troca de calor de COLBURN, no método de BELL
-	J_c	Fator de correção que considera o corte e o espaçamento de chicanas, na troca de calor no casco (BELL)
-	J_ℓ	Fator de correção que considera os efeitos dos vazamentos das chicanas, na troca de calor no casco (BELL)
-	J_r	Fator de correção para o gradiente adverso de temperatura que se forma no regime laminar, na troca de calor no casco (BELL)
-	J_s	Fator de correção que considera a diferença de espaçamento entre as chicanas intermediárias e as seções de entrada e saída do trocador, na troca de calor no casco (BELL)
JSKERN	j_s	Fator de troca de calor para o lado do casco, no método de KERN
JTKERN	j_t	Fator de troca de calor para o lado dos tubos, no método de KERN

J4	J_4	Fator de troca de calor de COLBURN, definido por PIERCE, não corrigido (isotérmico)
KPT	K_{pt}	Condutividade térmica da parede dos tubos (BTU/h pé °F)
KS	K_s	Condutividade térmica do fluido do casco (BTU/h pé °F)
KT	K_t	Condutividade térmica do fluido dos tubos (BTU/h pé °F)
L	L	Comprimento total do tubo (pé)
LCPO	ℓ_c	Corte da chicana em polegadas
LINFER	-	Ligas não ferrosas
LIQS, LIQT	-	Referência ao fluido do casco e dos tubos, respectivamente, para a determinação da viscosidade em uma figura da TEMA
L1PE	L_1	Comprimento efetivo dos tubos (pé) (em polegada: L1PO = ℓ_1)
L3PE	L_3	Espaçamento entre chicanas adjacentes (pé) (em polegada: L3PO = ℓ_3)
L2PO	ℓ_2	Comprimento dos tubos entre as chicanas extremas (pol) (em pé: L2PE = L_2)
L31	ℓ_{31}	Espaçamento entre o espelho e a chicana de entrada (pol) (em pé: L31PE = L_{31})
L31F	ℓ_{31f}	Fator para a estimativa do espaçamento mínimo entre o espelho e a chicana de entrada (pol)
L31MIN	ℓ_{31min}	Espaçamento mínimo entre o espelho e a chicana de entrada (pol)
L32	ℓ_{32}	Espaçamento entre o espelho e a chicana de saída (pol) (em pé: L32PE = L_{32})
L32F	ℓ_{32f}	Fator para a estimativa do espaçamento mínimo entre o espelho e a chicana de saída (pol)
L32MIN	ℓ_{32min}	Espaçamento mínimo entre o espelho e a chicana de saída (pol)
M	M	Multiplicador de A_x para o cálculo do número de REYNOLDS para a troca de calor
MATERS	-	Material do casco

MATERT	-	Material dos tubos
MIS	μ_s	Viscosidade absoluta do fluido do casco à temperatura média T_s (lbm/h pé) (à temperatura de entrada: MIS1, à temperatura de saída: MIS2)
MISCP	μ_s (cp)	μ_s em centipoises
MIT	μ_t	Viscosidade absoluta do fluido dos tubos à temperatura média T_t (lbm/h pé) (à temperatura de entrada: MIT1, à temperatura de saída: MIT2)
MITCP	μ_t (cp)	μ_t em centipoises
MITE	μ_{Te}	Viscosidade do fluido à temperatura da superfície externa da parede do tubo (fluido do casco: MITES, fluido dos tubos: MITET)
MITECP	μ_{Te} (cp)	μ_{Te} em centipoises
MITI	μ_{Ti}	Viscosidade absoluta à temperatura da superfície interna dos tubos (lbm/h pé)
MITICP	μ_{Ti} (cp)	μ_{Ti} em centipoises
MJ	M_j	Multiplicador de A_x para a obtenção da média geométrica de A_x e A_j
N	n	Número de trajetos de tubos
NB	N_{ec}	Número de espaço entre chicanas
NC	n_c	Número de tubos na fileira central do trocador
NCHI	N_{chi}	Número de chicanas
NCRUZA	N_{cruza}	Número de vezes que o feixe de tubos é atravessado pelo escoamento
NCS	n_{cs}	Número de cascos em série
NESPJ	N_{espj}	Número de espaçadores na janela da chicana
NH	N_h	Número estimativo para efeito de cálculo do coeficiente de película do lado do casco
NJ	N_j	Número médio de restrições encontradas pelo fluxo cruzado através da janela da chicana
NMEDAQ	-	Número de medições de aquecimento do fluido do casco, na comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL.

NP	N_p	Número estimativo para efeito do cálculo da perda de carga do lado do casco
NR	N_r	Número de fileiras de tubos atravessadas no escoamento cruzado
NR1	N_{r1}	Número efetivo de fileiras de tubos do fluxo cruzado em série num trocador com chicanas
NSS	N_{ss}	Número de pares de tiras selantes (sealing strips)
NT	N_t	Número total de tubos no trocador
NTCHI	N_{tchi}	Número de tubos por chicana
NTJ	N_{tj}	Número de tubos na janela da chicana
NTJ1	N_{tj1}	Número de tubos na janela da chicana mais os espaçadores
NTT	N_{tt}	Número de tubos por trajeto
NUMED	-	Número de medições experimentais para cada trocador da comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL
-	η	Eficiência total da superfície de troca de calor para tubos aletados (η_o - da superfície externa dos tubos, η_i - da superfície interna dos tubos)
PI	π	Constante = 3,1415926
PPBS	P_{pbs}	Pressão de projeto para o bocal do casco (lbf/pol ²)
PPBT	P_{pbt}	Pressão de projeto para o bocal dos tubos (lbf/pol ²)
PPO	p	Distância entre centros de tubos adjacentes (pol) (paralela ao escoamento: PPPO = p_p , normal ao escoamento: PNPO = p_n)
PPS	P_{ps}	Pressão de projeto para o fluido do casco (lbf/pol ²)
PPT	P_{pt}	Pressão de projeto para o fluido dos tubos (lbf/pol ²)
PR	p_r	Razão entre a distância entre centros de tubos adjacentes e o diâmetro externo dos tubos.

PRDTL	Prd_t	Número de PRANDTL para o fluido dos tubos
PROCES	-	Processo requerido para o fluido do casco
Q	Q	Calor trocado (BTU/h)
-	Q_{AR}	Vazão parcial, através dos orifícios tubo-chicana.
-	Q_{BR}	Vazão parcial através da área A_x
-	Q_{CR}	Vazão parcial através do desvio feixe de tubos-casco
-	Q_{ER}	Vazão parcial através do vazamento casco-chicana
QCIH	ϵ_h	Fator de correção considerando o desvio no <u>coe</u> ficiente de película no fluxo cruzado
QCIPC	$\epsilon_{\Delta P}$	Fator de correção considerando o desvio na <u>per</u> da de carga, no escoamento cruzado.
QUADRA	-	Arranjo quadrado de tubos
QUAROT	-	Arranjo quadrado rotacionado de tubos
R	R	Grupo de temperatura para o cálculo de F_t
-	R_b	Fator de correção para os efeitos do desvio <u>fei</u> xe de tubos-casco, na perda de carga do casco (BELL)
RCHIPO	r_{chi}	Raio da chicana (pol)
RDI	rd_i	Fator de depósito para o fluido dos tubos (h pé ²⁰ F/BTU)
RDIO	rd_{io}	rd_i corrigido considerando a superfície externa dos tubos (h pé ²⁰ F/BTU)
RDO	rd_o	Fator de depósito para o fluido do casco (h pé ²⁰ F/BTU)
RD1PO	r_I	Raio do casco (pol)
REH	Re_h	Número de REYNOLDS para a troca de calor, para o lado do casco (TINKER)
RELH	-	Relação entre h_ℓ e $h_{n\ell}$ para o trocador = $(1-h_\ell/h_{n\ell})_{trocador}$
RELHID	-	Relação entre h_ℓ e $h_{n\ell}$ para o banco de tubos ideal = $(1-h_\ell/h_{n\ell})_{ideal}$

RELP	-	Relação entre ΔP_ℓ e ΔP_{n_ℓ} para o trocador = $(1 - \Delta P_\ell / \Delta P_{n_\ell})_{\text{trocador}}$
RELPID	-	Relação entre ΔP_ℓ e ΔP_{n_ℓ} para o banco de tubos ideal = $(1 - \Delta P_\ell / \Delta P_{n_\ell})_{\text{ideal}}$
REP	Re_p	Número de REYNOLDS para a perda de carga para o lado do casco (TINKER)
RES	Re_s	Número de REYNOLDS para o lado do casco
RESFRI	-	Resfriamento do fluido do casco
RET	Re_t	Número de REYNOLDS para o fluido dos tubos
-	R_ℓ	Fator de correção para os efeitos dos vazamentos na perda de carga no casco (BELL)
-	R_s	Fator de correção que considera a diferença de espaçamento entre as chicanas intermediárias e as seções de entrada e saída do trocador, na perda de carga no casco (BELL)
ROS	ρ_s	Densidade do fluido do casco à temperatura média T_s (lbm/pé ³) (à temperatura de entrada: ROS1, à temperatura de saída: ROS2)
ROT	ρ_t	Densidade do fluido dos tubos à temperatura média T_t (lbm/pé ³) (à temperatura de entrada: ROT1, à temperatura de saída: ROT2)
R1	r	Razão entre a área total de duas seções de janela de chicana e a área total da seção do casco
R2	r_s	Razão entre a área de uma janela de chicana e a área total da seção do casco.
S	S	Grupo de temperatura para o cálculo do F_t
SBPSP0	S_{bp}	Área para o desvio em torno do feixe de tubos (pol ²)
SJ	S_{sj}	Fração da superfície de troca de calor em duas janelas de chicana (TINKER)
SJSPE	S_j	Área livre para o escoamento através da janela da chicana (pé ²)
SLSPE	S_ℓ	Área total do vazamento para uma chicana (pé ²)
SMSPE	S_m	Área mínima da seção do fluxo cruzado através da fileira de tubos mais próxima à linha central do trocador (pé ²) (em pol ² : SMSPO)

SN2N	S_{N-2N}	Fator de temperatura para o número de cascos em série maior do que 2 para o cálculo de F_t
SSBSPE	S_{sb}	Área de seção do vazamento casco-chicana (pé^2)
STBSPE	S_{tb}	Área da seção do vazamento tubo-chicana (pé^2)
STI	S_{ti}	Área da seção interna de escoamento em um tubo
-	S_{tit}	Área da seção de escoamento através dos tubos do trajeto
-	T_c	Temperatura calórica do fluido quente ($^{\circ}\text{F}$)
-	t_c	Temperatura calórica do fluido frio ($^{\circ}\text{F}$)
TE	T_e	Temperatura externa da parede dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TET	θ	Ângulo de corte da chicana (radiano) (em graus: TETA)
TF1	t_1	Temperatura de entrada do fluido frio ($^{\circ}\text{F}$)
TF2	t_2	Temperatura de saída do fluido frio ($^{\circ}\text{F}$)
TI	T_i	Temperatura interna da parede dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TIPO	-	Tipo de casco do trocador especificado pela TEMA
TMFF	t_m	Temperatura média do fluido frio ($^{\circ}\text{F}$)
TMFQ	T_m	Temperatura média do fluido quente ($^{\circ}\text{F}$)
TPS	T_{ps}	Temperatura de projeto para o fluido do casco ($^{\circ}\text{F}$)
TPT	T_{pt}	Temperatura de projeto para o fluido dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TQ1	T_1	Temperatura de entrada do fluido quente ($^{\circ}\text{F}$)
TQ2	T_2	Temperatura de saída do fluido quente ($^{\circ}\text{F}$)
TRIANG	-	Arranjo triangular de tubos no trocador (equilateral)
TS	T_s	Temperatura média do fluido do casco ($^{\circ}\text{F}$)
TS1	T_{s1}	Temperatura de entrada do fluido do casco ($^{\circ}\text{F}$)
TS2	T_{s2}	Temperatura de saída do fluido do casco ($^{\circ}\text{F}$)
TT	T_t	Temperatura média do fluido dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TTI	T_{ti}	Temperatura intermediária na saída do 2º para o 3º trajeto dos tubos quando é o caso de 1 passe do lado do casco e 4 trajetos de tubos ($^{\circ}\text{F}$)

TT1	T_{t1}	Temperatura de entrada do fluido dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TT2	T_{t2}	Temperatura de saída do fluido dos tubos ($^{\circ}\text{F}$)
TUBO	-	Especifica o tipo de tubo usado no trocador
TUBOEU	-	Tubos em U
TUBORE	-	Tubos retos
U	U	Coefficiente global de troca de calor ($\text{BTU}/\text{h pé}^2\text{F}$) (no terminal frio: U_f , no terminal quente: U_q)
UMAX	-	Coefficiente global máximo de troca de calor retirado da Tabela 4.8, para o fluido do processo ($\text{BTU}/\text{h pé}^2\text{F}$)
UMIN	-	Coefficiente global mínimo de troca de calor retirado da Tabela 4.8, para o fluido do processo ($\text{BTU}/\text{h pé}^2\text{F}$)
UO	U_o	Coefficiente global de troca de calor estimado inicialmente
V	V	Constante no cálculo de F_t no casco de 1 passe do lado do casco e 4 trajetos de tubos
VBSMAX	$V_{bs_{\max}}$	Velocidade máxima para o fluido nos bocais do casco (pé/s)
VBT	V_{bt}	Velocidade média do fluido nos bocais dos tubos (pé/s)
VBTMAX	$V_{bt_{\max}}$	Velocidade máxima para o fluido nos bocais dos tubos (pé/s)
VBS1	V_{bs1}	Velocidade do fluido no bocal de entrada do casco (pé/s)
VBS2	V_{bs2}	Velocidade do fluido no bocal de saída do casco (pé/s)
VJ	V_j	Velocidade do escoamento na janela, baseada em S_j (pé/s)
VM	V_m	Velocidade máxima no escoamento cruzado, baseada em S_m (pé/s)
VT	V_t	Velocidade média do fluido no escoamento dentro dos tubos (pé/s)

VZ	V_z	Velocidade média geométrica de V_m e V_j (pé/s)
WS	W_s	Vazão do fluido do casco (lbm/h)
WT	W_t	Vazão do fluido dos tubos (lbm/h)
-	x	Razão entre ΔP_j e ΔP_x
XIS	X	Fator de correção para considerar no coeficiente de película, o efeito do número real de fileiras de tubos no trocador frente ao número de fileiras do banco de tubos ideal, correspondente à região do escoamento cruzado entre dois cortes de chicanas consecutivos.
Y	Y	Fator de perda de carga para a janela da chicana (TINKER)
YZINHO	y	Fator que considera as proporções da janela da chicana (TINKER)
Z1	Z_1	Altura geométrica no bocal de entrada do casco
Z2	Z_2	Altura geométrica no bocal de saída do casco
-	(1+x)	Fator para a perda de carga no escoamento cruzado e janela da chicana

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

. HISTÓRICO

O trocador de calor casco e tubo é o tipo de trocador mais amplamente usado, devido à sua construção resistente, maior flexibilidade de projeto e de adaptação às condições de processo, tais como:

- condensação, vaporização e troca de calor sem mudança de fase;
- posicionamento na horizontal ou na vertical;
- ampla faixa de pressão de operação desde o vácuo até altos valores de pressão;
- ampla faixa de variação da perda de carga permitida;
- possibilidade de ajuste do projeto para cada fluido, devido à variedade de tipos de casco e arranjos dos feixes de tubos;
- adaptação às tensões térmicas quase sem aumento nos custos;
- ampla gama de capacidade;
- grande variedade de materiais utilizados, de acordo com a resistência à corrosão, pressão e temperatura;
- uso ou não de superfícies aletadas;
- facilidade de remoção do feixe de tubos para limpeza e reparo.

Os primeiros projetos de trocadores de calor casco e tubo surgiram no início do século para suprir as necessidades da indústria de petróleo e das usinas de potência^(1.1.1.2). O problema mais sério no primeiro estágio de desenvolvimento dos trocadores não foi a troca de calor mas o cálculo mecânico dos vários componentes, especialmente os espelhos de tubos. Seguiram-se vários problemas de fabricação mas, por volta de 1920, eles

foram contornados graças aos esforços de um número crescente de fabricantes.

A referência (1.1) menciona como um dos primeiros documentos sobre a tecnologia e o projeto de trocadores de calor casco e tubo o "Bulletin 358", da Ross Heaters & Mfg. Co., publicado em 1931.

A base científica da troca de calor surgiu como resultado de pesquisas isoladas em algumas universidades.

O conceito do feixe tubular foi desenvolvido a partir de trocadores de tubo duplo, permitindo um maior coeficiente de troca de calor ao forçar o fluxo através de feixe de tubos. Foi reconhecido que, do ponto de vista físico e de construção, o meio mais efetivo para troca de calor é o fluxo através de um banco de tubos ideal¹ e que o escoamento do fluido do lado do casco em trocadores com chicanas comporta-se de maneira semelhante.

Para aplicação das correlações de troca de calor e perda de carga obtidas no banco de tubos ideal, foram necessárias correções significativas as quais, no início, eram feitas através de fatores constantes de multiplicação.

Com base em experimentos foi observado, no entanto, que o fluxo do lado do casco está sujeito a interações entre parâmetros hidrodinâmicos e de construção.

A primeira correlação de troca de calor foi sugerida por COLBURN em 1933; dados em bancos de tubos ideal para fluxo turbulento foram obtidos por GRIMISON em 1937, o que confirmou a correlação de COLBURN para geometrias usuais de trocadores de calor. Ela foi modificada para incluir a forma de SIEDER-TATE para efeitos não isotérmicos. Os dados para escoamento laminar não existiam até os resultados do programa sistemático de pesquisa, desenvolvido na Universidade de Delaware nos anos 50. Para a perda

¹ Banco de tubos ideal é um feixe retangular de tubos, no qual o escoamento cruza a superfície de troca de calor em um único trajeto, tendo uma seção de escoamento bem definida, arranjada de tal modo que não ocorram desvios nem vazamentos.

de carga, a análise se mostrou bem mais difícil e menos precisa. Dados para o banco de tubos ideal foram compilados por GRIMISON para escoamento turbulento e, em 1942, COLBURN estendeu essas relações para o escoamento laminar.

Durante esse período de desenvolvimento foi sentida a necessidade de padrões para o projeto mecânico dos trocadores, por razões de segurança, uniformização das tolerâncias e controle de qualidade. O primeiro documento publicado nesse sentido foi "Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association", de 1941.

O passo seguinte foi a consolidação das correlações obtidas, para a formulação de um método de projeto mais rigoroso, que se apoiou nas correlações modificadas de COLBURN, e que foi publicado por DONOHUE em uma primeira versão^(1.3), e depois numa versão mais refinada^(1.4).

Um segundo método é devido à KERN, que o publicou em 1950 no livro "Process Heat Transfer"^(1.5). Consiste de modificações das correlações ao nível das aproximações de DONOHUE. A importância da contribuição de KERN é a consideração do problema do projeto de trocador de calor casco e tubo como um todo, isto é, levando em conta as considerações de construção, escoamento do lado dos tubos, diferença média de temperatura e depósito, em adição às do escoamento do lado do casco. Assim, o método de KERN tornou-se o padrão para o projeto termo-hidráulico de trocadores de calor e muito popular, sendo ainda hoje o método mais divulgado da literatura aberta.

O livro de KERN significou o ponto mais alto do período mais dinâmico do desenvolvimento científico da transferência de calor, dos anos 20 até os anos 40, realizado nas universidades e foi interrompido na época da segunda guerra mundial. Com isso, indústrias e centros privados de pesquisa como o Heat Transfer Research, Inc. (HTRI) nos Estados Unidos, Heat Transfer and Fluid-Flow Service (HTFS) na Inglaterra, e outros, entraram no campo da pesquisa industrial. Isso resultou na suspensão da divulgação dos conhecimentos disponíveis e do intercâmbio científico^(1.2). Hoje, os métodos mais aperfeiçoados de projeto de trocadores de calor pertencem a esses centros privados e só podem ser adquiridos através de contratos mediante pagamento.

É importante notar que, enquanto trocadores de calor têm sido projetados durante décadas, um processo para tanto nunca foi sistematicamente formalizado; mesmo no livro de KERN os vários exemplos de projeto são, sem exceção, cálculos do desempenho de unidades já completamente especificadas, que se ajustam às condições desejadas.

Depois de KERN, o próximo grande passo na pesquisa de transferência de calor do lado do casco foi dado por TINKER, que sugeriu em 1947 o conceito da subdivisão do escoamento do lado do casco em quatro correntes: a do fluxo cruzado puro, a do vazamento casco-chicana, a do vazamento tubo-chicana e a do desvio feixe-casco, cada uma com suas próprias características de troca de calor. O modelo requer solução por tentativas, já que as resistências encontradas pelos escoamentos são funções das velocidades, nenhuma das quais conhecida a priori^(1.6). Devido à insuficiência de dados e dificuldades de cálculo, TINKER lançou mão de simplificações para deixar o modelo na forma não reiterativa. Apresentado em 1958 no artigo "Shell-Side Characteristics of Shell-and-Tube Heat Exchangers"^(1.7), o método de TINKER permaneceu relativamente complicado e não se tornou muito popular.

Toda pesquisa subsequente relativa ao escoamento do lado do casco foi então influenciada pelo modelo proposto por TINKER.

A partir da iniciativa de COLBURN, um projeto maciço de pesquisa foi realizado na Universidade de Delaware entre 1948 e 1959. Consistiu de várias pesquisas independentes relativas a assuntos específicos ao escoamento do lado do casco; os resultados dos testes estão contidos em um grande número de teses e publicações. Esses resultados foram avaliados e reformulados por BELL, publicados primeiramente em 1960^(1.8) e, mais tarde, como um relatório final do Projeto Delaware^(1.9).

O método de BELL (método Delaware) reconhece, a princípio, os escoamentos parciais do modelo de correntes definido por TINKER mas, para evitar procedimentos de cálculo reiterativos, a inclusão dos efeitos de iteração das correntes foi substituída por fatores independentes de correção. Ele usou essencialmente a equação básica de troca de calor baseada no banco de tubos ideal que foi estendida às regiões de transição e laminar. Procedimento similar é usado para perda de carga usando o coeficiente

de atrito para o banco de tubos ideal, com correções apropriadas.

Recentemente a OTAN patrocinou a realização de um seminário avançado sobre o projeto termo-hidráulico de trocadores, o Advanced Study Institute on "Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design", em Istambul, na Turquia, em agosto de 1980. Neste seminário, o método de projeto divulgado para trocadores sem mudança de fase no casco é o método BELL-Delaware^(1.10), embora não se apresente argumentos para tanto.

. JUSTIFICATIVAS E OBJETIVOS

O histórico apresentado mostra que o projeto de trocadores de calor casco e tubo é um assunto de extremo interesse, não só das refinarias de petróleo, usinas de potência e indústrias em geral, como também dos centros de pesquisa e universidades.

As características de troca de calor e perda de carga do escoamento do lado do casco são complexas e, até o momento, os métodos básicos para o cálculo dessas características, existentes na literatura aberta são os de KERN, TINKER e BELL.

O método de KERN não é muito elaborado e não permite caracterizar a influência dos vários parâmetros no desempenho do trocador, mas é de fácil compreensão e, por isso, é até hoje muito utilizado, principalmente pelas pequenas indústrias; as de grande porte e as firmas de engenharia compram os projetos ao HTRI e HTFS.

Vários estudos e trabalhos realizados recentemente ainda são baseados no método de KERN como, por exemplo, na última edição da Chemical Engineering dedicada a projeto de trocadores de calor, publicada em julho de 1983^(1.11). Um outro exemplo é o da "Wolverine Tube Engineering Data Book", da indústria WOLVERINE, fabricante de tubos de trocadores no Alabama, EUA, cuja discussão a respeito das características de troca de calor e perda de carga é completamente baseada no método de KERN. O mesmo ocorre com outros fabricantes.

O método de TINKER, mesmo na sua forma simplifica-

da, é a aproximação mais completa da análise do escoamento do lado do casco, tanto assim que foi utilizado como base para o desenvolvimento dos métodos privados do HTRI e HTFS.

O método de BELL, que utilizou grande número de novos dados para fixar os fatores de correção, é o mais novo método publicado para o cálculo das características do escoamento do lado do casco.

Com base nas considerações acima, tomou-se como objetivo da realização do presente trabalho:

- comparar os métodos de KERN, TINKER e BELL, e discutir os resultados, dando ênfase ao problema da perda de carga e do coeficiente de película para o escoamento do lado do casco;

- apresentar uma proposição para o dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubos sem mudança de fase no casco, aplicando para o cálculo da perda de carga e do coeficiente de película o método de cálculo cujos resultados forem os mais próximos dos dados experimentais disponíveis, utilizados para a comparação.

. DESENVOLVIMENTO DO TRABALHO

O desenvolvimento do trabalho constou das seguintes etapas principais:

- obtenção na bibliografia das sequências de cálculo termo-hidráulico pelos métodos de KERN, TINKER e BELL para a comparação, bem como de todos os detalhes de projeto;

- preparo de uma proposição de cálculo para o dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase no casco, utilizando computador;

- levantamento dos dados experimentais para a utilização nos cálculos de comparação efetuados no computador;

- preparação de exemplos de cálculo para o dimensionamento;

- análise dos resultados, discussão e conclusão da

comparação entre os 3 métodos.

Para a obtenção da bibliografia necessária ao desenvolvimento deste trabalho houve dificuldade, já que grande parte não estava disponível nas bibliotecas da instituição onde foi realizado, e algumas só foram encontradas no exterior. Entre estas, o Relatório final do Projeto Delaware de BELL^(1.9), estritamente necessário, que foi enviado pelo próprio autor depois de várias tentativas em se obtê-lo. Outra referência importante para este trabalho também só foi conseguida no exterior: o "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers" de TINKER (1951)^(1.12).

Os dados experimentais necessários para a comparação dos métodos deveriam ser obtidos através de testes experimentais, mas não se tem conhecimento de que tenham sido realizados em alguma indústria ou universidade do país e sua obtenção transcende de longe o objetivo da presente tese. Na tentativa de se conseguir mais subsídios para a comparação, foram escritas cartas para indústrias de trocadores de calor do exterior, solicitando dados de alguns testes com trocadores (características geométricas e resultados experimentais); as que responderam afirmaram que não poderiam dispor desses dados, porque os mesmos eram confidenciais e não se encontravam abertos ao público. Assim, os dados utilizados foram os únicos encontrados na bibliografia obtida e são resultados dos testes experimentais realizados por TINKER e pelo projeto Delaware, apresentados nos importantes trabalhos das referências (1.9 e 1.12).

. APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

Optou-se por apresentar este trabalho de maneira didática e trazendo informações tais, que ele é praticamente auto-suficiente para os cálculos de troca de calor e perda de carga pelos métodos de KERN, TINKER e BELL, como também para o dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase no casco.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1.1 - TABOREK, J. - "Evolution of Shell and Tube Heat Exchanger Design Practices", Heat Transfer Engineering, vol. 2, nº 2, Oct.-Dec., pp. 69-73 (1980).
- 1.2 - TABOREK, J. - "Evolution of Heat Exchanger Design Techniques", Heat Transfer Engineering, vol. 1, nº 1, July-Sep., pp. 15-19 (1979).
- 1.3 - DONOHUE, A.D. - "Heat Transfer and Pressure Drop in Heat Exchangers", Industrial and Engineering Chemistry, vol. 41, nº 11, pp. 2499-2511, November (1949) (referência 9 citada em^(1.1)).
- 1.4 - DONOHUE, A.D. - "Heat Exchanger Design", Petroleum Refiner, Part 1 - August (1955), Part 2 - October (1955), Part 3 - November (1955), Part 4 - January, 1956 (referência 10 citada em^(1.1)).
- 1.5 - KERN, D.Q. - "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co., New York (1950).
- 1.6 - PALEN, J.W. and TABOREK, J. - "Solution of Shell Side Flow Pressure Drop and Heat Transfer by Stream Analysis Method", Chemical Engineering Progress Symposium Series, nº 92, vol. 65, pp. 53-63 (1969).
- 1.7 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers - A Simplified Rating System for Commercial Heat Exchangers", Transactions of the ASME, January, pp. 36-52 (1958).
- 1.8 - BELL, K.J. - "Exchanger Design based on the Delaware Research Program", Petro./Chem. Engineer, October, pp. C26-C36 e C40a-C40c (1960).
- 1.9 - BELL, K.J. - "Final Report of the Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchangers", Bulletin nº

5, Engineering Experimental Station, University of Delaware, Newark, June (1963).

- 1.10 - BELL, K.J. - "Delaware Method for Shell Side Design", do livro "Heat Exchanger Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, editado por S. Kakac, A.E. Bergles e F. Mayinger, McGraw-Hill Book Company, New York, pp. 581-618 (1980).
- 1.11 - CRANE, R. and GREGG, R. - "Program for Evaluation of Shell-and-Tube Heat Exchangers", Chemical Engineering, July 25, pp. 76-80 (1983).
- 1.12 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers", Proceedings of General Discussion on Heat Transfer, The Institution of Mechanical Engineers, London, England, Parts I, II and III, pp. 89-116 (1951).

CAPÍTULO 2

MÉTODOS DE CÁLCULO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR
E PERDA DE CARGA PARA O LADO DO CASCO

Neste capítulo são apresentados os métodos de cálculo de transferência de calor e perda de carga para o escoamento do lado do casco segundo os métodos de KERN, TINKER e BELL, ficando sua comparação e discussão para o próximo capítulo².

2.1 - MÉTODO DE KERN

O método de KERN para o cálculo do coeficiente de película e perda de carga do lado do casco^(2.1,2.2) é baseado em algumas premissas simplificadoras, que envolvem as características do escoamento do fluido e os fatores geométricos do lado do casco, os quais afetam o coeficiente de película, como: espaçamento entre chicanas, dimensões dos tubos, espaço livre entre os tubos e tipo de arranjo de tubos.

2.1.1 - Temperaturas calóricas dos fluidos

Na dedução da correlação para o coeficiente de película para fluidos que escoam em tubos, as propriedades dos fluidos costumam ser determinadas à temperatura média dos pontos de entrada e saída dos tubos, embora a precisão dessa consideração possa ser melhorada.

Em trocadores de calor líquido-líquido, o fluido quente possui uma viscosidade na entrada que aumenta à medida que ele vai se esfriando. O fluido frio, por sua vez, entra com uma viscosidade que decresce à medida que ele vai se aquecendo. Os valores do coeficiente de película para o lado do casco (h_o) e do coeficiente de película para o lado dos tubos (h_i) variam através do comprimento do trocador e produzem um coeficiente global de troca de calor (U) maior no terminal quente ($T_1 - t_2$) do que no terminal frio ($T_2 - t_1$). O cálculo

²A Figura A.1.3 (pág. A.21, Anexo A) mostra um trocador onde as dimensões encontram-se representadas.

lo do U em cada ponto ao longo do trocador é bastante trabalhoso; por isso COLBURN^(2.3) tentou contornar o problema supondo que a variação de U é linear com a temperatura, conforme a expressão $U=a(1+bt)$ onde a e b são constantes. Supondo constantes o fluxo de massa e o calor específico, e que não há mudança parcial de fase, ele deduziu uma expressão para a temperatura de cada fluido nas quais as propriedades que entram no cálculo de h_i e h_o são determinadas. Esta temperatura é denominada temperatura calórica e é dada por:

. para o fluido quente:

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \quad e, \quad (2.1)$$

. para o fluido frio:

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) \quad (2.2)$$

A fração de temperatura calórica F_c é:

$$F_c = \frac{\frac{1}{k_c} + \frac{rel}{rel-1}}{1 + \frac{\log_e(k_c+1)}{\log_e(rel)}} - \frac{1}{k_c}, \quad (2.3)$$

dada na Figura 17 da referência (2.4) em função do fator calórico (k_c) e de rel:

$$k_c = \frac{U_q - U_f}{U_f} \quad (2.4a)$$

$$rel = \frac{\Delta t_f}{\Delta t_q} \quad (2.4b)$$

onde:

U_q, U_f = coeficiente global de troca de calor no terminal quente e no terminal frio, respectivamente.

$\Delta t_q, \Delta t_f$ = diferença de temperatura no terminal quente e no terminal frio, respectivamente.

2.1.2 - Chicanas

Quando chicanas são usadas para direcionar o fluido do lado do casco através do feixe de tubos, o coeficiente de película é maior do que para o fluxo escoando ao longo do eixo dos tubos. Tomando-se trocadores com o mesmo comprimento de feixe de tubos, mas com números diferentes de chicanas, foi observado que as de maior número de chicanas e por isso com espaçamentos menores entre si, apresentaram uma maior turbulência o que acarretou um maior coeficiente de película. O espaçamento entre chicanas recomendado por KERN é o mesmo dado pela TEMA^(2.4), ou seja, no mínimo igual a um-quinto do diâmetro interno do casco ($1/5 d_1$) e até, no máximo, igual ao diâmetro interno do casco (d_1).

2.1.3 - Arranjo dos tubos

O tipo de arranjo dos tubos influencia no coeficiente de película, tendo-se verificado que, sob condições comparáveis de fluxo e dimensão dos tubos, os coeficientes para o arranjo triangular são aproximadamente 25% maiores do que para o arranjo quadrado.

2.1.4 - Fluxo de massa para o escoamento do lado do casco

Para o cálculo do fluxo de massa não existe uma área de fluxo bem definida, já que a mesma varia através do diâmetro do feixe; em cada fileira longitudinal de tubos há um número diferente de tubos e com isso um número diferente de passagens entre os tubos. A largura da área de fluxo deve ser tomada, segundo KERN, na fileira de tubos hipotética que possui a área máxima de fluxo,

o que corresponde ao centro do casco. Na realidade, na maioria das unidades não existe fileira de tubos no centro, mas duas fileiras, uma acima e uma abaixo da linha central do trocador, cada uma com menos tubos do que o calculado para o centro. Esse fato não é levado em conta.

O comprimento da área de fluxo é considerado igual ao espaçamento entre as chicanas (ℓ_3). A menor distância entre centros de tubos adjacentes (p) é igual à soma do diâmetro dos tubos (d_2) com a distância livre entre os tubos adjacentes (d).

O número de tubos no centro do casco é admitido igual ao resultado da divisão do diâmetro interno do casco pela menor distância entre tubos adjacentes (d_1/p).

Assim, a área do fluxo cruzado através do feixe de tubos (a_s), é dada por:

$$a_s = \frac{d_1 d \ell_3}{144 p} \text{ (pé}^2\text{)} \quad (2.5)$$

Daí, o fluxo mássico para o escoamento do lado do casco é dado por:

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} \text{ (lbm/hpé}^2\text{)} \quad (2.6)$$

onde:

W_s = vazão em massa do fluido do lado do casco (lbm/h)

2.1.5 - Diâmetro equivalente do lado do casco

Como a área da seção do escoamento normal aos eixos longitudinais dos tubos é variável de fileira em fileira de tubos, fica difícil a definição de um diâmetro equivalente baseado nessa área que faça distinção entre os arranjos triangular e quadrado. Para obter uma correlação simples, combinando as dimensões e distâncias entre os tubos, bem como o tipo de arranjo de tubos, definiu-se um diâmetro equivalente do lado do casco (d_e), tomando-se o raio hidráulico ao longo do eixo longitudinal dos tubos. Assim, uma cor

relação é obtida e o diâmetro equivalente definido como 4 vezes o raio hidráulico:

$$d_e = 4 \left(\frac{\text{área livre}}{\text{perímetro molhado}} \right)$$

Então, para o arranjo quadrado de tubos:

$$d_e = \frac{4 \left(p^2 - \frac{\pi d_2^2}{4} \right)}{\pi d_2} \quad (\text{pol}) \quad (2.7)$$

e, para o arranjo triangular de tubos:

$$d_e = \frac{4 \left(0,43 p^2 - \frac{\pi d_2^2}{8} \right)}{\frac{1}{2} \pi d_2} \quad (\text{pol}) \quad (2.8)$$

onde,

d_2 = diâmetro externo dos tubos (pol).

A referência (2.2) cita que, para o diâmetro equivalente não é feita a distinção entre o arranjo quadrado e o arranjo quadrado rotacionado de tubos, podendo então ser usada a equação (2.8) para a determinação do diâmetro equivalente para o arranjo quadrado rotacionado de tubos.

2.1.6 - Fator de troca de calor para o lado do casco

A correlação obtida para o escoamento dentro de tubos não é aplicável para o escoamento através do feixe de tubos com chicanas segmentares, conforme se verifica experimentalmente. Contudo, no estabelecimento do método de correlação para o casco, a forma do fator de troca de calor (j) para o lado dos tubos foi retida:

$$j_t = \frac{h_i D_i}{K_t} \left(\frac{C_t \mu_t}{K_t} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Te}} \right)^{-0,14}, \quad (2.9)$$

sendo usados os valores do diâmetro equivalente e do fluxo de massa para o escoamento do lado do casco, ficando:

$$j_s = \frac{h_o D_e}{K_s} \left(\frac{C_s \mu_s}{K_s} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_{Te}} \right)^{-0,14} \quad (2.10)$$

onde o número de REYNOLDS para o escoamento do lado do casco é definido por:

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu_s} \quad (2.11)$$

K_s = condutividade térmica do fluido do lado do casco (BTU/hp $\bar{e}$ $^{\circ}$ F)

C_s = calor específico do fluido do lado do casco (BTU/lbm $^{\circ}$ F)

μ_s = viscosidade do fluido do lado do casco (lbm/hp $\bar{e}$)

μ_{Te} = viscosidade do fluido do lado do casco à temperatura externa da parede do tubo (T_e) (lbm/hp $\bar{e}$)

A Figura 2.1 mostra a correlação de dados obtidos na indústria, com resultados satisfatórios para hidrocarbonetos, com postos orgânicos, água, soluções aquosas e gases, válida quando o feixe de tubos contém chicanas, e os espaçamentos entre os tubos e as chicanas e entre o casco e as chicanas são os recomendados pela TEMA.

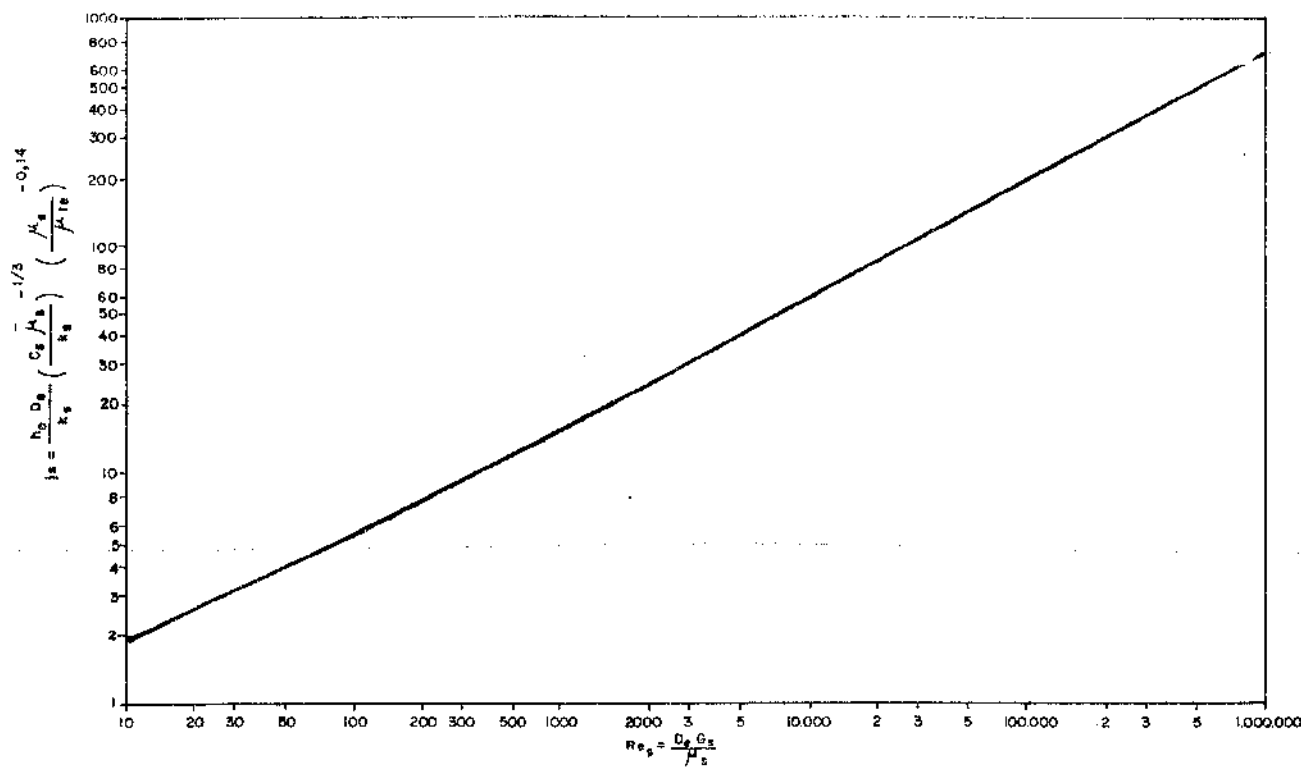


FIGURA 2.1 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O LADO DO CASCO, PARA FEIXES COM CHICANAS SEGMENTARES, COM CORTES DE 25% (2.1)

2.1.7 - Temperatura da parede do tubo

A temperatura da parede do tubo pode ser calculada a partir das temperaturas calóricas, se os coeficientes de película h_o e h_i são conhecidos. Analisando a Figura 2.2 e desprezando a diferença entre as temperaturas interna (T_i) e externa (T_e) da parede do tubo, KERN considera que a parede inteira está com a mesma temperatura T_e da superfície externa.

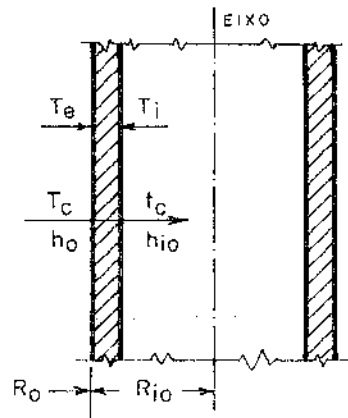


FIGURA 2.2 - CORTE TRANSVERSAL DE UM TUBO, PARA A DEDUÇÃO DA TEMPERATURA DA PARDE DO TUBO, CONSIDERANDO O TUBO LIMPO^(2.1)

Se a temperatura calórica do lado externo é T_c e a temperatura calórica do lado interno é t_c , e:

$$h_{io} = \frac{1}{R_{io}} = h_i \frac{A_i}{A} = h_i \frac{d_i}{d_2}$$

então,

$$Q = \frac{\Delta t}{\Sigma R} = \frac{T_c - t_c}{R_o + R_{io}} = \frac{T_e - t_c}{R_{io}}$$

O sub-índice "io" refere-se à relação entre a superfície interna e a superfície externa do tubo (A_i/A).

Substituindo as resistências pelos coeficientes de troca de calor correspondentes:

$$\frac{T_c - t_c}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}}} = \frac{T_e - t_c}{\frac{1}{h_{io}}}$$

Daí resulta para o fluido frio dentro dos tubos:

$$T_e = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad (2.12a)$$

ou,

$$T_e = T_c - \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad (2.12b)$$

Para o fluido quente dentro dos tubos:

$$T_e = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad (2.13a)$$

ou,

$$T_e = T_c - \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad (2.13b)$$

2.1.8 - Correção do efeito da variação de viscosidade

Para fluidos não viscosos, o desvio do fluxo isotérmico durante o aquecimento ou resfriamento não introduz um erro apreciável no cálculo do coeficiente de película e o fator de correção fica:

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_{T_c}} \right)^{0,14} = 1,0.$$

Quando a temperatura da parede do tubo difere muito da temperatura calórica do fluido de controle e este é viscoso, então o valor real de

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_{Te}} \right)^{0,14} \quad \text{deve ser considerado.}$$

Para incluir a correção por ϕ , a temperatura da parede deve ser determinada pelas equações (2.12) ou (2.13), tomando-se os valores não corrigidos $\frac{h_o}{\phi_s}$ e $\frac{h_{io}}{\phi_t}$, corrigidos posteriormente pela multiplicação por ϕ_s e ϕ_t , respectivamente. Os coeficientes de película corrigidos quando $\phi \neq 1,0$ são:

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\phi_s} \right) \phi_s \quad (2.14)$$

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\phi_t} \right) \phi_t \quad (2.15)$$

Para a determinação da temperatura da parede do tubo, bem como do valor corrigido do coeficiente de troca de calor para o lado do casco, deve-se determinar o valor do coeficiente de película do lado dos tubos (h_i). O fator de troca de calor para o lado dos tubos foi definido na equação (2.9) e é discutido no Capítulo 6 da referência (2.1).

2.1.9 - Perda de carga para o escoamento do lado do casco

A perda de carga para o lado do casco é proporcional ao número de vezes que o fluido cruza o feixe de tubos entre sucessivas chicanas. É também proporcional à distância do escoamento cruzado através do feixe.

Usando uma modificação da equação de FANNING:

$$\Delta P = 4f \frac{L_1}{D_2} \frac{G_t^2}{2\rho_t},$$

KERN obteve uma correlação para a perda de carga, tomando a distância percorrida pelo escoamento através do feixe como o diâmetro do casco em pés (D_1), multiplicado pelo número de vezes em que o feixe é cruzado (N_{cruza}).

Se L_1 é o comprimento do tubo em pé, N_{cruza} é definido como:

$$N_{\text{cruza}} = N_{\text{chi}} + 1 = \frac{\text{comprimento dos tubos(pé)}}{\text{espaçamento entre chicanas(pol)}} \quad (2.16)$$

onde:

N_{chi} = número de chicanas

Daí,

$$N_{\text{cruza}} = \frac{12L_1}{\ell_3}$$

O diâmetro equivalente para o cálculo da perda de carga no lado do casco é o mesmo adotado para o cálculo do coeficiente de película do lado do casco.

O atrito adicional do escoamento na parede do casco é desprezado.

A equação isotérmica para a perda de carga do escoamento do lado do casco, sendo o fluido aquecido ou resfriado, é dada por:

$$\Delta P_{\text{ST}} = \frac{f_s G_s^2 D_1 N_{\text{cruza}}}{2 \rho_s D_e \phi_s} \quad (\text{lbft/pé}^2) \quad (2.17)$$

que inclui as perdas na entrada e saída do fluido no casco, onde:

f_s = fator de atrito para o escoamento no casco.

Para se obter a perda de carga dada pela equação (2.17) em lbft/pol^2 , o fator de atrito f_s traçado na Figura 2.3, tem as dimensões $\text{pé}^2/\text{pol}^2$.

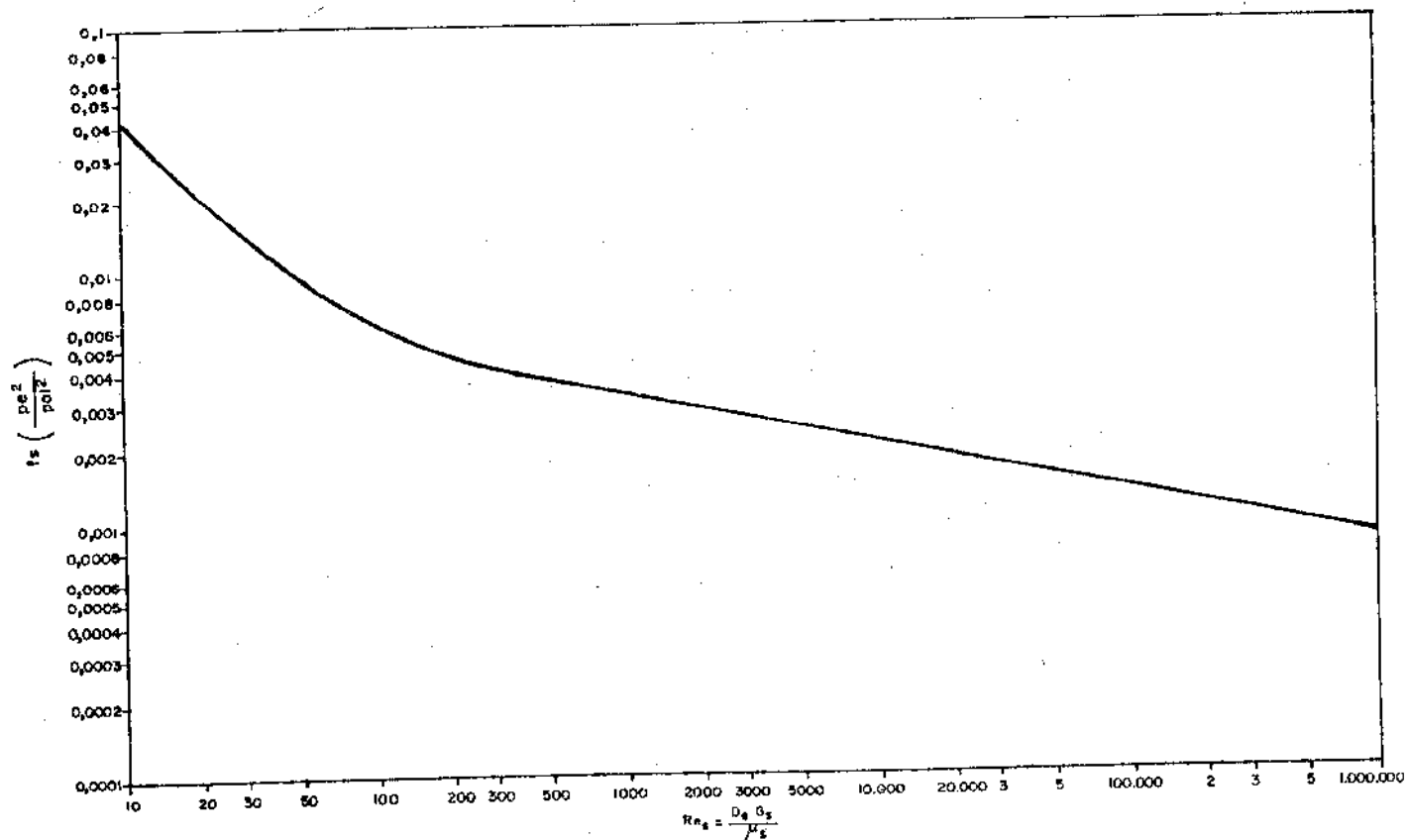


FIGURA 2.3 - FATOR DE ATRITO DO LADO DO CASCO, PARA FEIXE COM CHICANAS SEGMENTARES COM CORTES DE 25% (2.1).

No Anexo A.1 é dada uma sequência de cálculo para a determinação do coeficiente de película e perda de carga do lado dos tubos e do lado do casco, através do método de KERN.

2.2 - MÉTODO DE TINKER

O método de TINKER^(2.5) para o cálculo do coeficiente de película e perda de carga do lado do casco é baseado numa análise esquemática do escoamento do lado do casco. TINKER admitiu que a corrente total é dividida em correntes parciais, considerando como efetiva para troca térmica a corrente que atravessa o fluxo cruzado, a qual é tomada como base para os cálculos.

A corrente do fluxo cruzado é definida como indo de centro a centro das janelas das chicanas adjacentes, limitada pelo feixe de tubos. As correntes parciais são identificadas na Figura 2.4 abaixo:

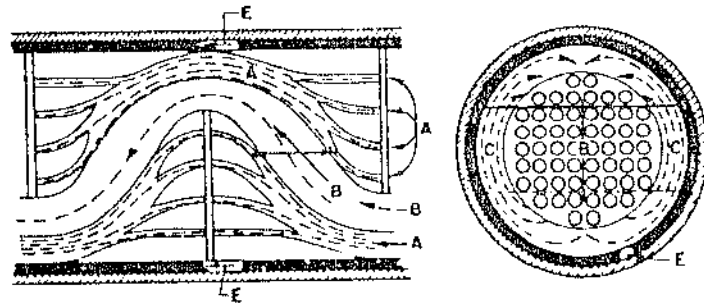


FIGURA 2.4 - DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DAS CORRENTES DO LADO DO CASCO NO TROCADOR CASCO E TUBO COM CHICANAS^(2.5)

- Corrente A - corrente de vazamento no espaço entre a chicana e os tubos;
- Corrente B - corrente do fluxo cruzado;
- Corrente C - corrente de desvio pelo espaço entre o limite mais externo do feixe de tubos e o casco;
- Corrente E - corrente de vazamento pelo espaço entre a chicana e o casco.

As equações desenvolvidas baseiam-se em dados experimentais com bancos de tubos ideais (cuja definição está no Capítulo 1) e trocadores de calor comerciais casco e tubo.

O autor recomenda a aplicação dos dados e correlações do fluxo cruzado puro para o dimensionamento das unidades comerciais, feitas as modificações necessárias. As expressões para o coeficiente de película e perda de carga são escritas num formato simples, baseadas em certas considerações primárias, relacionadas com: distribuição do escoamento, trajeto do escoamento cruzado,

escoamento pela janela da chicana, corte da chicana, coeficiente de troca de calor e perda de carga no escoamento cruzado e pela janela da chicana.

2.2.1 - Distribuição do escoamento para efeito de cálculo da troca de calor no lado do casco

As vazões relativas das correntes de fluido através dos vários caminhos no lado do casco, definidas na Figura 2.4, se aplicam a unidades completamente limpas; assim sendo, a distribuição do fluxo é governada pelas dimensões e espaços do projeto original. Para definir a distribuição do escoamento, as resistências a essas correntes parciais têm de ser estabelecidas. Entretanto, tais resistências são funções das ainda desconhecidas vazões parciais, resultando num sistema de cálculo por tentativas. Como nessa forma reiterativa o método não seria prático, TINKER lançou mão de um número de suposições, relacionadas na Tabela A.2 do Anexo A.2.2, a partir das quais os valores das resistências podem ser consideradas independentes das vazões.

As expressões para as vazões relativas das correntes A, B, C e E (Figura 2.4) foram desenvolvidas por TINKER quando da dedução da equação para a área efetiva do fluxo cruzado no feixe de tubos^(2.6). Os passos da dedução foram os seguintes:

- 1 - cálculo das áreas de fluxo para as correntes, baseado nas dimensões reais do trocador de calor;
- 2 - estabelecimento das pressões diferenciais impostas pelas correntes, bem como das resistências ao escoamento;
- 3 - determinação das velocidades relativas das correntes a partir das pressões diferenciais e resistências ao escoamento;
- 4 - com as velocidades relativas e as áreas de fluxo, determinação das vazões de fluido para cada corrente.

As equações das vazões obtidas para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado são apresentadas na Tabela A.2 do Anexo A.2.2^(2.6), Parte I).

A fração (F_h) da vazão total que atravessa a área de fluxo cruzado (A_x), para efeito de cálculo da troca de calor é determinada considerando o efeito da resistência hidráulica e das dimensões nas várias correntes pelo casco do trocador. A fórmula para o F_h é expressa em termos das dimensões básicas e espaçamentos do lado do casco; ela é dada por:

$$F_h = \frac{Q_{BR}}{Q_{BR} + Q_{CR} + Q_{AR} + Q_{ER}} \quad (2.18)$$

onde Q_{AR} , Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} são as vazões correspondentes às correntes no casco. Dividindo por Q_{BR} vem:

$$F_h = \frac{1}{1 + \frac{Q_{CR}}{Q_{BR}} + \frac{Q_{AR}}{Q_{BR}} + \frac{Q_{ER}}{Q_{BR}}}$$

$$\text{Fazendo } F_h = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_1}{p}\right)^{1/2} \left[\frac{Q_{CR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{AR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} \right]} \quad (2.19)$$

pode-se definir:

$$F_h = \frac{1}{1 + N_h \left(\frac{d_1}{p}\right)^{1/2}} \quad (2.20)$$

onde N_h é um número estimativo para efeito de cálculo do coeficiente de película.

De (2.19) e (2.20) tira-se

$$N_h = \frac{Q_{CR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{AR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} \quad (2.21)$$

A dedução de N_h para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado é apresentada no Anexo A.2.2; as equações resultantes são as seguintes:

. para o arranjo triangular de tubos:

$$N_h = \frac{1,26 (c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,82 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2} \right) +$$

$$+ 1,48 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.22)$$

. para o arranjo quadrado de tubos:

$$N_h = 1,26 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,661 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2} \right) +$$

$$+ 1,378 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.23)$$

. para o arranjo quadrado rotacionado de tubos:

$$N_h = 0,9 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,281 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2} \right) +$$

$$+ 1,167 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.24)$$

c_{14} , c_{15} , c_{16} e c_3 são certas proporções geométricas características dos trocadores, definidas como:

$$c_{14} = \frac{d_1}{d_3} \quad (2.25a)$$

$$c_{15} = \frac{d_4 - d_2}{d_2} \quad (2.25b)$$

$$c_{16} = \frac{d_1 - d_{chi}}{d_1} \quad (2.25c)$$

$$c_3 = 1 - c_2 \quad (2.25d)$$

onde:

c_3 = porção do círculo da chicana, excluída a janela;

c_2 = fração cortada do círculo para construir a chicana. Segundo TINKER^(2.6), c_2 é admitida como igual ao corte da chicana.

d_3 = diâmetro do feixe de tubos (pol);

d_4 = diâmetro dos orifícios das chicanas (pol);

d_{chi} = diâmetro das chicanas (pol).

No caso do uso de tiras selantes no trocador, recomenda-se que as expressões que contêm c_{14} sejam calculadas com base em um novo c_{14} , dado por:

$$c_{14} = 1 + \left(\frac{c_{14} - 1}{4} \right) + 1,5 c_{16} \quad (2.25e)$$

2.2.2 - Espaçamentos e cortes de chicanas

Foram recomendados cortes de chicanas (ℓ_c/d_1) corres

pendentes aos espaçamentos entre as chicanas (d_1/ℓ_3) de tal modo que, a razão entre a área da janela da chicana e a área do fluxo cruzado seja tão constante quanto possível. Assim, cada espaçamento tem um único corte padrão podendo-se desenvolver uma expressão para M_j para cada razão p/d_2 (de 1,25 a 1,50) e espaçamento entre chicanas, dada por:

$$M_j = (c_{1A})^{1/2} m \quad (2.26)$$

com:

$$m = \left(\frac{0,786 \, c_2 \, d_1 \, \alpha}{144 \, C_a \, \ell_3} \right)^{1/2} \quad (2.27)$$

$$\alpha = 1 - \frac{0,786}{C} \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \quad (2.28)$$

onde:

α = porção da seção do casco não ocupada por tubos;

ℓ_3 = espaçamento entre chicanas (pol);

C_a = constante para cálculo da área do fluxo cruzado;

C = fator geométrico para o trocador.

C_a e C são definidos para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado,

C_a :

. arranjo triangular : $C_a = \frac{1}{144} c_4 \left(\frac{p-d_2}{p} \right)$ (2.29a)

. arranjo quadrado : $C_a = \frac{1}{144} c_4 \left(\frac{p-d_2}{p} \right)$ (2.29b)

. arranjo quadrado rotacionado : $C_a = \frac{1,414}{144} c_4 \left(\frac{p-d_2}{p} \right)$ (2.29c)

com o valor de $c_4 = 0,97$ (Tabela A.1, Anexo A.2.2).

C:

- . arranjo triangular : $C = 0,866$
- . arranjo quadrado : $C = 1,0$
- . arranjo quadrado rotacionado : $C = 0,9999$

2.2.3 - Fluxo através da janela da chicana

A vazão através da janela da chicana é admitida como sendo a mesma que cruza o feixe de tubos. Acredita-se que a imprecisão introduzida por essa suposição é pequena relativamente a possíveis erros existentes no estabelecimento dos vários fatores de resistência que determinam a distribuição do escoamento através dos vários caminhos no trocador.

2.2.4 - Coeficiente de película do lado do casco

O efeito do fluxo através da janela da chicana no coeficiente de película é levado em conta, considerando que o coeficiente de película na região da janela varia com a potência 0,6 da média geométrica das velocidades do escoamento pela janela e cruzado, e que o coeficiente de película do escoamento cruzado varia também com a potência 0,6 da velocidade do fluido neste escoamento. O coeficiente de película do lado do casco (h_o), é tomado como proporcional a:

$$\frac{1}{(MA_x)^{0,6}} = \frac{S_{sj}}{(MjA_x)^{0,6}} + \frac{1-S_{sj}}{(A_x)^{0,6}}$$

de onde resulta uma expressão para M, definido como o multiplicador de A_x para o cálculo do número de REYNOLDS usado para efeito do cálculo da troca de calor no casco.

$$M = \left[\frac{1}{1 + S_{sj} \left(\frac{1}{M_j^{0,6}} - 1 \right)} \right]^{1,67} \quad (2.30)$$

onde:

S_{sj} = fração da superfície de troca de calor em duas janelas de chicanas, dada por:

$$S_{sj} = 0,7 \frac{\ell_3}{d_1} \quad (2.31)$$

O número de REYNOLDS para a troca de calor é definido como:

$$Re_h = \frac{d_2 F_h W_s}{29 \mu_s M A_x} \quad (2.32)$$

onde:

d_2 = diâmetro externo dos tubos (pol);

W_s = vazão em massa do fluido do casco (lbm/h);

μ_s = viscosidade do fluido do casco (centipoises);

A_x = área do fluxo cruzado limitado pelo feixe de tubos, dada por:

$$A_x = C_a \ell_3 d_3 \quad (p\tilde{e}^2) \quad (2.33)$$

Com base nessa discussão, o fator de transferência de calor para o escoamento através do casco (B_o) é definido por:

$$B_o = \frac{h_{ob} d_2}{16,1 K_s} \left(\frac{C_s \mu_s}{K_s} \right)^{-1/3} \phi_s^{-1} \quad (2.34)$$

onde:

ϕ_s = fator de correção para a variação de viscosidade, dado por:

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_{Te}} \right)^{0,14} \quad (2.35)$$

μ_{Te} = viscosidade do fluido à temperatura da superfície externa da parede do tubo (T_o);

$\frac{C_s \mu_s}{K_s}$ = número de PRANDTL;

h_{ob} = coeficiente de película para o escoamento através do feixe de tubos entre as chicanas extremas no trocador ($\text{BTU}/\text{hp}^\circ\text{F}$).

As curvas de B_o , apresentadas nas Figuras 2.5, 2.6 e 2.7, foram calculadas através da equação (2.34), usando os dados dos coeficientes de troca de calor obtidos em testes com bancos de tubos e trocadores de calor comerciais. As curvas são traçadas em função do número de REYNOLDS para troca de calor (Re_h), para p/d_2 igual a 1,25 e 1,50, e para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado, respectivamente.

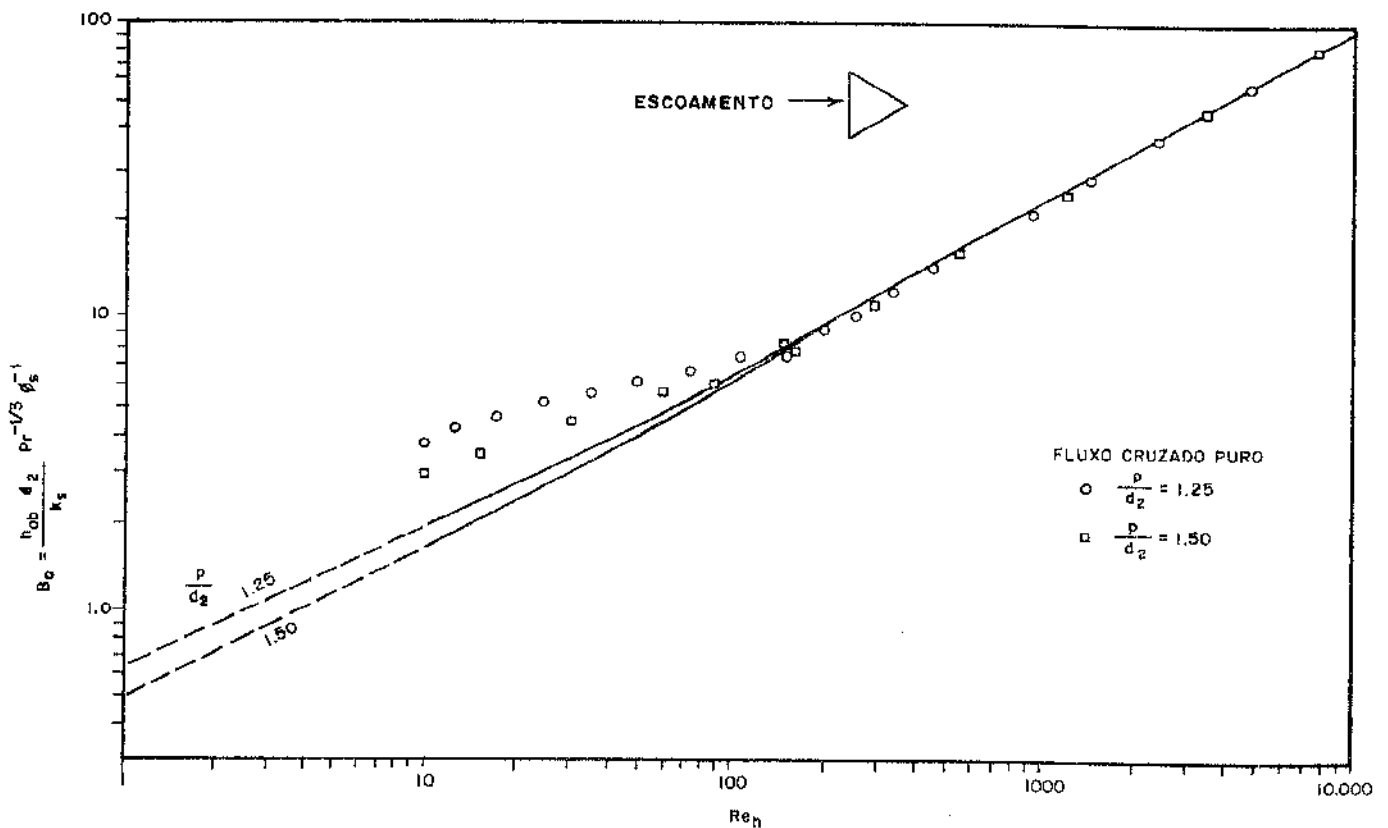


FIGURA 2.5 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O LADO DO CASCO. ARRANJO TRIANGULAR DE TUBOS(2.5)

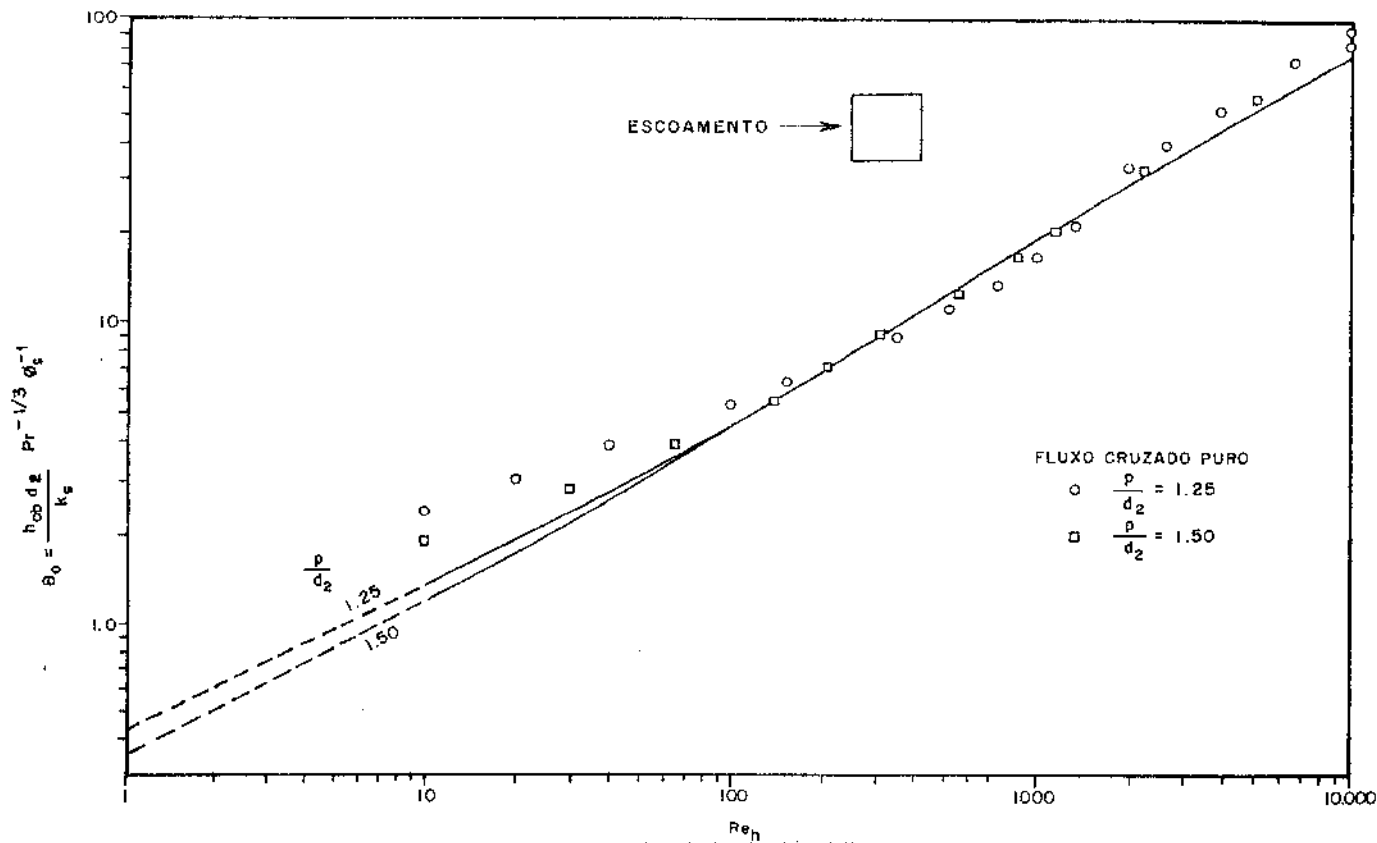


FIGURA 2.6 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O LADO CO CASCO. ARRANJO QUADRADO DE TUBOS^(2.5).

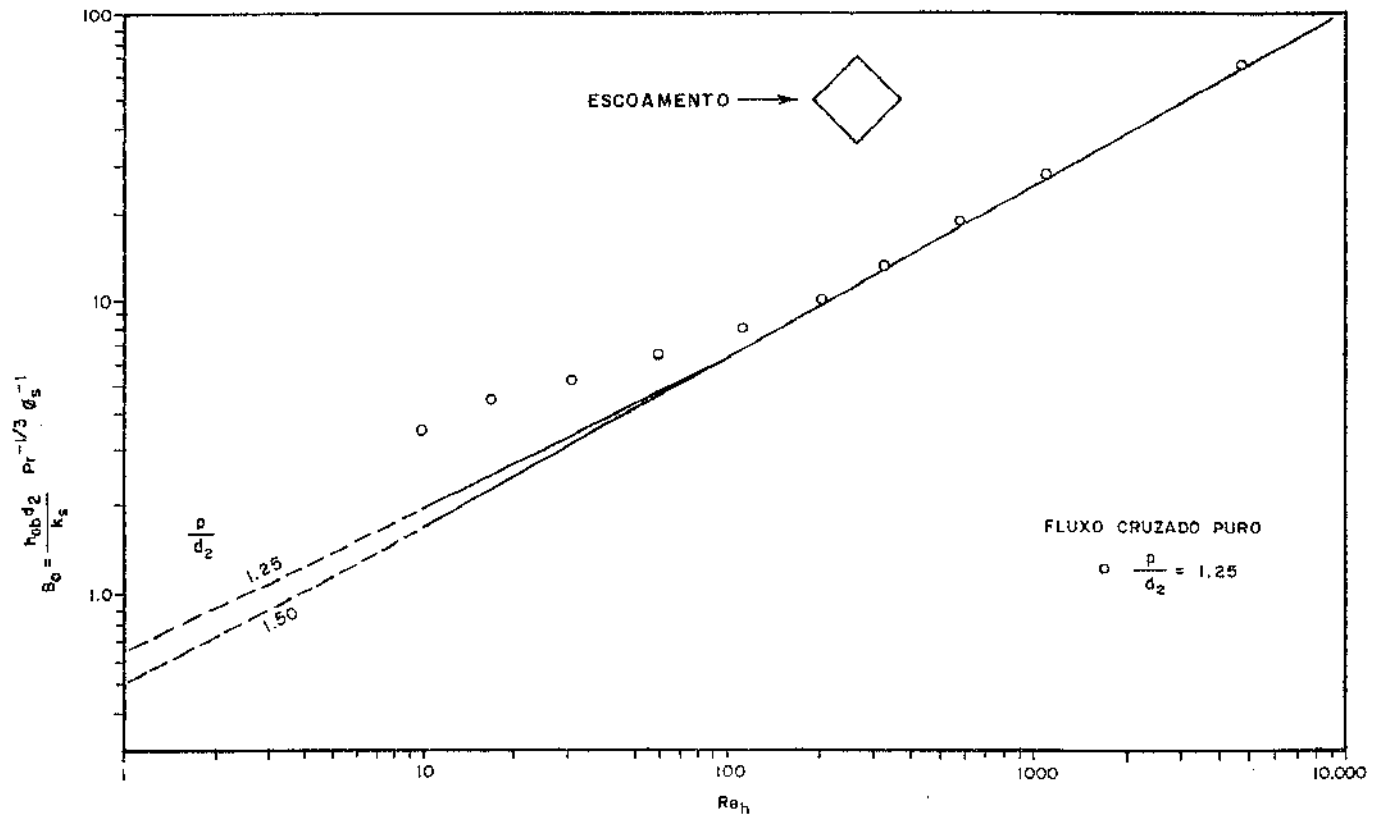


FIGURA 2.7 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O LADO DO CASCO. ARRANJO QUADRADO ROTACIONADO DE TUBOS^(2.5).

Da equação (2.34) vem:

$$h_{ob} = \frac{16,1}{d_2} B_o K_s \left(\frac{C_{s,u_s}}{K_s} \right)^{1/4} \phi_s \quad (\text{BTU/h } \text{pé}^2\text{O}^\circ\text{F}) \quad (2.36)$$

Nos trocadores cujos espaçamentos entre os espelhos e as chicanas extremas são maiores do que o espaçamento entre as chicanas internas, o escoamento nessas regiões é menos efetivo do que o escoamento entre as chicanas do ponto de vista da troca de calor. Este efeito no coeficiente de troca de calor pode ser compensado supondo-se que o fluxo de massa nessa região é inversamente proporcional ao espaçamento e que o coeficiente de película é proporcional à potência 0,6 do fluxo de massa. Para isso, TINKER definiu uma efetividade do lado do casco (E_s):

$$E_s = \frac{l_2 + (l_1 - l_2) \left(\frac{2l_3}{l_1 - l_2} \right)^{0,6}}{l_1} \quad (2.37)$$

onde:

l_1 = comprimento dos tubos entre os espelhos de tubos (pol);

l_2 = comprimento dos tubos entre as chicanas extremas;

$$l_2 = l_3 (N_{chi} - 1) \quad (\text{pol}) \quad (2.38)$$

N_{chi} = número de chicanas;

l_3 = espaçamento entre chicanas (pol).

O coeficiente de película do lado do casco é dado então por:

$$h_o = h_{ob} E_s \quad (\text{BTU/h } \text{pé}^2\text{O}^\circ\text{F}) \quad (2.39)$$

2.2.5 - Distribuição do escoamento para efeito de cálculo da perda de carga no lado do casco

Para o trocador considerado limpo, a distribuição do escoamento segue as mesmas premissas de distribuição de fluxo válidas para o cálculo do coeficiente de película. A fração (F_p) da vazão total que atravessa a área do fluxo cruzado (A_X) é dada por:

$$F_p = F_h = \frac{1}{1 + N_p \left(\frac{d_I}{p} \right)^{1/2}}$$

onde $N_p = N_h$.

Para o trocador considerado sujo os depósitos alteram a distribuição de fluxo, que já não toma como base as dimensões e espaçamentos do projeto original.

Para a determinação de F_p , pode-se supor que os espaços anulares tubo-chicana estejam completamente fechados com depósitos, reduzindo a zero o escoamento e a área desses espaços.

Da equação (2.18), tem-se

$$F_p = \frac{Q_{BR}}{Q_{BR} + Q_{CR} + Q_{ER}} \quad (2.40)$$

A área que existia para a passagem do fluxo fica reduzida para aproximadamente 80% do valor considerando o trocador limpo. A unidade atua como se a massa do fluido que atravessa o feixe fosse acrescida de

$$\frac{1}{0,80} = 1,25 \text{ vezes o valor de } F_p.$$

Tem-se, então, por analogia com a equação (2.19) fazendo $Q_{AR} = 0$, que:

$$F_p = 1,25 \frac{1}{1 + \left(\frac{d_I}{p} \right)^{1/2} \left[\frac{Q_{CR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_I} \right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_I} \right)^{1/2} \right]} =$$

$$= \frac{1}{0,80 + \left(\frac{d_1}{p}\right)^{1/2} \left[\frac{Q_{CR}}{1,25Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{1,25Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} \right]} \quad (2.41)$$

Esta expressão pode ser re-escrita como:

$$F_p = \frac{1}{0,8 + N_p \left(\frac{d_1}{p}\right)^{1/2}} \quad (2.42)$$

onde:

N_p = número estimativo para efeito de cálculo da perda de carga.

De (2.41) e (2.42) obtêm-se:

$$N_p = \frac{Q_{CR}}{1,25Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{1,25Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1}\right)^{1/2} \quad (2.43)$$

A dedução de N_p para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado é dada no Anexo A.2.2 e as equações resultantes são as seguintes:

. arranjo triangular de tubos:

$$N_p = \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2}\right)^{3/2} + 1,18 \cdot c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3}\right) \left(\frac{p}{p-d_2}\right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1}\right) \quad (2.44)$$

. arranjo quadrado de tubos:

$$N_p = \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2}\right)^{3/2} + 0,93 \cdot c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3}\right) \left(\frac{p}{p-d_2}\right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1}\right) \quad (2.45)$$

. arranjo quadrado rotacionado de tubos:

$$N_p = 0,72 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,93 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.46)$$

2.2.6 - Perda de carga para o escoamento do lado do casco

O número de REYNOLDS para a perda de carga é definido como:

$$Re_p = \frac{d_2 F W_s}{29 \mu_s A_x} \quad (2.47)$$

A perda de carga para o escoamento cruzado (ΔP_x) foi definida a partir de uma modificação da equação de FANNING^(2.5), e é dada por:

$$\Delta P_x = 0,335 f_x C_x \frac{d_1}{p} \frac{N_{ec}}{\rho_s \phi_s} \left(\frac{F W_s}{10^5 A_x} \right)^2 (\text{lbft/pol}^2) \quad (2.48)$$

onde:

f_x = coeficiente de atrito do escoamento cruzado.

As curvas para f_x são apresentadas nas Figuras 2.8, 2.9 e 2.10, em função do número de REYNOLDS para a perda de carga (Re_p), para as razões p/d_2 de 1,25, 1,30, 1,40 e 1,50, e para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado. Elas foram obtidas pelo mesmo procedimento usado na determinação das curvas de B_o .

N_{ec} = número de espaços entre chicanas,

$$N_{ec} = N_{chi} + 1 \quad (2.49)$$

C_x = constante para as fileiras dos tubos cruzados no escoamento cruzado. Ela é definida para os arranjos de tubos como segue:

. arranjo triangular:

$$C_x = 1,155 \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.50a)$$

. arranjo quadrado:

$$C_x = 1 - \frac{\ell_c}{d_1} \quad (2.50b)$$

. arranjo quadrado rotacionado:

$$C_x = 1,414 \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (2.50c)$$

A perda de carga na janela da chicana (ΔP_j) tem como base a perda de altura dinâmica do escoamento através da janela (c_{12}), por chicana, e é dada por:

$$\Delta P_j = 0,084 \, c_{12} \frac{N_{ec}}{\rho_s \phi_s} \left(\frac{F_j W_s}{10^5 A_j} \right)^2 \quad (\text{lbf/pol}^2) \quad (2.51)$$

onde:

F_j = fração da vazão total que atravessa uma janela de chicana;

A_j = área de uma janela de chicana.

A expressão:

$$\Delta P_s = 0,335 \, f_x C_x \frac{d_1}{p} \frac{N_{ec}}{\rho_s \phi_s} \left(\frac{F_p W_s}{10^5 A_x} \right)^2 \left[1 + \frac{p}{d_1 C_x} \frac{f_j}{f_x} \frac{A_x}{A_j} \right]^2, \quad (2.52)$$

é resultado da combinação das equações (2.48) e (2.51) e da hipótese de que $F_j = F_p$ e $c_{12} = 4f_j$, onde:

f_j = coeficiente de atrito do escoamento na janela.

TINKER supôs ainda que os coeficientes de atrito variam com $Re_p^{-0,3}$. Tem-se que:

$$f_x \propto \frac{C_8}{4} (Re_p)^{-0,3}$$

$$f_j \propto \frac{C_{12}}{4} (Re_p)^{-0,3}$$

De onde:

$$\frac{f_j}{f_x} = \frac{c_{12}}{c_8} \left(\frac{\Lambda_x}{\Lambda_j} \right)^{-0,3} \quad (2.53)$$

com:

c_8 = perda de altura dinâmica do escoamento através de uma fileira de tubos no arranjo triangular de tubos.

Partindo das equações (2.52) e (2.53), supondo que $c_{12}=2$, $c_8=0,6$ e que a perda de carga na janela varia com a média geométrica das velocidades na janela e no escoamento cruzado, TINKER deduziu a expressão para a perda de carga do lado do casco, não incluindo a perda de carga nos bocais do casco:

$$\Delta P_s = 0,335 \frac{f_x c_x}{p} \frac{d_1}{p} \frac{N_{ec}}{p_s \phi_s} \left(\frac{F_p W_s}{10^5 \Lambda_x} \right)^2 \left(1 + Y \frac{p}{d_1} \right) \quad (2.54)$$

(lbf/pol²)

onde:

Y = fator de perda de carga para a janela da chicana, dado por:

$$Y = \frac{y}{(c_{14})^{0,85}} \quad (2.55)$$

com:

y = fator que considera as proporções da janela da chicana, dado por:

$$y = \frac{4,08}{c_x} \left(\frac{144 C_a \ell_3}{c_2 d_1 \alpha} \right)^{0,85} \quad (2.56)$$

O Anexo A.2.1 contém uma sequência de cálculo para determinação do coeficiente de troca de calor e perda de carga do lado do casco, através do método de TINKER.

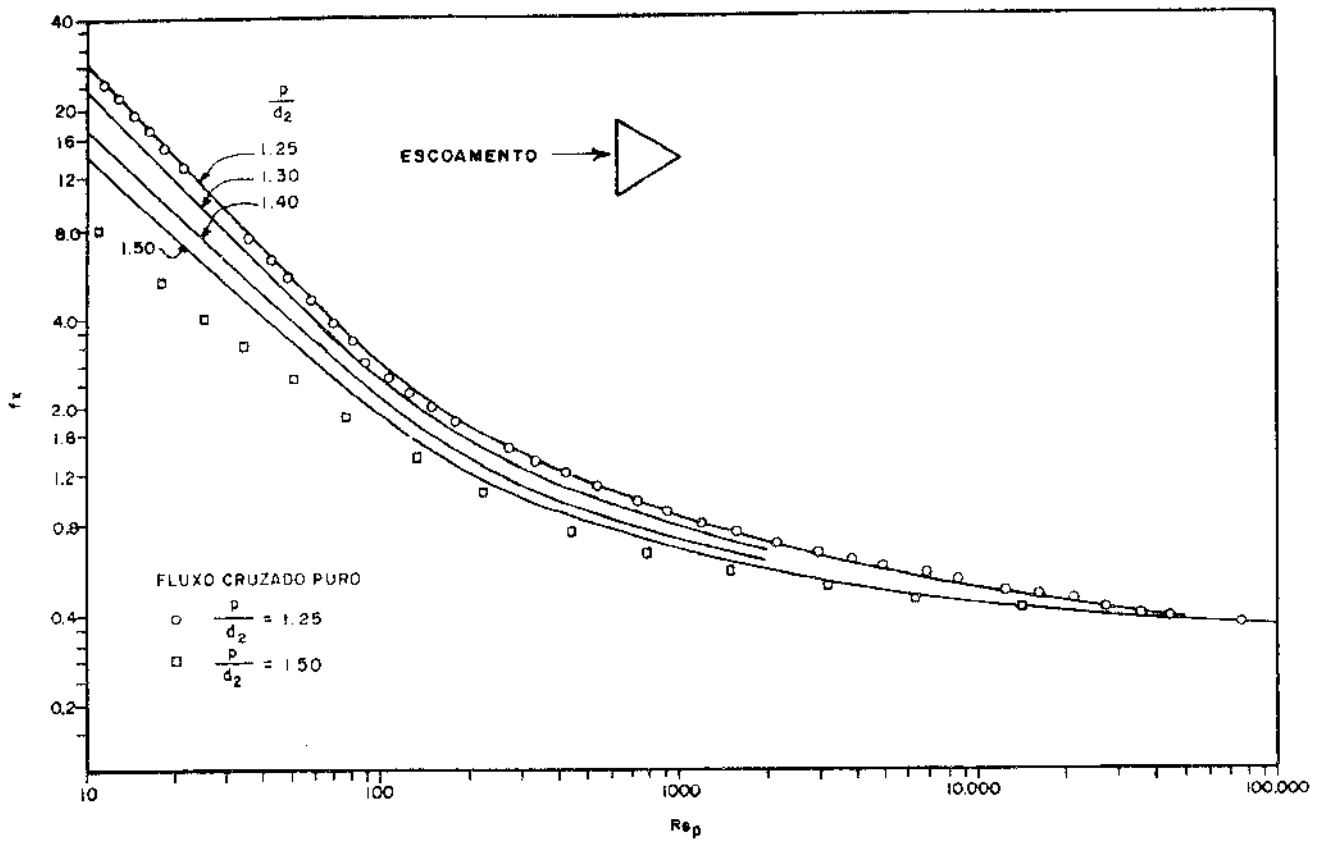


FIGURA 2.8 - COEFICIENTE DE ATRITO NO ESCOAMENTO CRUZADO PARA CÁLCULO DA PERDA DE CARGA, ARRANJO TRIANGULAR DE TUBOS (2.5).

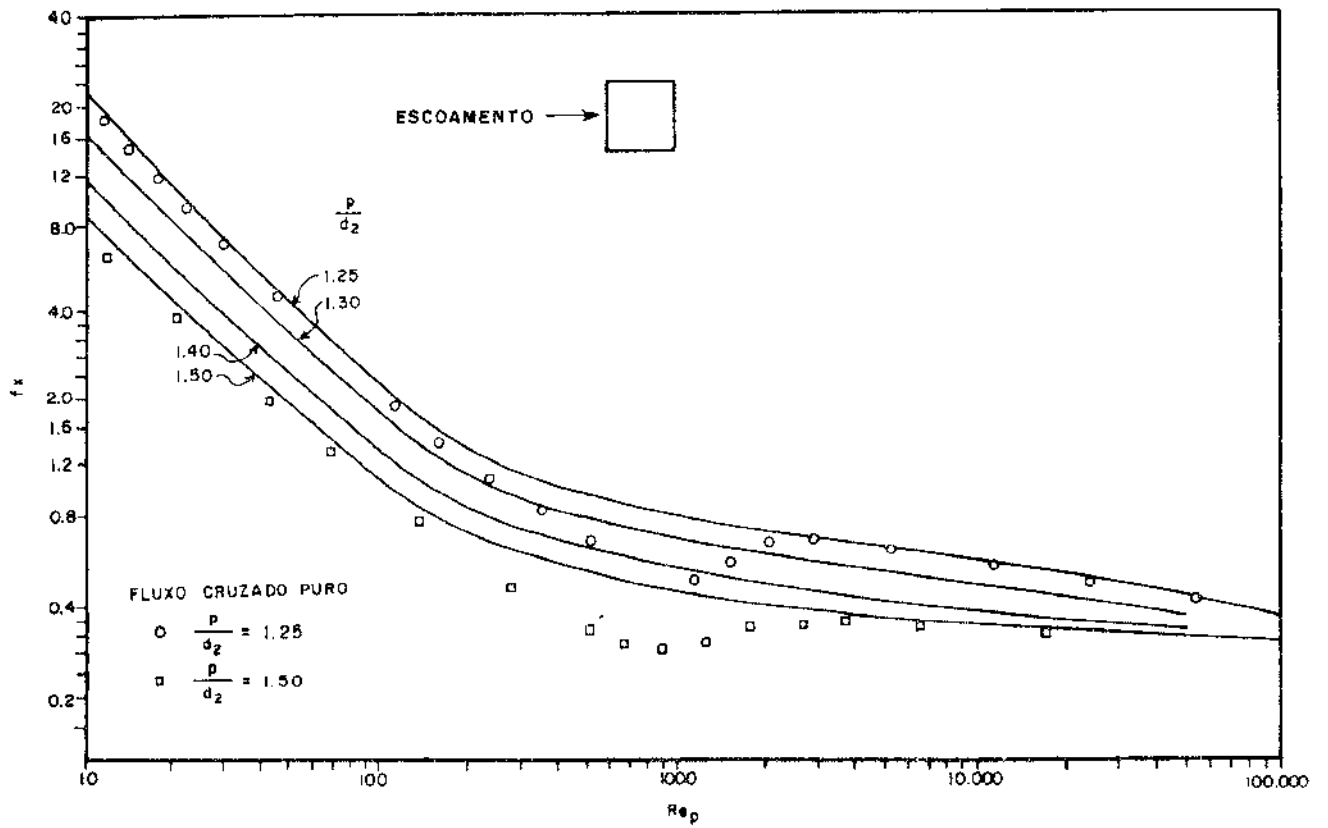


FIGURA 2.9 - COEFICIENTE DE ATRITO NO ESCOAMENTO CRUZADO PARA O CÁLCULO DA PERDA DE CARGA, ARRANJO QUADRADO DE TUBOS (2.5).

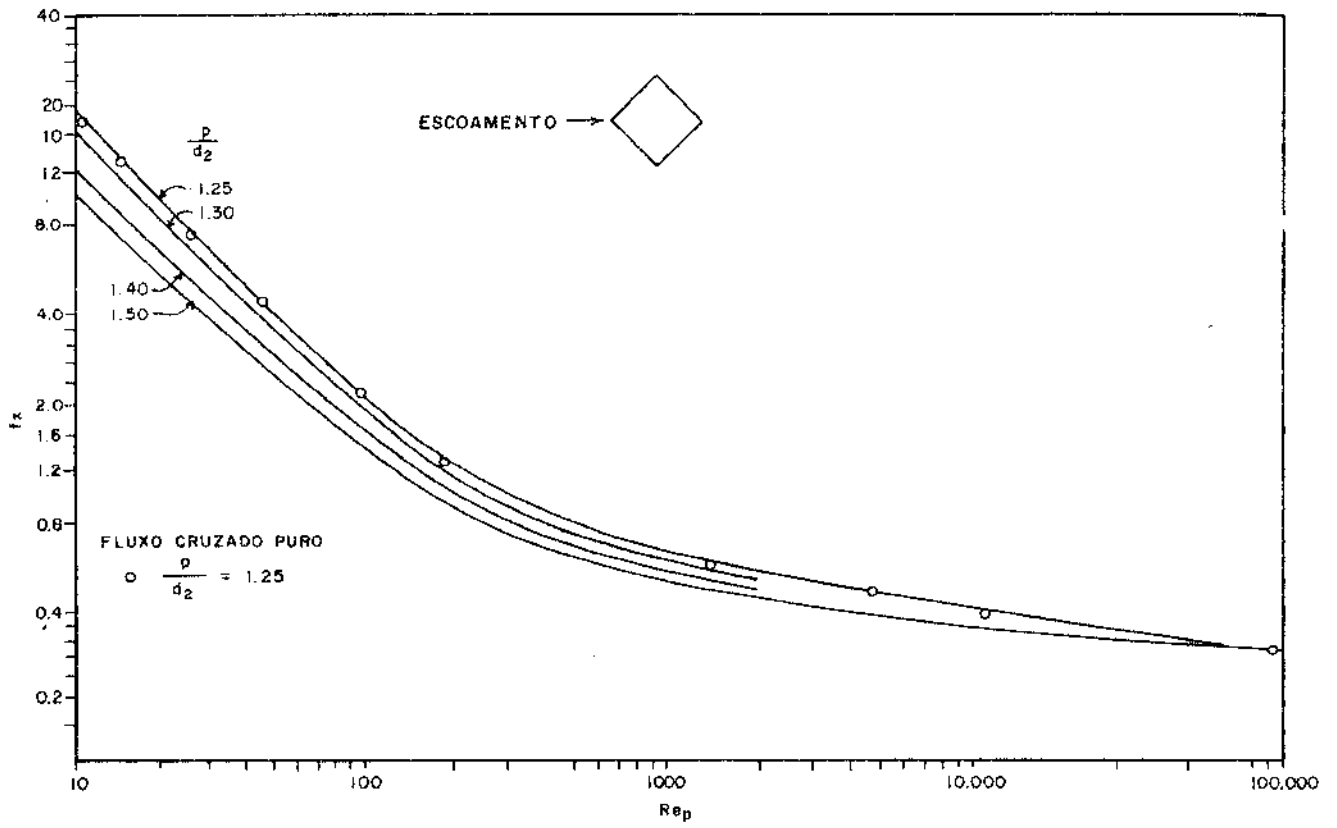


FIGURA 2.10 - COEFICIENTE DE ATRITO NO ESCOAMENTO CRUZADO PARA O CÁLCULO DA PERDA DE CARGA. ARRANJO QUADRADO ROTACIONADO DE TUBOS^(2.5).

2.3 - MÉTODO DE BELL

O método de BELL para o cálculo do coeficiente de película e perda de carga para o escoamento do lado do casco^(2.7) é baseado em dados experimentais sobre o comportamento termo-hidráulico de trocadores de calor comerciais, obtidos em duas etapas. Na primeira, foi feito um estudo da dinâmica do fluido e das características de troca de calor em bancos de tubos ideais. Na segunda, partindo dos dados do comportamento ideal, foram estudados os efeitos da introdução de algumas alterações mecânicas no banco de tubo ideal, tornando-o similar aos feixes encontrados em trocadores de calor comerciais.

Para isso os bancos de tubos estudados foram divididos em três classes:

- 1.^a - feixe de tubos ideal;
- 2.^a - feixe de tubos uniforme com arranjo geométrico regular e com folga permitida entre a fileira de tubos mais externa do feixe e a parede do banco;
- 3.^a - feixe de tubos conforme trocadores casco e tubo comerciais, com folgas que causam desvios e vazamentos do escoamento.

2.3.1 - Fluxo através de bancos de tubos

O uso do fluxo de massa (G_m) através da área da seção transversal mínima de fluxo no banco de tubos é praticamente universal nos estudos dos bancos de tubos. Assim o número de REYNOLDS usado foi definido como:

$$Re = \frac{D_2 G_m}{\mu_b} \quad (2.55)$$

onde pode-se observar o uso do diâmetro externo dos tubos no lugar do diâmetro equivalente como dimensão característica.

Várias definições foram propostas para o coeficiente de atrito nos bancos de tubos, sendo adotada a definição seguinte:

$$f_x = \frac{2 \Delta P_b \rho_b}{4 G_m^2 N_r} \left(\frac{\mu_b}{\mu_{Te}} \right)^m \quad (2.56)$$

onde:

ΔP_b = perda de carga para o escoamento cruzado através do feixe de tubos ideal.

N_r = número de fileiras de tubos atravessadas no escoamento cruzado, dado por^(2.8):

$$N_r = \frac{d_1 - 2 \ell_c}{p_p} \quad (2.57)$$

com :

ℓ_c = corte da chicana em polegada:

$$\ell_c = c_{chi} d_1 \quad (2.58)$$

p_p = distância entre centros de tubos adjacentes paralela ao escoamento, definida para os arranjos de tubos usuais:

$$\text{. arranjo triangular: } p_p = 0,866p \quad (2.59a)$$

$$\text{. arranjo quadrado: } p_p = p \quad (2.59b)$$

$$\text{. arranjo quadrado rotacionado: } p_p = 0,707p \quad (2.59c)$$

$$\left(\frac{\mu_b}{\mu_{Te}} \right)^m = \phi = \text{gradiente de viscosidade para correção dos efeitos não isotérmicos definido por SIEDER e TATE.}$$

Vários estudos foram realizados para corrigir o efeito das condições não isotérmicas e valores experimentais de

$\frac{\mu_{Te}}{\mu_b}$ de 0,05 a 4,4 foram obtidos. Para a maioria dos casos, foi encontrado que o valor de 0,14 para o expoente m é satisfatório para a faixa completa do número de REYNOLDS^(2.9). BELL menciona que HULL^(2.10) recomenda o uso de $(\frac{\mu_{Te}}{\mu_b})^m$ para a correção dos efeitos não isotérmicos em f_x , para o regime de escoamento laminar onde $m=1,57 Re^{-0,25}$ mas, para a maioria das aplicações esse refinamento parece desnecessário.

O fator de COLBURN para a correlação dos dados de troca de calor foi definido como:

$$j_b = \frac{h_b}{C_b G_m} \left(\frac{C_b \mu_b}{K_b} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_{Te}}{\mu_b} \right)^{0,14} \quad (2.60)$$

Para o escoamento através de feixes de tubos os regimes laminar, de transição e turbulento não são bem delimitados como no caso de condutos cilíndricos. Como a área da seção transversal do canal de fluxo não é constante, os termos inerciais da equação de NAVIER-STOKES não são nulos e o início da verdadeira turbulência é mascarado na perda de carga pelos efeitos inerciais. A equação de NAVIER-STOKES indica que para o número de REYNOLDS se aproximando de zero, a perda de carga através do banco de tubos é proporcional à velocidade; em termos de quantidades adimensionais, o coeficiente de atrito é inversamente proporcional ao número de REYNOLDS. Na faixa do número de REYNOLDS em que essa relação persiste o fluxo é chamado de fluxo STOKES, no qual para geometrias de interesse comercial o número de REYNOLDS está limitado entre 20 e 100. Por isso, o regime de fluxo STOKES é frequentemente tomado como sendo o regime laminar.

A divisão dos regimes de escoamento considerada por BELL é:

- . Regime laminar: número de REYNOLDS entre 0 e 100.
- . Regime de transição: número de REYNOLDS entre 100 e 4000.
- . Regime turbulento: número de REYNOLDS acima de 4000.

(a) Feixe de tubos ideal

Como havia poucos dados disponíveis para o regime

laminar, dois estudos foram realizados. O primeiro foi um estudo visual, que somente verificou o que estava na teoria, isto é, com f_x proporcional a Re^{-1} o fluxo padrão preenche completamente o canal de fluxo sem separação, é lateral e longitudinalmente simétrico em torno do eixo de simetria e não varia com o tempo. O segundo foi um estudo quantitativo do atrito do fluido e das características de troca de calor.

No regime laminar foi observada que a dependência de f_x em relação ao número de fileiras de tubos se mostrou desprezível, como esperado, mas que j_b depende do número de fileiras de tubos; j_b é então proporcional a N_r^{-n} com $n=0,18$, verificado através de um número limitado de dados ^(2.9).

Para o regime de transição, os fenômenos viscosos e inerciais são significativos, mas uma análise é quase impossível e a extrapolação de dados causa uma certa imprecisão. Entretanto, em bancos de tubos o fluxo em transição se mostrou estável, em contraste com o que ocorre em condutos de seção transversal constante.

Não existe método preciso para o cálculo de f_x e j_b para o banco de tubos no regime de transição, mas isso é contornável considerando que nas curvas para os dois fatores, ele se situa na região de ligação entre o laminar e o turbulento, que são ambos conhecidos.

No regime turbulento, tendo em vista a grande quantidade de dados disponíveis e a existência de correlação adequada, os estudos do projeto Delaware foram feitos mais para confirmação e para verificar a continuidade dos resultados para os números de REYNOLDS mais baixos.

Vários estudos demonstraram que no regime turbulento o efeito das fileiras de tubos é significativo. Esses efeitos são apresentados na Tabela 2.1 para arranjos de tubos não alinhados.

TABELA 2.1 - VARIAÇÃO DE h_m/h_∞ COM N_r , EM ESCOAMENTO TURBULENTO PARA ARRANJOS DE TUBOS NÃO ALINHADOS ^(2.7).

N_r	1	2	3	4	5	6	7	8
$\frac{h}{h_\infty}$	0,63	0,76	0,93	0,98	0,99	1,0	1,0	1,0
$\frac{h_m}{h_\infty}$	0,63	0,70	0,77	0,83	0,86	0,88	0,90	0,91
N_r	9	10	12	15	18	25	35	72
$\frac{h}{h_\infty}$	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
$\frac{h_m}{h_\infty}$	0,92	0,93	0,94	0,95	0,96	0,97	0,98	0,99

Nesta tabela,

$\frac{h}{h_\infty}$ = razão entre o coeficiente de película em uma dada fileira e o valor para um banco de tubos ideal.

$\frac{h_m}{h_\infty}$ = razão entre o valor médio do coeficiente de película para um banco com um número dado de fileiras de tubos e o valor para um banco de tubos ideal.

Dos estudos para o banco de tubos ideal resultaram as curvas para o coeficiente de atrito (f_x) e para o fator de troca de calor (j_b), mostradas na Figura 2.11 ^(2.7), para os números de REYNOLDS entre 10 e 10.000, para as razões $p/d_2 = 1,25$ e 1,50 e para os arranjos de tubos triangular, quadrado e quadrado rotacionado.

As curvas de f_x e j_b também são mostradas na referência (2.8), para uma faixa maior do número de REYNOLDS que vai de 0 a 100.000, para as razões $p/d_2 = 1,25$, 1,30 e 1,33 e para os três arranjos de tubos usuais. A Figura 2.12 traz as curvas do fator de troca de calor e as Figuras 2.13 e 2.14 as curvas do coeficiente de atrito.

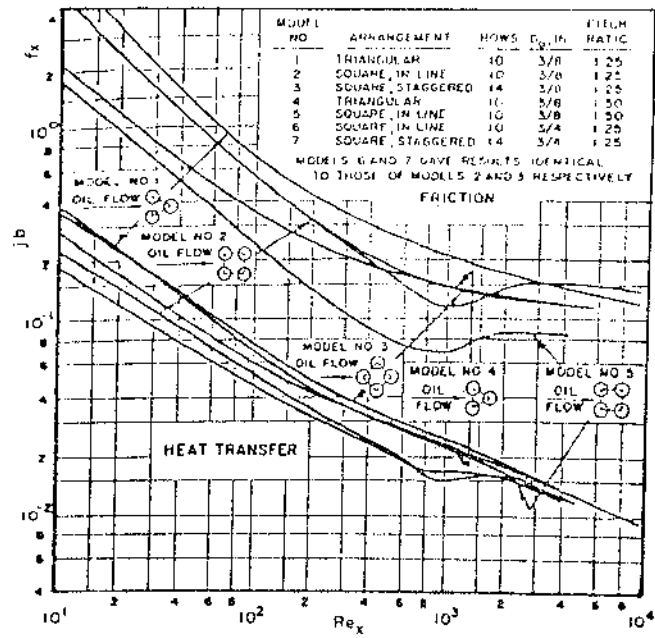


FIGURA 2.11 - COEFICIENTE DE ATRITO E FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O BANCO DE TUBOS IDEAL^(2,7).

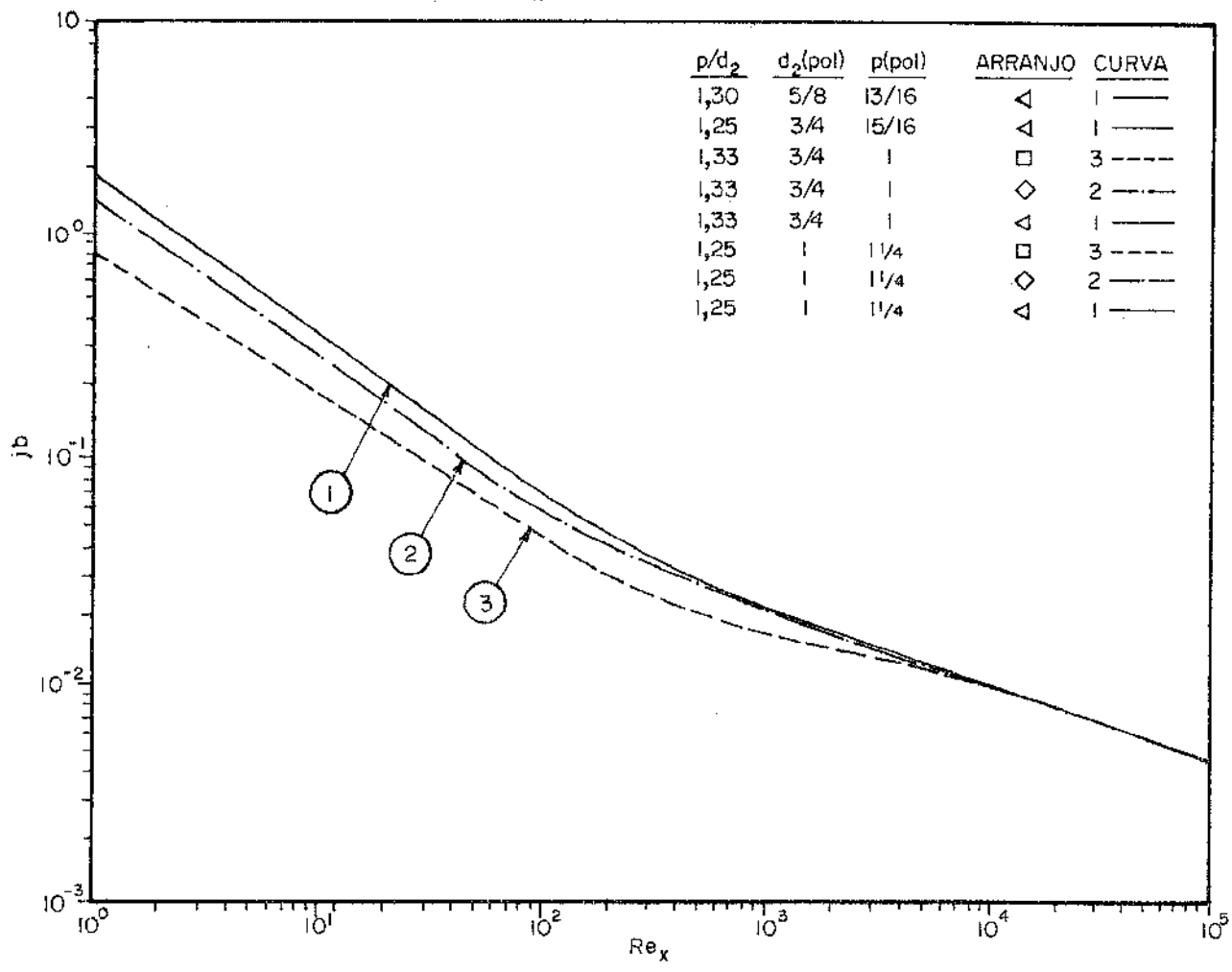


FIGURA 2.12 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O BANCO DE TUBOS IDEAL^(2,8).

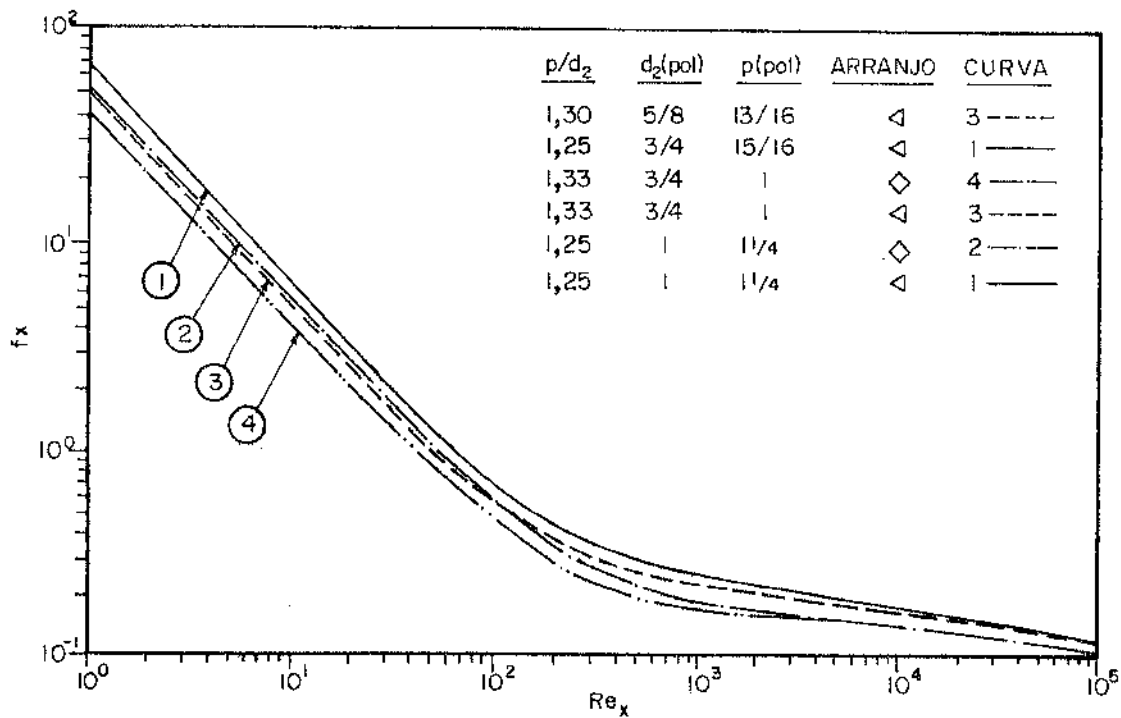


FIGURA 2.13 - COEFICIENTE DE ATRITO PARA O BANCO DE TUBOS IDEAL, PARA OS ARRANJOS DE TUBOS TRIANGULAR E QUADRADO ROTACIONADO^(2.8).

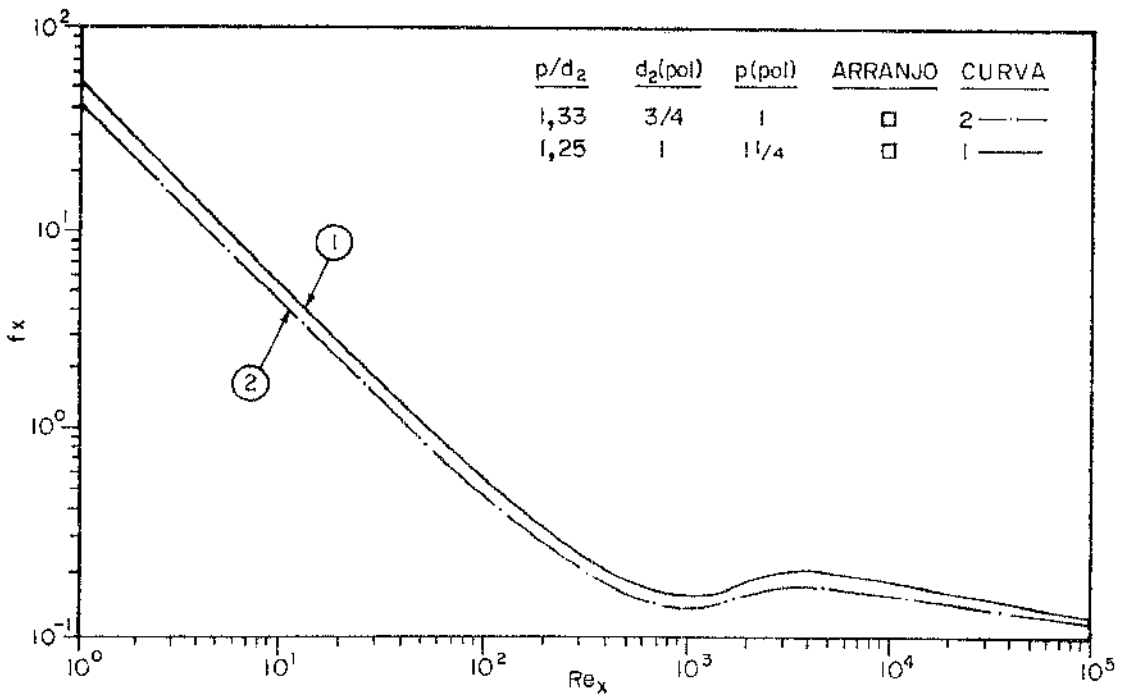


FIGURA 2.14 - COEFICIENTE DE ATRITO PARA O BANCO DE TUBOS IDEAL, PARA O ARRANJO QUADRADO DE TUBOS^(2.8).

- (b) Feixe de tubos conforme o feixe ideal, mas com corrente de desvio

Considerações mecânicas de projeto frequentemente requerem a existência de um espaço entre a fileira de tubos mais externa e o casco do trocador. Esse canal tem uma resistência relativamente pequena ao fluxo, porque um lado é livre de obstrução, e ele é relativamente inefetivo na troca de calor, já que o casco não é superfície de troca de calor.

Vários estudos foram feitos para analisar este fluxo de desvio, principalmente quanto à sua magnitude: para geometrias mais usadas, aproximadamente três-quartos (regime laminar) e metade (regime turbulento) do escoamento total fluem através do desvio. Correspondentemente, a perda de carga é um pouco menor do que um-quarto da calculada para o feixe de tubos ideal e o coeficiente de troca de calor decresce para menos de dois-terços dos resultados do feixe de tubos ideal.

A definição da área fracional de desvio F_{bp} é quase arbitrária. BELL^(2.7) sugere que o banco de tubos no qual o espaço mínimo entre os tubos mais externos e a parede é a metade do espaço entre os tubos adjacentes corresponde bem aos bancos de tubos ideais estudados anteriormente, nos quais os tubos mais externos têm a metade (longitudinalmente) engastada na parede do banco.

A área da seção de escoamento entre o feixe e o casco sendo S_{bp} , define-se F_{bp} como:

$$F_{bp} = \frac{S_{bp}}{S_m} \quad (2.61)$$

onde:

S_m = área mínima de seção do fluxo cruzado através da fileira de tubos mais próxima à linha central do trocador.

O uso de tiras selantes não só aumenta a resistência oferecida pelo canal de desvio como também força a corrente de desvio a penetrar no feixe de tubos e a se misturar com a corrente de fluxo cruzado normal aos tubos.

Os resultados dos estudos foram apresentados empiricamente pelas relações:

$$\xi_{\Delta P} = \frac{\Delta P_{bp}}{\Delta P_b} \quad , \quad \xi_h = \frac{h_{bp}}{h_b} = \exp \left[-\alpha_1 \cdot F_{bp} \left(1 - \sqrt[3]{\frac{2N_{ss}}{N_r}} \right) \right] \quad (2.62)$$

para $N_{ss} \leq \frac{N_r}{2}$, e

$$\xi_{\Delta P} = \xi_h = 1 \quad \text{para} \quad N_{ss} > \frac{N_r}{2} \quad (2.63)$$

onde:

$\xi_{\Delta P}, \xi_h$ = fatores de correção para levar em conta o efeito do desvio na perda de carga e no coeficiente de película no fluxo cruzado.

$\Delta P_{bp}, h_{bp}$ = perda de carga e coeficiente de película para o fluxo cruzado depois da correção do desvio, sem vazamentos. (lbf/pe², BTU/h pe² °F).

$\Delta P_b, h_b$ = perda de carga e coeficiente de película para o banco de tubos ideal (lbf/pe², BTU/h pe² °F)

N_{ss} = número de pares de tiras selantes.

α_1 = constante empírica, dada na Tabela 2.2, abaixo.

TABELA 2.2 - VALORES DA CONSTANTE α_1 PARA OS REGIMES DE FLUXO LAMINAR E TURBULENTO^(2.7).

RELAÇÃO	REGIME	
	LAMINAR	TURBULENTO
ξ_h	1,5	1,35
$\xi_{\Delta P}$	5,0	4,0

2.3.2 - Trocadores cilíndricos com chicanas, considerando desvios e vazamentos desprezíveis.

O passo seguinte no estudo dos bancos de tubos foi

o estudo de trocadores cilíndricos com chicanas, nos quais as correntes de desvio e vazamento foram eliminadas ou minimizadas por técnicas experimentais e de projeto. Para minimizar a corrente de desvio na folga feixe-casco, foi usado um "layout" dos tubos rigorosamente correspondente à curvatura do casco.

(a) Perda de carga na região do fluxo cruzado.

Uma primeira questão a ser resolvida foi a da área a ser usada no cálculo das velocidades do fluxo cruzado no trocador cilíndrico. Nos testes efetuados a área de fluxo variou muito pouco de fileira para fileira de tubos e os valores correspondentes às fileiras de tubos centrais foram adotados. Dentro dos limites usuais dos projetos comerciais, o uso da área mínima de fluxo próxima ou na linha central do trocador (S_m) introduz pequenos erros na perda de carga calculada, e ainda menores no cálculo do coeficiente de película.

O número de REYNOLDS que correlaciona esses resultados é o dado pela equação (2.55).

Para o regime de escoamento laminar, a perda de carga na seção do fluxo cruzado apresentou valores de 0 a 60% menores do que para o banco de tubos ideal. Na prática é aconselhado o uso da correlação para o coeficiente de atrito do banco de tubos ideal, equação (2.56), corrigida para os efeitos do desvio pelas equações (2.62) e (2.63), usando o α_1 da Tabela 2.2 para o regime laminar.

Para o escoamento turbulento, os estudos foram feitos em dois modelos, um com um pouco mais do que o dobro de fileiras de tubos na seção do fluxo cruzado do que o outro. Eles apresentaram resultados para a perda de carga que variam de $\pm 10\%$ relativamente ao banco de tubos ideal, e foi demonstrado que os resultados do banco de tubos ideal se adaptam melhor às unidades que possuam um número maior de fileiras de tubos na seção do fluxo cruzado^(2.8). Concluiu-se portanto que, para a perda de carga no fluxo cruzado, é bom o uso das curvas do coeficiente de atrito do banco de tubos ideal e da equação (2.56), com os efeitos do desvio levados em conta pelas equações (2.62) e (2.63), com α_1 da Tabela 2.2 para o regime turbulento.

Os resultados para aquecimento e resfriamento são novamente corrigidos para os efeitos não isotérmicos pelo uso de

$$\left(\frac{\mu_s}{\mu_{Te}}\right)^{0,14}$$

(b) Perda de carga na região da janela

Para o escoamento laminar na região da janela, verificou-se que nenhuma velocidade é adequada para correlacionar os dados de perda de carga, mas que as velocidades na seção do fluxo cruzado (V_m) e na seção da janela (V_j) devem ser consideradas através de sua média geométrica, dada por:

$$V_z = \sqrt{V_m V_j} \quad (\text{pé/s}) \quad (2.64)$$

COLBURN^(2.11) sugeriu a divisão da perda de carga na região da janela em efeitos individuais que são avaliados e posteriormente somados para dar a perda de carga total. Esse argumento é arbitrário mas se mostrou bastante confiável para aplicação na maioria das geometrias desejadas. No regime laminar, os fenômenos que dissipam energia, e assim contribuem para a perda de carga na janela, são: a perda por atrito devido ao fluxo normal aos tubos, a perda por atrito devido ao fluxo paralelo aos tubos e os efeitos na energia cinética devido à mudança de direção do fluxo na janela. Como medida de perda por atrito no escoamento laminar, COLBURN definiu $\left(\frac{V_m \mu_s}{d}\right)$, aplicável ao caso da janela usando como velocidade, a velocidade média geométrica (V_z).

Como o fluxo normal aos tubos não penetra uniformemente na janela COLBURN tomou a média das restrições encontradas pelo fluxo cruzado através da janela (N_j) como igual ao número de fileiras de tubos entre o topo da chicana e o casco. Na janela a última ou as duas últimas fileiras geralmente não têm muitos tubos, e admitiu-se em consequência, que as fileiras tendo menos da metade do número de tubos da fileira central do trocador não são incluídas no cálculo de N_j . Foi sugerido que o comprimento efetivo do fluxo cruzado na janela fosse tomado como a metade da distância do topo da chicana ao centro de gravidade do segmento da janela; essa distância é aproximadamente 0,4 vezes a altura da janela (l_c) para as geometrias de interesse comercial. Assim:

$$N_j = \frac{0,8 \ell_c}{p_p} \quad (2.65)$$

com ℓ_c e p_p definidos anteriormente.

Na referência (2.7), a perda de carga devida ao fluxo normal aos tubos é dada por $28 \frac{V_z \mu_s N_j}{d}$.

A referência (2.9) cita que, para o fluxo normal aos tubos a perda de carga para o modelo testado é igual a $23 \frac{V_z \mu_s N_j}{d}$, sendo corrigida para o efeito de desvio através da relação $\xi \Delta p$ para o regime laminar. Já na referência (2.8) BELL apresenta a referida perda de carga como igual a $26 \frac{V_z \mu_s N_j}{d}$.

Para o caso do fluxo paralelo aos tubos foi aplicado o conceito ($\frac{V_m \mu_s}{d}$), usando novamente a velocidade média geométrica (V_z) e, como dimensão característica, o diâmetro volumétrico equivalente da janela (D_j), definido como quatro vezes a razão entre a área livre de escoamento e o perímetro molhado na janela:

$$D_j = 4 \frac{S_j}{Nt_{j1} \pi d_2 + r_1 \theta} \quad (\text{pé}) \quad (2.66)$$

onde:

Nt_{j1} = número de tubos na janela mais os espaçadores;

θ = ângulo de corte da chicana, dado por^(2.8):

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - \frac{2 \ell_c}{d_1} \right) \quad (2.67)$$

O comprimento do trajeto do fluxo paralelo é dado pela razão do espaçamento entre as chicanas (ℓ_3) e o diâmetro volumétrico (D_j). A perda de carga devido ao fluxo paralelo na janela é dada por $26 \left(\frac{V_z \mu_s}{D_j} \right) \left(\frac{\ell_3}{D_j} \right)$.

A perda devido à mudança de direção do fluxo na janela é tomada como sendo $2 \left(\frac{\rho_s V_z^2}{2} \right)$.

Somando esses efeitos obtém-se a perda de carga na janela da chicana para o regime laminar de escoamento^(2.8):

$$\Delta P_j = 26 \left(\frac{V_z \mu_s}{d} \right) N_j + 26 \left(\frac{V_z \mu_s}{D_j} \right) \left(\frac{\ell_3}{D_j} \right) + 2 \frac{\rho_s V_z^2}{2} \quad (2.68)$$

(lbf/pé²)

Para o regime turbulento, as medidas feitas com várias combinações de cortes e espaçamentos de chicanas mostraram que as perdas de carga encontradas eram $\pm 15\%$ em torno do valor médio obtido para a perda de carga para o regime laminar. As mais altas perdas de carga foram encontradas em combinações de pequenos espaçamentos com grandes cortes de chicana, indicando que uma alta velocidade no fluxo cruzado leva a uma alta perda de carga na janela. COLBURN^(2.11) sugeriu que a perda de carga fosse dividida em duas partes: a primeira seria a perda de carga devido à mudança de direção do escoamento de uma seção do fluxo cruzado para outra e a segunda seria a perda de carga devido ao fluxo do fluido através do número característico de restrições na janela. A velocidade média geométrica é usada e a perda devido à mudança de direção do fluxo é dada por $2 \left(\frac{\rho_s V_z^2}{2} \right)$

Para os bancos de tubos testados, a perda por restrição durante o fluxo através dos bancos é em torno de 60% da perda de altura dinâmica. COLBURN sugeriu, então, que a perda por atrito devido às restrições na janela fosse tomada como igual a $0,6 N_j$ da perda de altura dinâmica, onde N_j é o mesmo definido para o regime laminar. Nenhuma informação foi dada a respeito dos efeitos do desvio na perda de carga na janela para o regime turbulento. Assim, a perda de carga é dada por:

$$\Delta P_j = (2 + 0,6 N_j) \frac{\rho_s V_z^2}{2} \quad (lbf/pé^2) \quad (2.69)$$

(c) Troca de calor nas regiões do fluxo cruzado e janela da chicana.

No regime turbulento, para se chegar a uma correlação para o coeficiente de troca de calor do lado do casco, foi necessário analisar até que ponto seria bom somar ou fazer a média dos coeficientes de troca de calor do fluxo cruzado e da janela e postular uma forma adequada para as equações desses coeficientes. A dedução foi feita e está apresentada no Apêndice IV da referência (2.7) onde os coeficientes de troca de calor para o fluxo cruzado (h_x) e para a região da janela (h_j) são baseados na velocidade

de máxima do fluxo cruzado (V_m) e na velocidade média geométrica (V_z), respectivamente, e são dados por:

$$h_x = b V_m^{0,6}$$

$$h_j = \beta V_z^{0,6}$$

onde:

b, β = constantes dimensionais que dependem da geometria do banco de tubos e das propriedades do fluido: geralmente são diferentes.

O coeficiente h_{n_ℓ} para o lado do casco é dado por:

$$h_{n_\ell} A_T = h_x A_x + A_j A_{Tj}$$

onde:

A_T = área total da seção do casco, dada por:

$$A_T = \frac{\pi d_1^2}{4} (\text{pol}^2) \quad (2.70)$$

A_x = área da seção do escoamento cruzado;

A_{Tj} = área total das seções de duas janelas:

$$A_{Tj} = 2A_j (\text{pol}^2) \quad (2.71)$$

A_j = área de uma janela de chicana, dada por:

$$A_j = \frac{1}{2} r_1^2 (\theta - \sin\theta) (\text{pol}^2) \quad (2.72)$$

com θ estimado pela equação (2.67), sendo r_1 o raio do casco.

As equações resultantes da dedução são as seguintes:

$$h_{n_\ell} = \phi_B h_x \quad (\text{BTU/h pé}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \quad (2.73)$$

$$\phi_B = 1 - r + 0,524r^{0,32} \left(\frac{S_m}{S_j} \right)^{0,03} \quad (2.74)$$

$$r = \frac{A_{Tj}}{A_T} \quad (2.75)$$

onde o coeficiente h_x é o mesmo determinado pela equação (2.60) e,

$h_{n\ell}$ = coeficiente de troca de calor médio do lado do casco para o trocador sem desvio e sem vazamentos;

ϕ_B = fator de correção para o coeficiente de película do feixe ideal (correspondente à seção de escoamento cruzado no trocador estudado), para levar em conta os efeitos das chicanas e das janelas.

Se ϕ_B não variar muito com (S_m/S_j) , o termo $(S_m/S_j)^{0,03}$ pode ser tomado igual a 1.

O fator de troca de calor para o regime turbulento é dado por:

$$j_s = \frac{h_{n\ell} X_t}{\phi_B \xi_{h,t} C_s G_m} \left(\frac{C_s \mu_s}{K_s} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_{Te}}{\mu_s} \right)^{0,14}, \quad (2.76)$$

onde

X_t é um fator de correção para considerar no coeficiente de troca de calor, o efeito do número real de fileiras de tubos do trocador frente ao número de fileiras do banco de tubos ideal, correspondente à região de escoamento cruzado entre dois cortes de chicanas consecutivas; é encontrado através dos dados da Tabela 2.1 e é dado por:

$$X_t = \frac{\left(\frac{h_m}{h_\infty} \right)_{\text{feixe de tubos ideal}}}{\left(\frac{h_m}{h_\infty} \right)_{\text{trocador considerado}}} \quad (2.77)$$

As relações $\frac{h_m}{h_\infty}$ para o feixe de tubos ideal e para o trocador são funções de N_r e N_{r1} , respectivamente, onde:

N_{r1} = número efetivo de fileiras de tubos do fluxo cruzado em série num trocador com chicanas. É definido por:

$$N_{r1} = (N_{chi}+1)N_r + (N_{chi}+2)N_j \quad (2.78)$$

N_{chi} é o número de chicanas e N_j é definido pela equação (2.65).

Para o regime laminar, o fator de troca de calor recomendado é dado por:

$$j_s = \frac{h_{n\ell} X_\ell}{\phi_B \xi_{h,\ell} C_s G_m} \left(\frac{C_s \mu_s}{K_s} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_{Te}}{\mu_s} \right)^{0,14} \quad (2.79)$$

Deve ser enfatizado que as correlações propostas até agora referem-se à trocadores com chicanas segmentares sem vazamentos nem desvios e estão sempre relacionadas com as curvas para o correspondente banco de tubos ideal.

2.3.3 - Trocadores com vazamentos entre as chicanas e o casco e entre os tubos e os furos nas chicanas.

Para o trocador com vazamentos nas chicanas e desvio do escoamento pelo espaço entre o feixe de tubos e o casco, o escoamento do lado do casco se distribui conforme mostrado na Figura 2.4.

Os vazamentos na chicana afetam as características do escoamento do lado do casco; parte do escoamento é desviada para outros trajetos, o que reduz a velocidade do fluxo normal aos tubos, conseqüentemente, a perda de carga e o coeficiente de película. Essa parcela desviada não sofre a mesma mudança de temperatura do fluxo cruzado, o que distorce o perfil ideal de temperatura do fluido do lado do casco. É necessário distinguir entre os efeitos das correntes de vazamento tubo-chicana e casco-chicana: as correntes de vazamento tubo-chicana fluem ao longo dos tubos na vizinhança imediata da chicana em alta velocidade, tornando significativo o processo de troca de calor do lado externo dos tubos; a corrente de vazamento casco-chicana não flue em contato com a superfície de troca de calor e isso representa uma certa perda no processo de troca de calor.

Os vários estudos e testes do projeto Delaware mostraram que os vazamentos nas chicanas em um trocador têm um efeito bem maior na perda de carga do que no coeficiente de troca de calor. Verificou-se também que a área de vazamento entre a chicana e o casco têm um efeito maior no coeficiente de troca de calor e na perda de carga do que a área correspondente ao vazamento tubo-chicana.

(a) Efeito das folgas das chicanas na perda de carga.

Para efeito de projeto, os resultados obtidos deveriam ser interpretados quantitativamente. SULLIVAN^(2.12) obteve uma solução analítica para o efeito dos vazamentos nas chicanas sobre a perda de carga, usando um trocador com uma única chicana, com vários cortes e espaços tubo-chicana (o espaço casco-chicana não foi considerado). Este estudo foi estendido mais tarde para o caso de trocadores com várias chicanas. As variáveis que descrevem o efeito dos vazamentos foram correlacionadas pelo termo:

$$\frac{S_{\ell} C_{\ell}}{S_m} (f_x N_r)^{1/2} \left(\frac{\delta p}{\Delta P_b} \right)^{1/2} \quad (2.80)$$

onde:

S_{ℓ} = área total do vazamento para uma chicana;

C_{ℓ} = coeficiente do orifício tubo-chicana;

δp = diferença efetiva de pressão para o vazamento tubo-chicana;

S_m , f_x e N_r foram definidos anteriormente.

Na relação acima, o grupo $S_{\ell} C_{\ell} (\delta p)^{1/2}$ é uma medida da velocidade do escoamento através das áreas de vazamento, e o grupo

$$\frac{S_m (\Delta P_b)^{1/2}}{(f_x N_r)^{1/2}}$$

é uma medida do escoamento através do banco de tubos entre chicanas.

as

Para facilitar os cálculos, várias relações $\frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}$ versus o termo dado por (2.80) foram propostas^(2.7), onde:

ΔP_ℓ = perda de carga para o trocador com vazamentos;

$\Delta P_{n\ell}$ = perda de carga para o trocador sem vazamentos.

O vazamento casco-chicana é concentrado na região oposta ao corte da chicana, e a perda de carga que é determinada, é dominante comparada com a do vazamento tubo-chicana. Para cada valor de $\frac{S_\ell}{S_m}$, a relação $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}})$ para o vazamento tubo-chicana dá em torno de 50% do valor correspondente ao vazamento casco-chicana. Ponderando os valores de $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}})$ para o vazamento tubo-chicana por 0,5 e os valores correspondentes ao vazamento casco-chicana por 1, os resultados caem em uma única curva. BELL admitiu aditivos os efeitos dos dois vazamentos quando cada um é ponderado por sua área da seção de escoamento correspondente, isto é

$$\left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{\text{trocador}} = \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{\text{banco ideal}} \left(\frac{S_{tb} + 2S_{sb}}{S_\ell}\right) \quad (2.81)$$

onde:

S_{tb} = área da seção do vazamento tubo-chicana (pe^2);

S_{sb} = área da seção do vazamento casco-chicana (pe^2).

A relação $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}})$ para o banco de tubos ideal em função de S_ℓ/S_m é dada pela equação (2.82) e pela Figura 2.15. Como pode ser visto na figura, o valor máximo para a relação é 0,7, que não deve ser extrapolado; ela se aplica a todas as geometrias de trocadores^(2.7). MUELLER^(2.13) em sua apresentação do método de BELL, sugere que seja adotado para os cálculos um valor da relação entre 0,75 a 0,80.

$$\left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{\text{ideal}} = 0,57 \frac{S_\ell}{S_m} + 0,27 \left[1 - \exp\left(-20 \frac{S_\ell}{S_m}\right)\right] \quad (2.82)$$

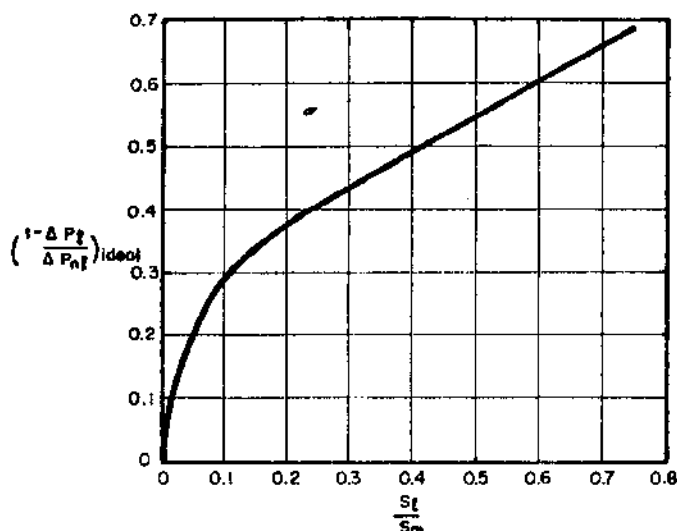


FIGURA 2.15 - EFEITO DOS VAZAMENTOS DA CHICANA SOBRE A PERDA DE CARGA PARA O LADO DO CASCO^(2.7).

A equação geral para o cálculo da perda de carga do lado do casco fica:

$$\Delta P_s = 2\Delta P_{bp} \left(1 + \frac{N_j}{N_r} \right) + \left[(N_{chi} - 1)\Delta P_{bp} + N_{chi} \Delta P_j \right] \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}} \quad (2.83)$$

(lbf/pol²)

com $\frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}$ obtida da equação (2.81).

É importante lembrar que, de acordo com as observações experimentais, o primeiro termo do lado direito da equação (2.83) considera as duas seções extremas do trocador, que se limitam com os espelhos, como seções onde não ocorrem vazamentos.

(b) Efeito das folgas das chicanas no coeficiente de película.

O efeito dos vazamentos na troca de calor é mais complexo do que na perda de carga. O efeito do vazamento tubo-chicana na troca térmica é diferente do efeito do vazamento casco-chicana. Para uma área equivalente de vazamento, o vazamento tubo-chicana dá uma redução de h_o que é cerca da metade da redução causada pelo vazamento casco-chicana. Os coeficientes h_ℓ e o h_{n_ℓ} são

definidos tendo como base a diferença média logarítmica de temperatura.

A relação $\frac{h_\ell}{h_{n_\ell}}$ em função de $\frac{S_\ell}{S_m}$ foi sugerida como uma forma adequada de considerar os efeitos dos vazamentos. Seguindo a mesma argumentação adotada para levar em conta os efeitos na perda de carga, obteve-se a expressão:

$$\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{n_\ell}}\right)_{\text{trocador}} = \left(1 - \frac{h_\ell}{h_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}} \left(\frac{S_{tb} + 2S_{sb}}{S_\ell}\right) \tag{2.84}$$

com $\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}}$ dada em função de $\frac{S_\ell}{S_m}$ na Figura 2.16 e pela equação abaixo:

$$\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}} = 0,45 \frac{S_\ell}{S_m} + 0,10 \left[1 - \exp - \left(30 \frac{S_\ell}{S_m}\right)\right] \tag{2.85}$$

onde:

h_{n_ℓ} = coeficiente de película para o trocador sem vazamentos (BTU/h pe² °F)

h_ℓ = coeficiente de película para o trocador com vazamentos (BTU/h pe² °F)

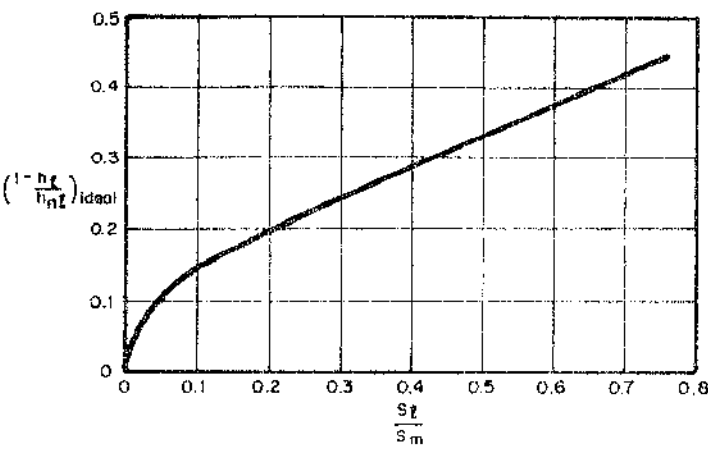


FIGURA 2.16 - EFEITO DOS VAZAMENTOS DA CHICANA SOBRE O COEFICIENTE DE TROCA DE CALOR PARA O LADO DO CASCO^(2.7).

BELL em publicação recente^(2.8), apresenta o método de cálculo para o coeficiente de película e para a perda de carga do lado do casco de uma forma diferente, mas que corresponde e se baseia na apresentação feita neste trabalho. A partir dos dados experimentais, ele criou novas curvas que dão os fatores de correção para os efeitos da geometria dos trocadores na perda de carga e nos coeficientes de película obtidos para o banco de tubos ideal.

A perda de carga do lado do casco, dada anteriormente pela equação (2.83), é re-escrita como:

$$\Delta P_s = 2\Delta P_b \left(1 + \frac{N_j}{N_r} \right) R_b R_s + \left[(N_{chi}-1)\Delta P_b R_b + N_{chi} \Delta P_j \right] R_\ell \quad (2.86)$$

(lbf/pol²)

onde R_b , R_s e R_ℓ são fatores de correção e ΔP_b é a perda de carga definida pela equação (2.56).

R_b corrige os efeitos da corrente de desvio feixe de tubos-casco e é plotado em função de F_{bp} e do número de pares de tiras selantes, com curvas para $Re_s \geq 100$ e $Re_s < 100$. R_b varia em torno de 0,5 a 0,8, sendo que os valores mais baixos ocorrem em trocadores tipo "pull-through" com 1 ou 2 pares de tiras selantes, e os valores mais altos nos trocadores tipo espelho fixo.

R_s é o fator de correção aplicado a trocadores cujas seções de entrada e saída possuem espaçamentos diferentes daquele entre as chicanas intermediárias. É dado pela relação:

$$R_s = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{\ell_{31}}{\ell_3} \right)^{-n'} + \left(\frac{\ell_{32}}{\ell_3} \right)^{-n'} \right] \quad (2.87)$$

onde:

$$n' = 1,0 \quad \text{para} \quad Re_s < 100$$

$$n' = 1,6 \quad \text{para} \quad Re_s \geq 100$$

R_ℓ é o fator de correção para os efeitos dos vazamentos das chicanas; varia entre 0,4 e 0,5, embora valores mais baixos possam ser encontrados em trocadores com pequenos espaça-

mentos entre chicanas. R_ℓ é plotado em função da relação $\frac{S_\ell}{S_m}$, com curvas para valores de $\frac{S_{sb}}{S_\ell}$ iguais a 0; 0,25; 0,5; 0,75 e 1,0.

O coeficiente de película do lado do casco é dado pela expressão:

$$h_o = h_b J_c J_\ell J_b J_s J_r \quad (\text{BTU/h pé}^2\text{°F}) \quad (2.88)$$

onde o coeficiente h_b foi definido pela equação (2.60).

J_c é o fator de correção que considera o corte e o espaçamento entre chicanas; é dado em uma curva em função da porcentagem do número total de tubos do trocador no fluxo cruzado. J_c varia em torno de 1,15 a 0,52, sendo igual a 1 para trocadores sem tubos na janela.

J_ℓ é o fator de correção para os efeitos dos vazamentos nas chicanas; é plotado em função da razão (S_ℓ/S_m) entre a área total de vazamento por chicana e a área do fluxo cruzado e da razão (S_{sb}/S_ℓ) entre as áreas de vazamento casco-chicana e a área total dos vazamentos. J_ℓ tem peso maior para o vazamento casco-chicana do que para o vazamento tubo-chicana, sendo recomendados valores entre 0,7 e 0,8.

J_b é o fator de correção para o desvio feixe de tubo-casco. Para trocadores de espelho fixo e para pequenas folgas casco-feixe, J_b é próximo de 0,9, ficando em torno de 0,7 para trocadores tipo "pull-through" e grandes folgas casco-feixe. É dado em função de F_{bp} , com curvas para valores de $\frac{N_{ss}}{N_r}$ iguais a 0; 0,05; 0,1; 0,167; 0,3 e 0,5, diferenciando-se os casos em que $Re_s \geq 100$ e $Re_s < 100$.

J_s é o fator de correção que considera a diferença de espaçamento entre as chicanas intermediárias e as seções de entrada e saída do trocador. É dado por:

$$J_s = \frac{(N_{chi}-1) + \left(\frac{\ell_{31}}{\ell_3}\right)^{1-n''} + \left(\frac{\ell_{32}}{\ell_3}\right)^{1-n''}}{(N_{chi}-1) + \left(\frac{\ell_{31}}{\ell_3}\right) + \left(\frac{\ell_{32}}{\ell_3}\right)} \quad (2.89)$$

onde:

$$n'' = 1/3 \quad \text{para } Re_s < 100$$

$$n'' = 0,6 \quad \text{para } Re_s \geq 100$$

Para o caso em que $\ell_{31} = \ell_{32}$, J_s é dado em duas figuras, uma para o escoamento laminar e outra para o escoamento turbulento, ambas com J_s em função do número de chicanas e as curvas para a relação $\frac{\ell_{31}}{\ell_3} = \frac{\ell_{32}}{\ell_3}$ de 0,5; 1,0; 1,25; 1,5; 2,0 e 3,0.

J_r é o fator de correção para o gradiente adverso de temperatura que se forma no regime de escoamento laminar; ele é dado em duas figuras, em função do número de chicanas, da quantidade $N_r + N_j$ e do número de REYNOLDS, que vai até 100, para o qual $J_r = 1$.

Para um bom trocador ($J_c J_\ell J_b J_s J_r$) deve ser em torno de 0,6, isto é, $h_o = 0,6 h_x$.

A referência (2.8) traz todas as expressões necessárias à determinação dos fatores de correção, bem como ao cálculo de h_o e de ΔP_s .

O Chemical Engineers Handbook^(2.14) também traz, de maneira semelhante, a proposição de cálculo para a perda de carga e para o coeficiente de troca de calor do lado do casco, apresentada pelo próprio BELL.

O Anexo A.3 apresenta uma sequência de cálculo para a determinação do coeficiente de película e da perda de carga do lado do casco, pela versão original de BELL, mais adequada ao emprego de computação.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 2.1 - KERN, D.Q. - "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co., New York (1950).
- 2.2 - WOLVERINE TUBE ENGINEERING DATA BOOK - Section 1 pp. 5-43, Section 2 pp. 3-91. Wolverine Division, Alabama, EUA.
- 2.3 - COLBURN - Trans. AIChE, 29, 174-210 (1933).
- 2.4 - STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION, TEMA-Inc., 5th edition, 4th printing, New York (1974).
- 2.5 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers - A Simplified Rating System for Commercial Heat Exchangers", Transactions of the ASME. January, pp. 36-52 (1958).
- 2.6 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers", Proceedings of General Discussion of Heat Transfer, Institution of Mechanical Engineers, London, England, Part I, II and III, pp. 89-116 (1951).
- 2.7 - BELL, K.J. - "Final Report of the Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchangers", Bulletin Nº 5, Engineering Experimental Station, University of Delaware, Newark, June (1963).
- 2.8 - BELL, K.J. - "Delaware Method for Shell Side Design" - do livro Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, editado por S. Kakaç, A. E. Bergles e F. Mayinger, McGraw-Hill Book Company, New York, pp. 581-618 (1980).
- 2.9 - BELL, K.J. - "Exchanger Design Based on the Delaware Research Program", Petro.Chem. Engineer, pp. C26-C36 e C40a-C40c, October (1960).

- 2.10 - BERGELIN, O.P., COLBURN, A.P. and HULL, H.L. - "Heat Transfer and Pressure Drop During Viscous Flow Across Unbaffled Tube Banks", Bulletin nº 2, University of Delaware Engineering Experimental Station (1950) (referência 6 citada em ^(2.9)).
- 2.11 - BERGELIN, O.P., BRAUN, G.A. and COLBURN, A.P. - "Heat Transfer and Fluid Friction During Flow Across Banks of Tubes-V: A Study of a Cylindrical Baffled Exchanger, Without Internal Leakage", Transactions of the ASME, 74, pp. 841-850 (1952).
- 2.12 - SULLIVAN, T.W. and BERGELIN, O.P. - "Heat Transfer and Fluid Friction in a Shell and Tube Heat Exchanger with a Single Baffle", Chem. Eng. Prog. Symposium Series, Heat Transfer; Louisville, nº 18, vol. 52, pp. 85-94 (1956) (referência citada em ^(2.9)).
- 2.13 - MUELLER, A.C. - "Heat Exchangers" - Handbook of Heat Transfer, editado por W.M. Rohsenow e J. P. Hartnett, Capítulo 18, McGraw-Hill Book Co., New York (1973).
- 2.14 - BELL, K.J. - "Thermal Design of Heat Transfer Equipment" Chemical Engineers Handbook, de R.H. Perry e C. H. Chilton, Capítulo 10, pp. 10-22 a 10-47 (1973).

CAPÍTULO 3

COMPARAÇÃO DOS MÉTODOS DE CÁLCULO

3.1 - DADOS EXPERIMENTAIS

Os dados experimentais utilizados para a comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL, para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga do lado do casco, foram obtidos em testes realizados com trocadores de calor, e estão apresentados nos trabalhos de BELL^(3.1) e de TINKER^(3.2).

3.1.1 - Dados de BELL

Os dados finais apresentados por BELL, são provenientes de medições em processos de aquecimento e resfriamento de um óleo, o chamado ÓLEO GÜLF 896, sendo água o outro fluido. Para tanto, utilizou-se um trocador cujo único parâmetro modificado durante os testes foi o número de pares de tiras selantes. No presente trabalho, foram designados três trocadores ao invés de um só, cada um tendo as mesmas características dos outros dois mas com o número diferente de pares de tiras selantes.

Como não foram explicitados o número de trajetos de tubos no trocador (n) e a espessura da parede dos tubos (e), admitiu-se $n=1$ e $e=0,194$ pol correspondente ao BWG=22 na tabela das características de tubos padrão da TEMA^(3.3); isto foi feito por referência a outros trocadores do Programa Delaware e por se tratar de trocadores pequenos, de laboratório.

As características dos Trocadores 1, 2 e 3 são mostradas na Tabela 3.1.

As propriedades físicas do óleo GÜLF 896 apresentadas por BELL foram determinadas em experimentos (viscosidade e densidade), e por cálculos a partir de dados experimentais (calor específico à pressão constante e condutividade térmica). Elas são conhecidas para as temperaturas de 80, 110, 140, 170 e 200°F, e mostradas na Tabela 3.2^(3.1.).

TABELA 3.1 - CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS DOS TROCADORES UTILIZADOS PARA A COMPARAÇÃO ENTRE OS MÉTODOS DE BELL, TINKER e KERN (3.1,3.2).

PARÂMETROS DO TROCADOR - ENTRADA		TROCADORES											
SÍMBOLOS -DIMENSÕES		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Arranjo de tubos	Arr	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.	Triang.
Corte da chicana	C _{chi}	0,204	0,204	0,204	0,18	0,18	0,22	0,19	0,24	0,20	0,245	0,50	0,20
Diâmetro interno do casco	d ₁ (pol)	9,136	9,136	9,136	8,031	8,07	10,23	3,527	5,981	8,007	7,959	7,959	8,02
Diâmetro do feixe de tubos	d ₃ (pol)	-	-	-	7,50	7,50	9,125	3,25	5,50	7,25	7,844	7,844	7,10
Diâmetro externo dos tubos	d ₂ (pol)	0,2493	0,2493	0,2493	0,375	0,375	0,375	0,375	0,375	0,625	0,375	0,375	0,625
Diâmetro orifícios chicanas	d ₄ (pol)	0,2598	0,2598	0,2598	0,395	0,395	0,395	0,385	0,385	0,64	0,386	0,386	0,638
Espaçamento entre chicanas	ℓ ₃ (pol)	2,643	2,643	2,643	1,062	1,062	1,562	1,156	2,031	1,562	5,50	5,50	3,125
Número de chicanas	N _{chi}	5	5	5	12	18	9	10	9	23	11	11	19
Número de tubos na janela	N _{tj}	46	46	46	19	20	38	4	15	7	33	67	9
Número de tubos na chicana	N _{tchi}	424	424	424	151	150	224	36	109	61	210	176	59
Número de tubos janela+Esp.	N _{tjl}	49	49	49	20	21	39	5	16	8	34	68	10
Número de tiras selantes	N _{ss} (pares)	0	2	3	3	3	4	0	0	3	0	0	1
Compr. efetivo dos tubos	ℓ ₁ (pol)	16,125	16,125	16,125	24,00	24,00	24,00	15,00	24,00	48,00	80,00	80,00	72,00
Dist. Centros tubos adjac.	p (pol)	0,3323	0,3323	0,3323	0,531	0,531	0,531	0,453	0,453	0,750	0,453	0,453	0,750
Distância entre tubos	d (pol)	0,083	0,083	0,083	0,156	0,156	0,156	0,078	0,078	0,125	0,078	0,078	0,125
"Pitch ratio"	pr	1,375	1,375	1,375	1,416	1,416	1,416	1,208	1,208	1,20	0,208	1,208	1,20
"Birmingham ware gage"	BWG	22	22	22	18	18	18	20	20	18	24	24	18
Diâmetro das chicanas	d _{chi} (pol)	9,056	9,056	9,056	7,969	7,969	10,160	3,510	5,958	7,940	7,922	7,922	7,976
Número Total de tubos	N _t	470	470	470	170	170	262	40	124	68	243	243	68
Número de trajeto de tubos	n	1	1	1	1	1	1	1	1	2	1	1	1

Neste trabalho, a determinação do calor específico à pressão constante e da condutividade térmica é feita através das mesmas equações utilizadas por BELL, dadas em^(3.4) e ^(3.5), respectivamente; elas são:

$$C_p = [0,6811-0,308s+t(0,000815-0,000306s)](0,055k+0,35) \text{ (BTU/lbm}^\circ\text{F)} \quad (3.1)$$

$$K = \frac{1}{12} \frac{0,813}{s} [1-0,0003(t-32)] \text{ (BTU/h pé }^\circ\text{F)} \quad (3.2)$$

onde:

t = temperatura do fluido ($^\circ\text{F}$);

s = densidade relativa a 60°F ;

k = fator de caracterização.

Nas equações (3.1) e (3.2) são utilizados os valores médios de s e k, que foram determinados com os dados da Tabela 3.2 (s = 0,8203, k = 18,33).

Para a determinação da viscosidade e da densidade no presente trabalho, foram estabelecidas duas funções lineares, uma para cada propriedade, utilizando os dados da referida tabela.

TABELA 3.2 - PROPRIEDADES FÍSICAS DO ÓLEO GULF 896^(3.1).

TEMPERATURA ($^\circ\text{F}$)	CALOR ESPECÍFICO (BTU/lbm $^\circ\text{F}$)	CONDUT.TÉRMICA (BTU/hpé $^\circ\text{F}$)	VISCOSIDADE (lbm/h pé)	DENSIDADE (lbm/pé ³)
80,0	0,486	0,0814	10,1	50,6
110,0	0,504	0,0807	6,82	49,9
140,0	0,521	0,0799	4,91	49,2
170,0	0,538	0,0792	3,72	48,5
200,0	0,558	0,0784	2,91	47,8

Os resultados das medições apresentados por BELL,

(correspondentes aos Trocadores 1, 2 e 3) estão na Tabela 3.3. Ne-la, estão relacionadas as vazões dos fluidos, as temperaturas de entrada e saída dos fluidos, os coeficientes de película do lado do casco calculados com os dados experimentais, e os resultados das perdas de carga do lado do casco. Cada perda de carga mostrada na tabela é o somatório para cada medição, das perdas de carga em vários pontos do trocador, de bocal a bocal do casco. A penúltima coluna mostra as perdas de carga incluindo a dos bocais; na última coluna, as perdas não incluem as dos bocais do casco.

3.1.2 - Dados de TINKER

Os dados mostrados no artigo de TINKER, são resultados de testes de resfriamento do ÓLEO NAVAC 2190 em 11 trocadores; o outro fluido utilizado foi a água. Para o presente trabalho são foram consideradas as unidades cujos resultados também incluem as perdas de carga medidas: são os trocadores de 4 a 12 (que correspondem aos trocadores de 3 a 11 no artigo) cujas características são mostradas na Tabela 3.1, juntamente com os dados de BELL.

Para os trocadores 4 a 12 algumas características não foram dadas no artigo, e foram estimadas de acordo com a prática usual para o dimensionamento da área de troca de calor, apresentada no Capítulo 4.

As características estimadas são:

. os valores do número de tubos na chicana (N_{tchi}) foram calculados pelas relações (2.70) e (2.72) do Capítulo 2 e pelas relações (4.42) e (4.43) apresentadas no Capítulo 4.

. os valores do número de tubos em uma janela de chicana (N_{tj}) e do número de tubos em uma janela mais os espaçadores (N_{tjl}) foram determinados por:

$$N_{tj} = N_t - N_{tchi} \quad (3.3)$$

$$N_{tjl} = N_{tj} + N_{espj} \quad (3.4)$$

TABELA 3.3 - DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR BELL
E TINKER(3.1, 3.2).

T	P	M	μ Te(cp)	Ws(lbm/h)	$t_1(^{\circ}\text{F})$	$t_2(^{\circ}\text{F})$	Wt(lbm/h)	$T_1(^{\circ}\text{F})$	$T_2(^{\circ}\text{F})$	$\frac{\text{hse BTU}}{\text{hpe } 20^{\circ}\text{F}}$	$\Delta\text{Pek(lbf/pe}^2)$	$\Delta\text{Pse(lbf/pe}^2)$
1	A	1	—	88.410	144,7	155,2	115.600	176,2	172,4	695,0	1.577,000	1.265,400
	A	2	—	47.390	142,6	157,1	114.300	176,5	173,6	442,0	491,000	441,500
	A	3	—	29.240	141,5	158,7	114.700	176,3	174,3	310,0	206,000	92,600
	A	4	—	37.800	142,2	157,5	112.900	175,8	173,5	376,0	208,000	283,000
	R	5	—	88.330	123,4	127,1	115.000	155,0	145,2	639,0	1.570,000	1.326,100
	R	6	—	74.980	122,8	126,5	113.900	154,9	144,7	573,0	1.180,000	931,200
	R	7	—	46.700	123,8	126,3	114.900	156,4	143,5	404,0	460,000	426,100
	R	8	—	31.280	123,9	126,1	114.900	157,9	142,2	309,0	212,000	199,500
	R	9	—	87.920	122,9	126,9	114.100	154,9	145,3	667,0	1.470,000	1.214,000
2	A	1	—	65.670	145,4	154,4	115.540	174,2	168,4	618,0	1.020,000	853,870
	A	2	—	38.510	142,2	157,5	113.400	174,4	173,0	403,0	362,000	359,100
	A	3	—	25.900	140,2	159,0	113.500	175,9	174,1	308,0	179,000	168,150
	A	4	—	14.040	138,6	161,5	113.300	175,9	174,9	200,0	78,300	56,530
	R	5	—	65.670	123,7	126,8	116.600	151,8	143,1	428,0	997,000	628,900
	R	6	—	38.240	123,6	126,0	114.300	156,8	143,2	325,0	340,000	367,000
	R	7	—	25.870	123,9	125,9	113.900	157,7	142,2	249,0	196,000	178,980
	R	8	—	13.590	123,9	125,8	115.100	160,6	140,0	164,0	77,500	57,020
	R	9	—	13.860	124,9	125,6	115.100	160,1	140,4	167,0	75,900	59,408
	R	10	—	38.290	123,7	126,3	112.600	156,5	143,5	314,0	389,000	364,150
	R	11	—	26.260	123,5	125,6	117.000	158,1	141,9	254,0	175,500	171,370
3	A	1	—	89.210	144,5	155,6	112.200	177,2	172,9	834,0	1.920,000	1.699,200
	A	2	—	75.400	143,7	156,0	113.100	177,1	173,1	734,0	1.430,000	1.298,600
	A	3	—	47.390	142,5	157,7	113.600	176,7	173,7	524,0	602,000	559,800
	A	4	—	30.040	141,0	148,6	113.100	175,6	173,9	390,0	270,000	237,640
	A	5	—	14.040	138,9	161,4	113.900	175,0	174,0	211,0	63,500	66,930
	A	6	—	58.470	144,2	157,4	115.200	177,2	173,9	589,0	928,000	860,500
	A	7	—	20.080	139,9	159,3	114.300	173,9	172,3	275,0	1.395,000	131,610
	R	8	—	87.930	123,2	127,4	113.500	155,0	145,0	643,0	1.920,000	1.711,900
	R	9	—	74.530	123,8	127,6	114.700	156,6	145,0	584,0	1.432,000	1.269,400
	R	10	—	47.000	124,0	126,9	114.500	158,9	143,3	425,0	566,000	570,500
	R	11	—	29.780	123,5	125,9	116.000	158,4	141,2	311,0	254,000	237,360
	R	12	—	13.810	123,8	125,4	114.000	161,7	138,9	180,0	69,400	68,880
	R	13	—	20.200	124,1	126,1	108.600	160,0	140,3	239,0	157,000	136,860
	R	14	—	59.240	123,6	127,0	115.000	156,1	144,0	506,0	990,000	730,300
4	R	1	168,0	930	85,0	85,6	25.000	150,0	122,5	7,6	14,683	14,544
	R	2	163,0	1.860	84,7	85,6	25.000	150,0	124,5	13,7	27,331	26,928
	R	3	150,0	3.180	85,1	86,6	25.000	150,0	126,0	23,0	48,384	45,936
	R	4	139,0	4.500	85,6	87,5	25.000	150,0	127,5	31,1	69,552	64,656
	R	5	120,0	9.380	85,6	88,8	25.000	150,0	131,5	55,0	171,360	149,760
	R	6	112,0	13.700	85,0	88,9	25.000	150,0	134,0	70,0	290,680	244,800
	R	7	112,0	17.900	85,2	89,6	25.000	150,0	137,0	73,5	413,280	355,520
	R	8	104,0	22.800	84,8	89,8	25.000	150,0	138,5	82,8	612,000	486,720
	R	9	96,0	31.500	85,0	90,8	25.000	150,0	140,0	108,0	1.055,520	800,640
5	R	1	168,0	450	85,1	85,6	25.000	150,0	98,0	10,9	27,360	27,360
	R	2	163,0	750	84,9	85,6	25.000	150,0	100,5	16,3	36,000	36,000
	R	3	157,0	1.320	84,9	86,0	25.000	150,0	106,0	23,2	64,800	64,800
	R	4	150,0	2.070	85,1	86,6	25.000	150,0	111,0	26,4	89,280	87,840
	R	5	139,0	2.880	85,3	87,2	25.000	150,0	115,0	36,9	122,400	119,520
	R	6	129,0	4.000	85,2	87,6	25.000	150,0	118,5	44,5	167,040	162,720
	R	7	125,0	5.700	85,5	88,6	25.000	150,0	121,0	59,7	237,600	228,960
	R	8	116,0	8.370	85,0	88,9	25.000	150,0	125,5	72,0	371,520	352,800
	R	9	108,0	11.800	85,0	89,8	25.000	150,0	128,5	91,0	587,520	557,280
	R	10	96,0	16.200	85,2	90,9	25.000	150,0	132,0	105,0	950,400	891,280
	R	11	94,0	20.200	85,2	91,7	25.000	150,0	134,0	119,0	1.257,120	1.150,560

TABELA 3.3 - DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR BELL E TINKER (continuação).

T	P	M	$\mu\text{Te}(\text{cp})$	$W_s(\text{lbm/h})$	$t_1(^{\circ}\text{F})$	$t_2(^{\circ}\text{F})$	$W(\text{lbm/h})$	$T_1(^{\circ}\text{F})$	$T_2(^{\circ}\text{F})$	$\frac{\text{hoe}8 \text{ TU}}{\text{hpe}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}}$	$\Delta P_{\text{ex}}(\text{lb/pe}^2)$	$\Delta P_{\text{se}}(\text{lb/pe}^2)$
6	R	1	163,0	4.380	85,0	85,8	92.500	150,0	117,0	30,4	73,440	70,560
	R	2	157,0	7.200	85,3	86,4	92.500	150,0	120,5	43,8	115,200	106,560
	R	3	150,0	11.000	85,0	86,4	92.500	150,0	126,0	51,0	195,840	175,680
	R	4	145,0	13.700	85,1	86,7	92.500	150,0	127,0	60,5	233,280	201,600
	R	5	145,0	15.500	85,1	86,8	92.500	150,0	128,0	65,3	293,760	254,880
	R	6	145,0	20.200	85,1	87,1	92.500	150,0	131,0	72,5	408,960	341,280
	R	7	139,0	22.800	85,0	87,1	92.500	150,0	132,0	78,0	482,400	394,560
	R	8	139,0	25.000	84,8	87,0	92.500	150,0	133,0	79,3	524,160	419,040
7	R	1	150,0	475	87,7	88,0	18.500	149,0	119,0	32,4	73,440	73,440
	R	2	150,0	675	86,3	88,8	18.500	151,0	120,0	46,0	97,920	96,480
	R	3	145,0	945	87,0	87,6	18.500	150,0	123,5	53,5	122,400	120,960
	R	4	137,0	1.260	85,0	85,6	18.500	149,0	124,0	65,3	164,160	161,280
	R	5	129,0	3.540	85,8	87,0	18.500	150,5	134,8	109,0	540,000	514,080
	R	6	129,0	4.410	84,9	86,5	18.500	151,0	136,5	122,0	720,000	675,680
	R	7	290,0	612	69,5	69,9	18.500	121,0	97,2	39,4	164,160	164,160
	R	8	350,0	900	67,0	67,5	18.500	121,0	101,0	42,9	239,040	237,600
	R	9	322,0	1.550	67,2	67,9	18.500	119,5	102,0	67,5	385,920	381,600
	R	10	309,0	1.980	66,6	67,4	18.500	121,5	106,0	70,4	460,800	452,160
	R	11	309,0	2.250	67,3	68,2	18.500	119,5	105,0	80,0	555,840	545,760
	R	12	268,0	3.060	68,4	69,4	18.500	121,0	109,0	87,0	835,200	816,480
	R	13	268,0	3.620	68,7	69,7	18.500	120,0	109,0	98,0	914,400	887,040
	R	14	258,0	4.710	68,6	69,8	18.500	121,5	111,2	116,0	1.310,400	1.267,200
	R	15	240,0	6.060	70,2	71,5	18.500	120,0	112,0	120,0	1.900,800	1.828,800
8	R	1	163,0	1.020	85,6	85,9	57.500	151,5	120,0	13,1	48,960	48,960
	R	2	168,0	1.770	85,2	85,6	57.500	150,0	121,0	21,1	97,920	97,920
	R	3	163,0	4.260	84,5	85,4	57.500	149,0	122,0	48,3	213,120	210,240
	R	4	163,0	4.800	83,3	84,4	57.500	151,0	122,5	55,0	218,880	214,560
	R	5	163,0	5.800	83,8	85,1	57.500	150,0	123,5	63,0	295,200	289,440
	R	6	163,0	7.750	82,4	83,9	57.500	150,0	126,0	69,5	426,240	416,160
	R	7	150,0	8.600	84,3	85,9	57.500	151,0	127,0	83,0	426,240	414,720
	R	8	145,0	13.900	82,6	84,8	57.500	150,0	131,0	102,0	914,400	880,160
	R	9	133,0	17.300	85,4	87,5	57.500	150,0	133,5	115,0	1.195,200	1.152,000
	R	10	125,0	27.000	84,6	87,5	57.500	150,0	136,0	151,0	2.217,600	2.102,400
	R	11	365,0	2.510	66,6	67,0	57.500	121,0	102,0	21,8	228,960	227,520
	R	12	290,0	3.040	70,7	71,1	57.500	120,0	102,0	28,0	262,080	260,640
	R	13	365,0	3.690	66,2	66,8	57.500	120,0	101,5	31,9	311,040	308,160
	R	14	365,0	4.210	65,9	66,6	57.500	121,0	102,0	36,9	391,680	388,800
	R	15	309,0	6.240	67,6	68,5	57.500	119,5	102,5	52,3	555,840	550,080
	R	16	309,0	10.800	65,9	67,4	57.500	121,0	105,0	82,0	1.048,320	1.029,600
	R	17	290,0	13.500	65,8	67,4	57.500	120,0	106,0	89,0	1.425,600	1.396,800
	R	18	268,0	18.200	66,7	68,5	57.500	121,0	108,5	109,0	2.016,000	1.958,400
9	R	1	129,0	11.400	90,3	92,2	65.000	140,0	119,5	70,0	868,320	856,800
	R	2	129,0	14.300	89,5	91,5	65.000	139,5	120,5	80,0	1.137,600	1.123,200
	R	3	125,0	17.100	90,3	92,5	65.000	140,0	122,0	91,0	1.670,400	1.641,600
	R	4	125,0	20.700	89,2	91,8	65.000	140,0	123,5	97,0	2.160,000	2.118,800
	R	5	125,0	23.900	90,0	92,9	65.000	140,0	124,0	112,0	2.707,200	2.649,600
	R	6	116,0	28.100	90,3	93,5	65.000	140,0	125,0	125,0	3.600,000	3.528,000
10	R	1	21,1	27.000	154,0	160,0	83.500	190,2	164,6	128,0	1.147,680	1.117,440
	R	2	21,1	34.000	154,0	160,0	83.500	190,2	166,0	147,0	1.483,200	1.436,560
	R	3	21,1	36.100	154,0	160,0	83.500	189,6	165,8	156,0	1.738,000	1.684,800
	R	4	20,8	40.500	154,0	160,0	83.500	190,2	166,4	171,0	2.016,000	1.958,400
	R	5	20,8	45.000	154,0	160,0	83.500	190,2	167,2	181,0	2.361,600	2.275,200
	R	6	20,8	49.500	154,0	160,0	83.500	189,8	167,8	190,0	2.592,000	2.491,200
	R	7	20,8	54.000	155,0	161,0	83.500	190,2	169,0	206,0	2.808,000	2.692,800

T - TROCADOR P - PROCESSO M - MEDIÇÃO

TABELA 3.3 - DADOS EXPERIMENTAIS APRESENTADOS POR BELL
E TINKER (continuação).

T	P	M	$\mu Te(cp)$	$Ws(lbm/h)$	$t_1(^{\circ}F)$	$t_2(^{\circ}F)$	$Wl(lbm/h)$	$T_1(^{\circ}F)$	$T_2(^{\circ}F)$	$\frac{h_{oe} BTU}{hpe^2 ^{\circ}F}$	$\Delta Pek(lbf/pe^2)$	$\Delta Pse(lbf/pe^2)$
11		1	21,1	18.000	154,0	157,0	83.500	189,0	162,8	87,2	417,600	403,200
		2	21,1	27.000	154,0	158,0	83.500	190,3	165,5	107,0	705,600	676,800
		3	21,1	29.700	154,0	158,0	83.500	190,5	166,8	119,0	799,200	764,640
		4	21,1	33.700	154,0	159,0	83.500	190,3	167,5	125,0	972,000	927,360
		5	20,8	36.100	155,0	160,0	83.500	190,0	168,0	132,0	1.051,200	1.008,000
		6	20,8	40.500	154,0	159,0	83.500	190,3	168,3	144,0	1.209,600	1.152,000
		7	20,8	45.000	154,0	160,0	83.500	190,0	169,3	152,0	1.440,000	1.353,600
		8	20,8	49.500	154,0	160,0	83.500	189,8	169,5	164,0	1.641,600	1.540,800
		9	20,8	54.000	154,0	161,0	83.500	190,3	170,5	175,0	1.886,400	1.771,200
12		1	38,5	490	79,9	120,2	140.000	125,0	125,0	7,5	6,480	6,480
		2	38,5	950	80,0	116,6	140.000	125,0	125,0	10,7	14,832	14,832
		3	39,0	1.800	80,1	113,3	140.000	125,0	125,0	16,2	42,480	42,480
		4	42,2	2.700	80,0	111,0	140.000	125,0	124,0	21,3	67,824	57,824
		5	42,2	4.950	80,0	106,8	140.000	125,0	125,0	30,2	150,480	150,480
		6	42,2	6.300	80,0	104,4	140.000	125,0	124,0	33,9	216,720	214,560
		7	42,2	11.300	80,0	101,8	140.000	125,0	124,0	51,5	419,040	416,160
		8	42,2	14.400	80,0	100,2	140.000	125,0	124,0	59,5	636,480	630,720
		9	42,2	18.500	80,1	99,1	140.000	125,0	123,0	71,0	884,160	876,960
		10	42,2	23.000	80,2	97,9	140.000	125,0	123,0	82,0	1.152,000	1.140,480
		11	42,2	27.000	80,0	97,0	140.000	125,0	123,0	90,0	1.504,800	1.483,200
		12	24,0	900	141,0	141,0	140.000	180,4	151,0	9,23	6,480	6,480
		13	25,0	2.430	140,0	140,0	140.000	180,4	151,3	22,9	19,584	19,584
		14	25,0	4.560	140,0	140,0	140.000	179,6	153,0	37,8	43,200	43,200
		15	24,4	8.190	140,0	140,0	140.000	180,6	154,8	46,8	64,800	63,360
		16	24,4	8.540	140,0	141,0	140.000	180,4	157,1	54,9	105,120	103,680
		17	24,4	11.100	140,0	141,0	140.000	180,0	158,2	66,7	164,160	161,280
		18	24,4	18.200	140,0	141,0	140.000	179,6	160,4	90,4	354,240	347,040
		19	23,4	22.700	140,0	141,0	140.000	180,0	162,0	104,0	524,160	511,200
		20	23,4	27.300	140,0	142,0	140.000	180,2	163,0	120,0	734,400	720,000
		21	23,4	33.500	140,0	142,0	140.000	180,6	164,1	139,0	1.042,560	1.015,200
		22	23,4	38.200	140,0	142,0	140.000	180,4	164,6	152,0	1.310,400	1.267,200
		23	23,4	44.700	140,0	142,0	140.000	180,0	165,2	168,0	1.749,600	1.699,200
		24	23,4	57.000	140,0	143,0	140.000	180,0	166,3	198,0	2.736,000	2.649,600

T - TROCADOR P - PROCESSO M - MEDIÇÃO

Nesta tabela:

Medição = número da medição

Processo: A = aquecimento do fluido do casco

R = resfriamento do fluido do casco

μ_{T_e} = viscosidade do fluido do casco à temperatura externa da pa rede dos tubos (centipoise).

W_s = vazão do fluido do casco (lbm/h)

t_1, t_2 = temperaturas de entrada e saída do fluido frio ($^{\circ}\text{F}$)

W_t = vazão do fluido dos tubos (lbm/h)

T_1, T_2 = temperaturas de entrada e saída do fluido quente ($^{\circ}\text{F}$)

h_{oe} = coeficiente de película do lado do casco, proveniente dos testes experimentais de BELL e TINKER ($\text{BTU/h pé}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$)

ΔP_{ek} = perda de carga experimental do lado do casco proveniente dos testes de BELL e TINKER, incluindo as perdas de carga nos bocais do casco (lb f/pé^2) (para KERN)

ΔP_{se} = perda de carga experimental do lado do casco, proveniente dos testes de BELL e TINKER, sem incluir as perdas de carga nos bocais do casco (lb f/pé^2) (para BELL e TINKER)

onde:

N_{espj} = número de espaçadores na janela, dado no item 4.5(j) do Capítulo 4.

. como nada foi mencionado a respeito do número de pares de tiras selantes, verificou-se a necessidade das mesmas, de acordo com as dimensões dos trocadores utilizados, através dos testes citados no item 4.2.15. Para os trocadores que teriam a necessidade do uso de tiras selantes, estas foram consideradas, sendo seu número determinado pelas equações (2.57), (2.58), (2.59) e (4.41).

. as razões p/d_2 (pitch ratio) foram re-calculadas, porque as que foram dadas não correspondem à divisão entre "p" e " d_2 ".

. as espessuras das paredes dos tubos (BWG) foram retiradas da Tabela R-2-21 da TEMA (Classe R)^(3.3), em função do diâmetro externo dos tubos (d_2) e do material dos tubos.

As propriedades físicas do ÓLEO NAVAC 2190 foram apresentadas em uma tabela (calor específico e densidade específica) e em uma figura (viscosidade e a relação viscosidade x raiz cúbica do número de PRANDTL). Para a aplicação dessas propriedades foram estabelecidas funções que utilizam os dados lidos na figura e na tabela; para o calor específico e a densidade, as funções são lineares e para a viscosidade e a condutividade térmica elas são de grau 2.

Os valores das propriedades acima citadas são dadas na Tabela 3.4, em função da temperatura.

TABELA 3.4 - PROPRIEDADES FÍSICAS DO ÓLEO NAVAC 2190^(3.2)

TEMPERATURA (°F)	CALOR ESPECÍFICO (BTU/lbm °F)	CONDUT.TÉRMICA (BTU/hpé °F)	VISCOSIDADE (lbm/h pé)	DENSIDADE (lbm/pé ³)
50,0	0,429	0,0887	2420,0	57,375
60,0	0,435	0,0797	1331,0	57,125
70,0	0,440	0,0756	774,4	56,9375
80,0	0,446	0,0739	508,2	56,6875
90,0	0,452	0,07305	387,2	56,5
100,0	0,457	0,0740	242,0	56,25
150,0	0,485	0,0712	67,76	55,125
180,0	0,502	0,0680	37,51	54,4375
200,0	0,513	0,0690	24,2	54,0

As viscosidades à temperatura externa da paredos tubos (μ_{T_e}) foram apresentadas por TINKER e foram utilizadas nos cálculos do presente trabalho.

Os dados experimentais correspondentes às medições efetuadas com os trocadores de 4 a 12 estão mostrados na Tabela 3.3, bem como os valores de μ_{T_e} . As perdas de carga estão diferenciadas em duas colunas, uma considerando as perdas de carga nos bocais do casco e a outra não, de maneira análoga à apresentação dos dados de BELL.

Para a água, as propriedades físicas foram consideradas da seguinte maneira:

. para os valores da viscosidade foi montada uma função linear em aplicação da Figura 14 do KERN^(3.6), só para o caso da água, onde as coordenadas da tabela da figura são $X=10,2$ e $Y=13,0$.

. com os dados fornecidos na tabela de propriedades da água^(3.7), foram estabelecidas funções de grau 2 para a densidade e o calor específico à pressão constante, e uma função linear para a condutividade térmica, todas correspondendo ao intervalo de temperatura de 32 a 212°F (0 a 100°C).

3.2 - APLICAÇÃO DOS MÉTODOS DE KERN, TINKER e BELL

Para a aplicação dos métodos de KERN, TINKER e BELL, foram obedecidas as sequências de cálculo correspondentes, apresentadas no Anexo A.

É importante observar que, os métodos de KERN e de BELL para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga se aplicam a trocadores considerados limpos, enquanto o método de TINKER considera o trocador limpo para o cálculo do coeficiente de película mas considera o trocador com depósitos para efeito do cálculo da perda de carga do lado do casco.

Algumas suposições foram consideradas para os cálculos:

. para o método de KERN, as temperaturas nas quais as propriedades físicas dos fluidos foram determinadas, foram as temperaturas

médias já que, se verificou que as temperaturas médias dos fluidos para cada processo são bem próximas de suas temperaturas caloríficas. Para os métodos de BELL e TINKER as propriedades físicas foram consideradas à temperatura média dos fluidos.

- . os tubos dos trocadores não são considerados aletados.

- . no método de BELL, a expressão para o cálculo do número de fileiras de tubos encontradas pelo escoamento na janela (N_j) (equação 2.65), geralmente resulta em um número fracionário. BELL^(3.1) recomenda que esse valor seja aplicado assim mesmo, isto é, como um número real no lugar de um número inteiro.

- . os dados apresentados por BELL não trazem os valores das correções para os efeitos não isotérmicos (variação da viscosidade com a temperatura) no coeficiente de película e na perda de carga. No método de KERN esta correção é feita de acordo com a discussão apresentada no item 2.1.8. Para os métodos de TINKER e BELL, esta forma de correção foi assumida na aplicação dos dados de BELL, para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga do lado do casco.

- . TINKER definiu $C_7 = C_8$, correspondendo à perda de altura dinâmica do escoamento através de uma fileira de tubos nos arranjos quadrado e triangular, respectivamente^(3.2).

- . para o cálculo através do método de BELL não foi considerado o trocador 11 (da Tabela 3.1) porque o mesmo possui o corte da chicana igual a 50% e isso faz com que o número de fileiras de tubos encontradas pelo escoamento cruzado (N_r) seja zero, o que impossibilita a continuação dos cálculos.

3.3 - RESULTADOS PROVENIENTES DOS CÁLCULOS

Os cálculos da comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL foram efetuados no computador, em terminais ligados ao PDP10 da Central de Computação da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Os programas foram desenvolvidos em FORTRAN 10 (uma versão mais sofisticada do FORTRAN IV), tendo sido feitos cálculos à mão para a verificação da integridade dos cálculos e, con

sequentemente, dos resultados dos mesmos.

No Anexo B é mostrado o diagrama de blocos que indica a lógica utilizada para a realização dos cálculos de comparação efetuados pelo computador. Lá estão também, as listagens dos programas dos três métodos: KERN, TINKER e BELL (subrotinas) bem como a do programa principal; este último fornece os dados de entrada necessários, chama essas subrotinas e prepara a saída dos resultados.

Para a leitura no computador de fatores e coeficientes das curvas ajustadas aos gráficos pertinentes aos três métodos, foram analisados dois métodos de cálculo numérico. O primeiro foi o método das diferenças divididas^(3.8) e o outro o método dos mínimos quadrados (regressão linear e polinomial)^(3.9), ambos discutidos no Anexo D. O método dos mínimos quadrados apresentou resultados mais precisos do que os do método de diferenças divididas, tendo sido escolhido para o ajuste das curvas dos referidos gráficos.

Para o cálculo da perda de carga pelo método de TINKER, os gráficos do coeficiente de atrito f_x utilizados no computador, foram retirados do livro de FRAAS e OZISIK^(3.10); eles possuem os valores dos coeficientes iguais a 4 vezes os valores correspondentes, dos gráficos originais de TINKER^(3.11). Por isso, a expressão para o cálculo da perda de carga encontra-se dividida por 4.

. Tabelas

Os resultados dos cálculos de comparação estão listados nas Tabelas 3.5, 3.6 e 3.7, para cada método, preparadas pelo computador. Cada tabela apresenta os resultados correspondentes aos doze trocadores estudados. Os seguintes parâmetros são listados:

MED = Número de medição

PROCES = Aquecimento ou resfriamento do fluido do casco

RES = Re_s = Número de REYNOLDS para o fluido do casco (KERN e BELL)

$REH = Re_h$ = Número de REYNOLDS para o fluido do casco, para a troca de calor (TINKER)

$REP = Re_p$ = Número de REYNOLDS para o fluido do casco, para a perda de carga (TINKER)

$HO = h_o$ = Coeficiente de película do lado do casco, calculado pelos três métodos (BTU/h $p\tilde{e}^2$ $^{\circ}F$)

$HOE = h_{oe}$ = Definido anteriormente (BTU/h $p\tilde{e}^2$ $^{\circ}F$)

$DELPS = \Delta P_s$ = perda de carga do lado do casco, calculada pelos três métodos ($\text{lb}_f/p\tilde{e}^2$)

$DELPEK = \Delta P_{ek}$ = definido anteriormente ($\text{lb}_f/p\tilde{e}^2$)

$DELPSE = \Delta P_{se}$ = definido anteriormente ($\text{lb}_f/p\tilde{e}^2$)

HO/HOE = razão entre os coeficientes de película calculado e experimental

$DELPS/DELPEK, DELPS/DELPSE$ = razões entre as perdas de carga calculada e experimental.

TABELA 3.5 - RESULTADOS DO MÉTODO DE KERN.

TROCADOR # 1 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HO*	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	AQUEC	9534.4	744.65	695.00	7581.503	1577.000	1.071439	4.807548
2	AQUEC	5164.9	538.67	447.00	2452.342	491.000	1.218703	4.934587
3	AQUEC	3158.7	419.28	310.00	1625.458	206.000	1.352527	4.977951
4	AQUEC	4071.8	478.70	376.00	1631.311	208.000	1.273137	7.842842
5	RESFR	9542.0	707.32	630.00	7965.577	1570.000	1.106917	5.073616
6	RESFR	8072.3	647.98	573.00	5925.142	1160.000	1.130847	5.107881
7	RESFR	5036.3	504.91	404.00	2528.699	460.000	1.249786	5.497172
8	RESFR	3377.2	408.80	300.00	1230.244	212.000	1.322965	5.803035
9	RESFR	9497.7	705.36	667.00	7901.310	1470.000	1.057513	5.375041

TROCADOR # 2 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HO*	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	AQUEC	7078.0	633.77	618.00	4450.826	1020.000	1.025517	4.363555
2	AQUEC	4148.3	482.90	403.00	1688.625	362.000	1.198257	4.664711
3	AQUEC	2782.1	393.34	308.00	824.316	179.000	1.277090	4.605120
4	AQUEC	1515.8	286.39	200.00	272.911	70.300	1.431931	3.485455
5	RESFR	6882.5	602.53	428.00	4675.334	997.000	1.407775	4.689102
6	RESFR	7047.2	387.27	325.00	1023.918	340.000	1.191585	3.011524
7	RESFR	2789.9	369.84	240.00	874.506	196.000	1.485304	4.461766
8	RESFR	1471.4	263.79	164.00	274.731	77.500	1.608448	3.544920
9	RESFR	1499.0	266.66	167.00	284.477	75.900	1.596742	3.748052
10	RESFR	4127.3	454.53	314.00	1766.133	389.000	1.447540	4.540188
11	RESFR	2833.6	372.56	252.00	898.865	175.000	1.466779	5.136372

TROCADOR # 3 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HO*	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	AQUEC	9631.6	726.07	834.00	7941.490	1920.000	1.870588	4.136193
2	AQUEC	8122.1	685.83	734.00	5671.484	1430.000	1.934370	3.966072
3	AQUEC	5119.4	538.87	524.00	2451.765	602.000	1.028372	4.072700
4	AQUEC	3052.9	422.79	390.00	1079.748	270.000	1.084072	3.999068
5	AQUEC	1517.6	286.15	211.00	273.155	63.500	1.356139	4.301659
6	AQUEC	6366.5	601.77	589.00	3579.901	978.000	1.021679	3.660431
7	AQUEC	2156.9	343.93	275.00	521.787	1395.000	1.250664	0.374041
8	RESFR	9488.0	705.63	641.00	7899.875	1920.000	1.097401	4.114518
9	RESFR	8115.2	647.48	584.00	5850.472	1432.000	1.108695	4.085525
10	RESFR	5077.2	506.97	425.00	2556.450	566.000	1.192860	4.516696
11	RESFR	3206.1	398.07	311.00	1126.865	254.000	1.279962	4.436475
12	RESFR	1495.2	265.94	180.00	282.869	69.400	1.477426	4.075919
13	RESFR	2183.4	324.96	230.00	560.112	157.000	1.359670	3.567595
14	RESFR	6395.9	572.68	506.00	3876.326	990.000	1.131788	3.915481

TABELA 3.5 - RESULTADOS DO MÉTODO DE KERN (continuação)

TROCADOR # 4 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	RESFR	22.1	72.78	7.60	38.259	14.888	9.576595	2.604603
2	RESFR	45.2	100.50	17.70	83.507	27.792	7.336072	3.074712
3	RESFR	78.7	129.53	23.00	163.947	48.384	5.631887	3.388458
4	RESFR	113.4	153.59	31.70	269.138	69.552	4.938728	3.869601
5	RESFR	255.6	223.76	55.00	915.021	171.360	4.068453	5.339759
6	RESFR	372.3	267.18	70.00	1670.402	290.880	3.816849	5.742581
7	RESFR	503.6	307.20	73.50	2686.772	413.280	4.179036	6.501093
8	RESFR	652.5	348.71	87.00	4175.955	612.000	4.211509	6.823455
9	RESFR	916.9	414.04	106.00	7540.423	1055.520	3.906017	7.143799

TROCADOR # 5 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	RESFR	7.8	52.09	10.90	24.890	27.360	4.778938	0.909714
2	RESFR	13.4	66.00	16.30	38.510	36.000	4.048919	1.059728
3	RESFR	25.4	85.72	21.70	65.396	64.800	3.695016	1.009202
4	RESFR	42.4	105.63	26.40	105.420	89.280	4.001084	1.180779
5	RESFR	62.1	123.30	36.00	154.546	122.400	3.341446	1.262630
6	RESFR	90.0	144.13	44.50	233.275	167.040	3.238940	1.396523
7	RESFR	132.2	171.48	59.70	396.046	237.600	2.872389	1.666862
8	RESFR	204.9	206.83	72.00	724.255	371.520	2.872601	1.949439
9	RESFR	292.3	246.38	91.00	1287.745	587.520	2.767467	2.191831
10	RESFR	428.1	290.34	105.00	2234.005	950.400	2.765158	2.350595
11	RESFR	546.4	325.85	110.00	3338.116	1257.120	2.738198	2.655368

TROCADOR # 6 - KERN								
MED	PROCES	RFS	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	RESFR	51.9	111.64	30.40	99.753	73.440	3.672315	1.358299
2	RESFR	89.0	140.55	43.00	187.278	115.200	3.208881	1.625678
3	RESFR	145.3	170.98	51.00	354.311	195.840	3.352496	1.849188
4	RESFR	183.1	189.36	60.00	503.833	233.280	3.129889	2.159777
5	RESFR	209.6	201.33	65.30	616.577	293.760	3.083155	2.078914
6	RESFR	283.0	229.75	72.50	961.713	408.960	3.109024	2.351008
7	RESFR	323.2	244.25	78.00	1186.116	482.400	3.111367	2.458782
8	RESFR	358.5	255.98	70.30	1394.361	524.160	3.228001	2.660374

TABELA 3.5 - RESULTADOS DO MÉTODO DE KERN (continuação).

TROCADOR 7 - YEPK

REL	PROCES	RFS	HD	HOF	DELPS	DELPEK	HD/HOF	DELPS/DELPEK
1	RESFR	19.1	139.51	37.40	72.948	73.150	4.16544	1.00000
2	RESFR	20.1	160.11	44.00	103.500	97.470	3.966171	1.057777
3	RESFR	30.5	171.82	52.56	156.167	122.400	3.985341	1.226000
4	RESFR	51.7	219.12	65.70	214.986	166.100	3.355633	1.317777
5	RESFR	174.3	355.11	160.00	913.943	546.000	3.256146	1.444444
6	RESFR	222.7	396.01	122.00	1300.432	720.000	3.245968	1.555555
7	RESFR	17.5	156.07	37.40	168.471	164.160	3.961246	1.000000
8	RESFR	17.5	186.07	37.40	236.961	239.640	4.137499	1.000000
9	RESFR	33.3	239.94	67.50	413.977	385.920	3.555267	1.124444
10	RESFR	40.4	268.63	76.40	549.247	460.800	3.815769	1.124444
11	RESFR	50.5	285.60	80.00	666.220	555.840	3.570017	1.124444
12	RESFR	74.3	330.03	87.00	936.551	635.200	3.743465	1.124444
13	RESFR	86.7	357.25	98.00	1182.042	914.400	3.645367	1.226000
14	RESFR	116.9	403.94	116.00	1731.179	1310.400	3.482613	1.321111
15	RESFR	161.4	455.41	120.00	2575.962	1900.800	3.746758	1.355555

TROCADOR 8 - YEPK

REL	PROCES	RFS	HD	HOF	DELPS	DELPEK	HD/HOF	DELPS/DELPEK
1	RESFR	13.3	119.68	17.10	78.227	48.960	9.135822	1.577777
2	RESFR	24.7	154.59	21.10	139.663	97.920	7.326486	1.427777
3	RESFR	59.5	232.45	40.70	398.086	213.120	4.812548	1.877777
4	RESFR	69.1	245.52	55.00	457.512	216.880	4.463977	2.077777
5	RESFR	83.5	268.15	62.00	589.019	295.200	4.256319	2.077777
6	RESFR	114.9	306.60	60.00	900.434	426.240	4.411477	1.955555
7	RESFR	130.6	322.10	82.00	1050.307	426.240	3.860713	2.444444
8	RESFR	218.6	404.82	102.00	2271.434	914.400	3.968813	2.444444
9	RESFR	246.1	455.70	115.00	3252.232	1195.200	3.962566	2.444444
10	RESFR	349.9	574.71	151.00	7065.063	2217.600	3.962566	2.444444
11	RESFR	18.5	180.28	21.00	340.004	228.960	3.860012	1.124444
12	RESFR	22.1	198.25	28.00	418.820	262.080	8.262674	1.444444
13	RESFR	26.6	215.81	31.00	523.528	311.040	7.080246	1.527777
14	RESFR	31.0	229.38	35.00	598.087	391.680	6.765090	1.633333
15	RESFR	45.3	276.40	50.00	960.483	555.840	6.216250	1.527777
16	RESFR	93.1	356.54	82.00	1886.497	1048.320	5.284697	1.727777
17	RESFR	103.9	395.87	80.00	2622.844	1425.600	4.348099	1.727777
18	RESFR	147.3	455.70	100.00	4100.295	2016.000	4.447933	1.833333

TROCADOR 9 - YEPK

REL	PROCES	RFS	HD	HOF	DELPS	DELPEK	HD/HOF	DELPS/DELPEK
1	RESFR	222.8	288.03	70.00	3334.078	868.320	4.114701	3.517777
2	RESFR	281.2	321.98	80.00	4907.385	1137.600	4.024721	4.333333
3	RESFR	344.8	352.91	91.00	6684.515	1670.400	3.878120	4.000000
4	RESFR	494.5	391.08	97.00	9309.286	2160.000	4.031795	4.333333
5	RESFR	494.1	419.24	112.00	12128.819	2707.200	3.743222	4.666666
6	RESFR	588.2	457.11	125.00	16259.829	3600.000	3.654901	4.517777

TABELA 3.5 - RESULTADOS DO MÉTODO DE KERN (continuação).

TROCADOR #10 - KERN								
DEL	PROCESS	RFC	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	RESFR	252.3	334.27	128.00	1091.213	1147.680	2.011452	0.950799
2	RESFR	373.0	374.98	147.00	1624.781	1483.200	2.550892	1.075456
3	RESFR	340.4	386.30	156.00	1807.252	1728.000	2.476277	1.045863
4	RESFR	380.2	409.58	171.00	2216.768	2016.000	2.395225	1.099587
5	RESFR	432.3	431.95	181.00	2663.635	2361.000	2.386473	1.177894
6	RESFR	470.3	453.41	150.00	3171.530	2592.000	3.022747	1.223584
7	RESFR	527.3	474.68	206.00	3715.662	2808.000	2.304262	1.123241

TROCADOR #11 - KERN								
DEL	PROCESS	RES	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	RESFR	164.2	273.86	87.20	559.465	417.600	3.140555	1.339714
2	RESFR	255.6	334.07	107.00	1090.329	705.600	3.122111	1.545251
3	RESFR	285.0	350.41	110.00	1282.529	799.200	2.944611	1.604765
4	RESFR	324.9	373.36	125.00	1598.253	972.000	2.986866	1.644294
5	RESFR	348.7	386.73	132.00	1803.607	1051.200	2.929803	1.715760
6	RESFR	393.3	409.56	144.00	2216.564	1209.600	2.844149	1.832477
7	RESFR	439.8	432.24	152.00	2663.070	1440.000	2.843671	1.849354
8	RESFR	483.8	453.70	164.00	3170.923	1641.600	2.766449	1.931605
9	RESFR	535.1	474.80	175.00	3716.398	1886.400	2.713124	1.970101

TROCADOR #12 - KERN								
DEL	PROCESS	RFS	HO	HOF	DELPS	DELPEK	HO/HOE	DELPS/DELPEK
1	AQUEC	2.0	51.61	7.50	66.190	6.480	6.880981	10.214581
2	AQUEC	3.7	69.95	10.70	108.343	14.832	6.537284	7.304663
3	AQUEC	6.7	93.92	16.20	187.151	42.480	5.797641	4.405622
4	AQUEC	9.6	113.15	21.30	276.779	67.824	5.312440	4.080847
5	AQUEC	16.4	149.70	30.20	527.844	150.480	4.957076	3.507736
6	AQUEC	20.0	167.18	33.00	701.895	216.720	4.931643	3.238716
7	AQUEC	34.3	218.98	51.50	1392.499	419.040	4.252103	3.323069
8	AQUEC	42.4	244.91	59.50	1895.401	636.480	4.116173	2.977943
9	AQUEC	53.5	274.82	71.00	2616.569	884.160	3.870731	2.959384
10	AQUEC	65.2	303.90	80.00	3501.550	1152.000	3.706101	3.019540
11	AQUEC	75.0	327.26	90.00	4374.767	1504.600	3.636173	2.907208
12	RESFR	19.6	67.90	0.23	19.269	6.480	7.356232	2.973562
13	RESFR	53.0	107.53	22.00	60.708	19.584	4.695450	3.099876
14	RESFR	100.4	144.02	37.20	142.039	43.200	3.810112	3.287947
15	RESFR	128.1	166.09	46.00	231.757	64.800	3.548936	3.576500
16	RESFR	197.2	192.82	54.00	379.398	105.120	3.512147	3.609185
17	RESFR	258.1	219.86	66.70	589.579	164.160	3.296238	3.591491
18	RESFR	430.6	281.71	80.40	1400.793	354.240	3.116282	3.954361
19	RESFR	547.5	315.51	104.00	2098.962	524.160	3.033757	4.004430
20	RESFR	666.1	347.35	120.00	2940.418	734.400	2.894605	4.003837
21	RESFR	829.1	386.63	130.00	4276.270	1042.560	2.781510	4.101701
22	RESFR	948.1	414.25	152.00	5442.899	1310.400	2.725302	4.153616
23	RESFR	1111.6	442.41	168.00	7221.715	1749.600	2.633422	4.127638
24	RESFR	1432.3	503.10	198.00	11171.543	2736.000	2.540901	4.023166

TABELA 3.6 - RESULTADOS DO MÉTODO DE TINKER.

TROCADOR # 1 - TINKER									
MED	PROCESS	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	7031.0	3102.2	443.76	495.00	999.978	1265.400	0.638507	0.790247
2	AQUEC	1097.4	1601.0	311.11	442.00	322.802	441.500	0.703861	0.731148
3	AQUEC	672.0	1027.8	233.10	310.00	136.363	92.600	0.751941	1.372602
4	AQUEC	867.4	1324.9	270.30	376.00	215.438	283.000	0.718893	0.761265
5	RESFR	2032.6	3104.7	414.64	439.00	1068.110	1326.100	0.648887	0.805452
6	RESFR	1719.5	2626.5	376.86	473.00	793.791	931.200	0.657694	0.852438
7	RESFR	1072.8	1638.7	286.92	404.00	338.089	428.100	0.710209	0.793449
8	RESFR	719.4	1098.8	224.99	309.00	165.590	199.500	0.728116	0.830027
9	RESFR	2023.2	3090.3	413.34	467.00	1059.603	1214.000	0.619694	0.872820

TROCADOR # 2 - TINKER									
MED	PROCESS	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	2567.0	4695.5	504.79	618.00	2159.536	853.670	0.816808	2.525708
2	AQUEC	1504.5	2752.0	373.97	403.00	808.912	359.100	0.927953	2.752608
3	AQUEC	1009.0	1845.6	298.36	308.00	393.962	168.150	0.968699	2.342922
4	AQUEC	549.7	1005.6	207.25	200.00	132.042	56.530	1.036266	2.335704
5	RESFR	2496.0	4565.8	472.85	428.00	2296.721	628.900	1.104790	3.651965
6	RESFR	1105.1	2021.5	291.71	325.00	495.088	367.000	0.897580	1.349013
7	RESFR	1011.8	1850.8	277.30	249.00	422.885	178.980	1.113639	2.362752
8	RESFR	533.6	976.1	188.57	164.00	135.922	57.020	1.149034	2.363767
9	RESFR	543.9	995.0	190.87	167.00	140.756	59.408	1.142907	2.369304
10	RESFR	1496.8	2738.1	347.71	314.00	856.171	364.150	1.107370	2.351149
11	RESFR	1027.6	1879.8	279.59	254.00	434.613	171.370	1.100737	2.530110

TROCADOR # 3 - TINKER									
MED	PROCESS	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	3493.0	6389.6	579.98	934.00	3944.875	1699.200	0.695422	2.321607
2	AQUEC	2945.6	5388.2	548.42	734.00	2775.058	1298.600	0.747171	2.136901
3	AQUEC	1856.6	3396.2	421.89	524.00	1178.945	559.800	0.805143	2.100010
4	AQUEC	1107.2	2025.3	322.53	390.00	515.569	237.640	0.826994	2.169538
5	AQUEC	550.4	1006.7	207.04	211.00	132.192	66.930	0.981209	1.975081
6	AQUEC	2308.9	4223.5	475.98	589.00	1733.377	860.500	0.808113	2.014304
7	AQUEC	782.2	1436.9	254.35	275.00	250.219	131.610	0.924898	1.901217
8	RESFR	3441.0	6294.3	560.98	643.00	3937.656	1711.900	0.872449	2.300167
9	RESFR	2943.1	5383.6	511.20	584.00	2899.116	1269.400	0.875346	2.283847
10	RESFR	1841.3	3368.2	391.83	425.00	1244.469	570.500	0.921964	2.181366
11	RESFR	1162.7	2126.9	300.69	311.00	544.857	237.360	0.966833	2.295489
12	RESFR	542.3	991.9	190.20	180.00	139.977	68.880	1.057138	2.032191
13	RESFR	791.8	1446.4	237.89	239.00	271.485	136.860	0.995347	1.983667
14	RESFR	2319.6	4243.0	447.46	506.00	1900.775	730.300	0.884303	2.602731

TABELA 3.6 - RESULTADOS DO MÉTODO DE TINKER (continuação).

TROCADOR # 4 - TINKER									
HEO	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSSE	HO/HOE	DELPS/DELPSSE
1	RESFR	5.2	12.2	13.68	7.60	98.387	14.544	1.800270	6.764774
2	RESFR	10.6	24.9	19.88	13.70	208.526	26.928	1.451290	7.743826
3	RESFR	18.5	43.3	26.24	23.00	369.957	45.936	1.140800	8.953742
4	RESFR	26.6	62.4	31.50	31.10	532.137	64.656	1.012887	8.230280
5	RESFR	80.0	140.7	47.01	55.00	1255.509	149.760	0.854811	8.383471
6	RESFR	87.4	205.0	56.40	70.00	1953.848	244.800	0.805729	7.381406
7	RESFR	118.2	277.3	66.85	73.50	2824.655	355.520	0.909566	7.345137
8	RESFR	153.1	359.3	78.28	82.80	3999.956	486.720	0.945395	8.218188
9	RESFR	215.2	504.9	96.32	106.00	6568.382	800.640	0.908692	8.203914

TROCADOR # 5 - TINKER									
HEO	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSSE	HO/HOE	DELPS/DELPSSE
1	RESFR	1.6	3.3	11.36	10.90	58.906	27.360	1.042047	2.153010
2	RESFR	2.7	5.6	14.87	16.30	101.218	36.000	0.912458	2.811605
3	RESFR	5.1	10.6	20.08	23.20	179.535	64.800	0.865505	2.770607
4	RESFR	8.5	17.8	25.56	26.40	281.287	87.840	0.968217	3.202283
5	RESFR	12.4	26.0	30.90	36.90	387.829	119.520	0.837522	3.244888
6	RESFR	18.0	37.7	36.77	44.50	536.481	162.720	0.826195	3.296957
7	RESFR	26.5	55.3	44.92	59.70	775.396	228.960	0.737411	3.386601
8	RESFR	41.1	85.7	53.85	72.00	1135.133	352.800	0.747865	3.217496
9	RESFR	60.0	125.3	64.50	91.00	1667.440	557.280	0.708792	2.392104
10	RESFR	85.9	179.2	76.76	105.00	2430.608	881.280	0.731013	2.758043
11	RESFR	109.6	228.6	88.44	119.00	3257.917	1150.560	0.743168	2.831593

TROCADOR # 6 - TINKER									
HEO	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSSE	HO/HOE	DELPS/DELPSSE
1	RESFR	13.3	30.5	25.77	30.40	280.819	70.560	0.847752	3.979867
2	RESFR	22.8	52.3	33.15	43.80	471.315	106.560	0.756939	4.422998
3	RESFR	37.2	85.3	41.19	51.00	717.601	175.680	0.807719	4.084706
4	RESFR	46.9	107.5	46.15	60.50	920.914	201.600	0.762781	4.568026
5	RESFR	53.7	123.1	49.06	65.30	1065.770	254.880	0.751373	4.181458
6	RESFR	72.5	166.1	55.97	72.50	1474.389	341.280	0.771955	4.320175
7	RESFR	82.8	189.7	59.79	78.00	1717.072	394.560	0.766496	4.351865
8	RESFR	91.8	210.4	62.59	79.30	1940.431	419.040	0.789242	4.630658

TABELA 3.6 - RESULTADOS DO MÉTODO DE TINKER (continuação).

TROCADOR # 7 - TINKER									
RED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	11.7	18.1	32.02	32.40	171.163	73.440	0.988310	2.330653
2	RESFR	17.3	26.7	38.07	46.00	231.935	96.480	0.827676	2.403972
3	RESFR	25.0	38.5	45.15	53.50	310.116	126.960	0.843905	2.563790
4	RESFR	33.1	51.1	52.42	65.30	407.310	161.280	0.802729	2.525487
5	RESFR	107.4	165.8	87.48	109.00	1144.331	514.080	0.902603	2.225979
6	RESFR	137.2	211.8	99.79	122.00	1515.737	679.680	0.817938	2.230075
7	RESFR	7.7	11.9	32.93	39.40	435.491	164.160	0.835799	2.652845
8	RESFR	12.0	18.5	38.73	42.90	614.868	237.600	0.902792	2.587828
9	RESFR	20.5	31.6	51.18	67.50	1029.106	381.600	0.758292	2.596820
10	RESFR	28.6	44.1	58.10	70.40	1196.254	452.160	0.825294	2.645644
11	RESFR	31.1	48.0	61.85	80.00	1405.281	545.760	0.773116	2.574906
12	RESFR	45.4	70.7	73.43	87.00	1674.335	816.480	0.844036	2.050675
13	RESFR	53.4	82.4	74.75	98.00	2041.261	887.040	0.813737	2.301205
14	RESFR	73.2	113.0	91.28	116.00	2670.081	1267.200	0.786911	2.107072
15	RESFR	93.3	144.0	104.36	120.20	3637.069	1828.800	0.868247	1.988773

TROCADOR # 8 - TINKER									
RED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	7.4	11.8	24.37	13.10	132.195	48.960	1.460665	2.700059
2	RESFR	12.8	20.3	31.74	21.10	226.158	97.920	1.504329	2.305620
3	RESFR	10.8	48.9	49.09	48.30	521.835	210.240	1.016264	2.482091
4	RESFR	35.8	56.8	52.07	55.00	569.546	214.560	0.946690	2.654485
5	RESFR	43.3	68.6	57.19	63.00	682.598	289.440	0.907044	2.358342
6	RESFR	59.6	94.4	65.91	69.50	897.409	416.160	0.948411	2.156403
7	RESFR	67.7	107.3	70.20	83.00	987.908	414.720	0.845837	2.382109
8	RESFR	113.3	179.6	89.31	102.00	1767.141	880.160	0.875562	2.007750
9	RESFR	145.2	230.2	103.09	115.00	2316.603	1152.000	0.896463	2.010940
10	RESFR	233.3	369.7	135.44	151.00	4320.546	2102.400	0.896940	2.058054
11	RESFR	9.6	15.2	33.43	21.80	621.437	227.520	1.533623	2.731351
12	RESFR	11.4	18.1	38.14	28.00	732.342	260.640	1.362288	2.809783
13	RESFR	13.8	21.8	40.62	31.96	916.378	308.160	1.273484	2.973708
14	RESFR	16.1	25.5	43.35	36.90	1019.301	388.800	1.174809	2.621659
15	RESFR	23.5	37.2	53.84	52.30	1470.251	550.080	1.029390	2.672795
16	RESFR	43.1	68.3	70.53	82.00	2358.890	1029.600	0.860102	2.291074
17	RESFR	53.9	85.4	79.41	89.00	2902.035	1396.800	0.892211	2.077631
18	RESFR	76.4	121.1	93.02	109.00	3958.331	1958.400	0.853413	2.021207

TROCADOR # 9 - TINKER									
RED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	120.6	223.8	58.87	70.00	2763.067	858.800	0.840997	3.248211
2	RESFR	152.3	282.6	67.28	80.00	3820.415	1123.200	0.840978	3.401367
3	RESFR	186.7	346.5	75.24	91.00	4893.543	1641.600	0.826817	2.980960
4	RESFR	267.8	497.0	85.67	97.00	6217.846	2116.800	0.883185	2.437286
5	RESFR	267.6	496.5	91.79	112.00	8105.952	2649.600	0.819584	3.059311
6	RESFR	316.5	591.0	102.12	125.00	10353.352	3528.000	0.816996	2.934623

TABELA 3.6 - RESULTADOS DO MÉTODO DE TINKER (continuação).

TROCADOR #10 - TINKER									
MED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPs	DELPsE	HO/HOE	DELPs/DELPsE
1	RESFR	283.5	420.8	133.73	128.00	1924.356	1117.440	1.044741	1.722111
2	RESFR	303.0	536.8	153.37	147.00	2748.160	1438.560	1.043362	1.910355
3	RESFR	342.6	567.9	158.73	156.00	3030.377	1684.800	1.017512	1.798657
4	RESFR	434.0	644.2	170.36	171.00	3636.762	1958.400	0.996263	1.457007
5	RESFR	445.8	721.0	181.37	181.00	4322.889	2275.200	1.002051	1.400004
6	RESFR	535.3	794.6	191.84	150.00	5071.577	2491.200	1.278933	2.735.37
7	RESFR	592.6	879.6	202.22	206.00	5870.216	2692.800	0.981632	2.179967

TROCADOR #11 - TINKER									
MED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPs	DELPsE	HO/HOE	DELPs/DELPsE
1	RESFR	175.7	287.4	102.17	87.20	723.266	403.200	1.171656	1.793813
2	RESFR	273.5	447.4	130.14	107.00	1309.848	676.800	1.216253	1.935355
3	RESFR	305.1	499.0	137.83	119.00	1514.598	764.640	1.158272	1.980799
4	RESFR	347.7	568.8	148.51	125.00	1850.205	927.360	1.188118	1.995131
5	RESFR	373.7	610.4	154.97	132.00	2063.023	1008.000	1.174037	2.046650
6	RESFR	421.6	686.6	165.89	144.00	2488.862	1152.000	1.152019	2.160471
7	RESFR	470.8	770.0	176.59	152.00	2964.317	1353.600	1.161799	2.189951
8	RESFR	517.8	847.1	186.75	164.00	3483.998	1540.800	1.138708	2.261162
9	RESFR	572.7	936.0	196.83	175.00	4039.480	1771.200	1.124731	2.286651

TROCADOR #12 - TINKER									
MED	PROCES	REN	REP	HO	HOE	DELPs	DELPsE	HO/HOE	DELPs/DELPsE
1	AQUEC	1.8	2.8	15.21	7.50	125.090	6.480	2.027352	19.303961
2	AQUEC	3.3	5.2	20.55	10.70	246.710	14.832	1.920915	16.633629
3	AQUEC	6.0	9.3	27.48	16.20	475.231	42.480	1.696193	11.187181
4	AQUEC	8.6	13.4	32.71	21.30	731.997	67.824	1.535728	10.792603
5	AQUEC	14.7	22.9	43.99	30.20	1387.976	150.480	1.456685	9.223861
6	AQUEC	17.9	27.9	49.43	33.90	1812.126	214.560	1.458027	9.445779
7	AQUEC	30.7	47.7	65.71	51.50	3286.612	416.160	1.275888	7.897472
8	AQUEC	38.0	59.1	73.93	59.50	4244.459	630.720	1.242474	6.729545
9	AQUEC	48.0	74.6	83.54	71.00	5356.191	876.960	1.176625	6.106539
10	AQUEC	58.4	90.8	92.89	82.00	6663.015	1140.480	1.1328.4	6.105337
11	AQUEC	67.2	104.5	100.43	90.00	8529.560	1483.200	1.115888	5.750782
12	RESFR	17.5	27.3	21.20	9.23	47.197	6.480	2.296525	7.283549
13	RESFR	47.5	73.8	34.30	22.90	118.529	19.000	1.497977	6.238350
14	RESFR	99.9	139.8	46.71	37.80	249.387	43.200	1.235808	5.772843
15	RESFR	114.8	170.4	54.42	46.80	382.062	63.360	1.162749	6.030017
16	RESFR	176.7	274.7	66.51	54.90	566.180	103.680	1.211425	5.460840
17	RESFR	231.7	359.4	77.61	66.70	828.907	161.280	1.163615	5.139553
18	RESFR	385.8	599.7	103.91	90.40	1782.190	347.040	1.149403	5.135373
19	RESFR	496.5	762.5	119.22	104.00	2541.145	511.200	1.146343	4.970941
20	RESFR	596.8	927.6	133.01	120.00	3472.927	720.000	1.108379	4.823510
21	RESFR	742.9	1154.6	150.19	139.00	4836.784	1015.200	1.080532	4.764366
22	RESFR	849.5	1320.4	162.26	152.00	6000.597	1267.200	1.067497	4.735320
23	RESFR	995.9	1548.0	177.95	168.00	7782.240	1699.200	1.059238	4.579944
24	RESFR	1283.3	1994.7	208.90	198.00	11661.917	2649.600	1.055068	4.401388

TABELA 3.7 - RESULTADOS DO MÉTODO DE BELL.

TROCADOR # 1 - BELL

VED	PROCES	RFS	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	7298,8	556,13	695,00	1164,301	1265,400	,803063	0,920105
2	AQUEC	3907,9	326,42	442,00	344,307	441,500	,738497	0,779858
3	AQUEC	2418,1	245,29	310,00	135,636	92,600	,791253	1,464747
4	AQUEC	3117,1	285,39	376,00	222,440	283,000	,759004	0,786009
5	RESFR	7304,6	527,02	630,00	1189,514	1326,100	,824763	0,897001
6	RESFR	6179,6	474,15	573,00	864,655	931,200	,827488	0,928539
7	RESFR	3855,4	302,32	404,00	344,493	426,100	,748323	0,808478
8	RESFR	2585,3	237,72	300,00	159,345	199,500	,769326	0,798720
9	RESFR	7270,7	525,26	667,00	1178,963	1214,000	,787496	0,971139

TROCADOR # 2 - BELL

VED	PROCES	RFS	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	5418,4	530,68	610,00	1072,116	853,670	,858704	1,255670
2	AQUEC	3175,6	389,74	403,00	386,590	359,100	,967090	1,076553
3	AQUEC	2129,7	308,93	308,00	182,696	168,150	1,003022	1,076508
4	AQUEC	1160,4	214,86	200,00	58,395	56,530	1,074284	1,032983
5	RESFR	5268,7	500,42	420,00	1109,544	628,900	1,169201	1,764261
6	RESFR	2332,7	303,85	325,00	225,100	367,000	,934909	0,613352
7	RESFR	2135,7	288,37	240,00	191,031	178,980	1,157907	1,057329
8	RESFR	1126,4	195,85	164,00	57,915	57,020	1,194234	1,015695
9	RESFR	1148,1	198,29	167,00	60,024	59,408	1,187381	1,010370
10	RESFR	3159,6	364,34	314,00	398,132	364,150	1,160317	1,093318
11	RESFR	2169,2	290,80	250,00	196,513	171,370	1,144893	1,146720

TROCADOR # 3 - BELL

VED	PROCES	RFS	HO	HOE	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	7373,2	764,46	834,00	2170,765	1699,200	,916618	1,277522
2	AQUEC	6217,7	709,94	734,00	1537,801	1298,600	,967216	1,184199
3	AQUEC	3919,0	460,58	524,00	627,964	559,800	,878979	1,121764
4	AQUEC	2337,1	349,31	390,00	265,200	237,640	,895671	1,115973
5	AQUEC	1161,7	224,36	211,00	64,447	66,930	1,063296	0,962904
6	AQUEC	4873,7	521,30	589,00	937,272	860,500	,885056	1,089217
7	AQUEC	1651,2	276,88	275,00	125,127	131,610	1,006851	0,950744
8	RESFR	7263,3	743,01	643,00	2138,780	1711,900	1,155539	1,249351
9	RESFR	6212,4	670,45	584,00	1558,273	1269,400	1,148035	1,227567
10	RESFR	3886,8	430,78	425,00	645,077	570,500	1,013604	1,130722
11	RESFR	2454,4	327,71	311,00	273,591	237,360	1,053720	1,152642
12	RESFR	1144,6	206,73	180,00	65,915	68,880	1,148477	0,956961
13	RESFR	1671,4	260,01	230,00	132,780	136,860	1,087894	0,970187
14	RESFR	4896,2	494,13	506,00	1000,620	730,300	,976542	1,370149

TABELA 3.7 - RESULTADOS DO MÉTODO DE BELL (continuação).

TROCADOR 4 - BELL

MED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	10.6	13.05	7.40	18.431	14.544	1.716675	1.257264
2	RESFR	34.0	16.43	11.70	37.940	28.928	1.199209	1.408929
3	RESFR	49.2	19.85	23.00	70.409	45.930	.863183	1.532771
4	RESFR	45.3	22.91	31.10	107.796	64.656	.736792	1.667221
5	RESFR	192.2	56.02	55.00	307.629	149.760	1.018624	2.054149
6	RESFR	280.0	67.83	70.00	519.694	244.800	.968970	2.122935
7	RESFR	378.7	80.42	73.50	796.563	355.520	1.094191	2.248559
8	RESFR	490.7	94.62	82.00	1181.479	486.720	1.142719	2.427430
9	RESFR	689.6	117.16	106.00	2051.117	800.640	1.105242	2.561847

TROCADOR 5 - BELL

MED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	5.8	7.07	10.00	9.521	27.360	.649036	0.348004
2	RESFR	10.0	8.37	14.30	16.594	36.000	.513759	0.450954
3	RESFR	18.9	10.05	23.20	26.852	64.800	.433009	0.414378
4	RESFR	31.6	11.63	26.40	41.295	87.840	.440366	0.470119
5	RESFR	46.2	13.02	36.00	58.027	119.520	.352848	0.485500
6	RESFR	67.0	14.67	44.50	84.011	162.720	.329697	0.516289
7	RESFR	98.4	16.99	50.70	130.923	228.960	.284581	0.571815
8	RESFR	152.6	36.54	72.00	218.707	352.800	.507531	0.619918
9	RESFR	222.9	44.46	91.00	359.312	557.280	.488524	0.644761
10	RESFR	318.8	53.78	105.00	577.762	881.280	.512231	0.655594
11	RESFR	406.8	62.04	119.00	823.577	1150.560	.521331	0.715806

TROCADOR 6 - BELL

MED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	35.5	23.92	30.40	62.459	70.560	.786852	0.885193
2	RESFR	60.9	28.27	43.00	109.385	106.560	.645389	1.026515
3	RESFR	99.4	33.55	51.00	181.143	175.680	.657766	1.031097
4	RESFR	125.2	59.93	60.50	238.298	201.600	.990508	1.182032
5	RESFR	143.4	63.64	65.70	283.828	254.880	.974516	1.113577
6	RESFR	193.6	73.13	72.50	416.915	341.280	1.008757	1.221623
7	RESFR	221.0	78.74	78.00	498.013	394.560	1.009468	1.252197
8	RESFR	245.2	83.09	79.30	573.388	419.040	1.047782	1.358338

TABELA 3.7 - RESULTADOS DO MÉTODO DE BELL (continuação).

TROCADOR # 7 - BELL

RED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPs	DELPSE	HO/HOE	DELPs/DELPSE
1	RESFR	25.1	21.49	32.10	26.979	73.440	.663142	0.357354
2	RESFR	36.3	23.79	46.00	37.584	96.480	.517155	0.329550
3	RESFR	53.3	26.41	51.50	52.908	120.960	.493703	0.437398
4	RESFR	70.6	28.47	65.30	73.830	161.280	.451256	0.457774
5	RESFR	229.4	69.77	109.00	249.723	514.080	.640064	0.485767
6	RESFR	293.0	77.25	129.00	358.243	679.680	.633221	0.527070
7	RESFR	10.5	23.84	30.10	68.209	164.160	.605045	0.415503
8	RESFR	25.6	25.90	42.00	90.312	237.600	.603397	0.401146
9	RESFR	43.8	30.77	67.50	168.881	381.600	.455820	0.442561
10	RESFR	61.0	33.35	70.00	200.630	452.160	.473715	0.456984
11	RESFR	60.4	35.08	80.00	247.800	545.760	.438480	0.454046
12	RESFR	97.8	39.36	87.00	336.202	816.480	.452428	0.411770
13	RESFR	114.0	70.58	90.00	351.440	887.040	.720155	0.396195
14	RESFR	156.4	76.95	116.00	511.009	1267.200	.663368	0.493256
15	RESFR	199.2	84.67	120.00	759.274	1828.800	.704386	0.415176

TROCADOR # 8 - BELL

RED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPs	DELPSE	HO/HOE	DELPs/DELPSE
1	RESFR	18.1	19.22	13.10	23.861	46.960	1.466989	0.437355
2	RESFR	31.2	22.70	21.10	41.036	97.920	1.075788	0.419072
3	RESFR	75.1	30.35	48.30	104.749	210.240	.628323	0.498237
4	RESFR	87.3	31.50	55.00	117.384	214.560	.572674	0.547094
5	RESFR	105.6	56.98	61.00	124.393	289.440	.904463	0.429771
6	RESFR	145.2	62.59	69.50	185.181	416.160	.900637	0.444976
7	RESFR	164.9	65.35	81.00	212.123	414.720	.787345	0.511495
8	RESFR	276.1	77.80	107.00	441.560	880.160	.762786	0.501602
9	RESFR	353.8	90.54	115.00	623.328	1152.000	.787295	0.541083
10	RESFR	568.3	120.79	159.00	1323.540	2102.400	.799906	0.629538
11	RESFR	23.4	25.36	21.00	110.704	227.520	1.163245	0.486568
12	RESFR	27.9	27.85	29.00	133.295	260.640	.994720	0.511416
13	RESFR	33.6	28.66	31.00	165.555	308.160	.898584	0.537236
14	RESFR	39.2	29.74	36.00	185.842	388.800	.805841	0.477990
15	RESFR	57.2	34.01	52.00	283.034	550.080	.661669	0.514533
16	RESFR	105.0	70.37	82.00	428.948	1029.600	.858191	0.416010
17	RESFR	131.3	76.59	80.00	583.059	1396.800	.860554	0.417425
18	RESFR	186.1	84.95	100.00	882.531	1958.400	.779362	0.450639

TROCADOR # 9 - BELL

RED	PROCES	RES	HO	HOF	DELPs	DELPSE	HO/HOE	DELPs/DELPSE
1	RESFR	276.9	63.14	70.00	685.603	856.800	.902006	0.800191
2	RESFR	349.6	72.71	80.00	959.678	1123.200	.908920	0.854592
3	RESFR	428.6	81.87	91.00	1249.981	1641.600	.699628	0.751440
4	RESFR	614.8	94.33	97.00	1653.171	2116.800	.972423	0.780970
5	RESFR	614.2	101.07	112.00	2160.868	2649.600	.902369	0.815545
6	RESFR	731.2	113.09	125.00	2810.911	3528.000	.904690	0.796743

TABELA 3.7 - RESULTADOS DO MÉTODO DE BELL (continuação).

TROCADOR #10 - BELL								
HEQ	PROCES	RES	HO	HOF	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	RESFR	412.7	136.33	128.00	641.923	1117.440	1.065111	0.574459
2	RESFR	528.4	157.62	147.00	942.358	1438.560	1.072259	0.655070
3	RESFR	557.0	163.41	156.00	1045.324	1684.000	1.047476	0.670444
4	RESFR	631.8	176.10	171.00	1287.908	1956.400	1.029801	0.657633
5	RESFR	707.2	188.16	181.00	1556.705	2275.200	1.039574	0.641569
6	RESFR	779.3	199.65	190.00	1836.505	2491.200	1.331008	0.737197
7	RESFR	862.7	211.14	206.00	2141.373	2692.800	1.024974	0.795222

TROCADOR #12 - BELL								
HEQ	PROCES	RES	HO	HOF	DELPS	DELPSE	HO/HOE	DELPS/DELPSE
1	AQUEC	2.4	15.34	7.50	24.757	6.480	2.045582	3.820535
2	AQUEC	4.3	18.91	10.70	50.726	14.832	1.767251	3.420054
3	AQUEC	7.8	23.12	16.20	101.511	42.480	1.426998	2.389624
4	AQUEC	11.2	26.03	21.30	159.875	67.824	1.222000	2.357205
5	AQUEC	19.0	31.66	30.20	297.023	150.480	1.048182	1.973837
6	AQUEC	23.2	34.29	33.90	389.589	214.560	1.011451	1.815757
7	AQUEC	39.7	41.29	51.50	733.962	416.160	.801676	1.753654
8	AQUEC	49.2	44.58	59.50	975.235	630.720	.749326	1.516226
9	AQUEC	62.1	48.82	71.00	1306.461	876.960	.687563	1.489781
10	AQUEC	75.6	52.78	82.00	1703.010	1140.480	.643671	1.473239
11	AQUEC	87.0	55.90	90.00	2087.998	1483.200	.621141	1.407766
12	RESFR	72.7	14.77	9.73	9.272	6.480	1.599800	1.430907
13	RESFR	61.5	20.07	27.00	26.014	19.000	.876546	1.359170
14	RESFR	116.4	45.73	37.00	43.916	43.200	1.209773	1.016578
15	RESFR	148.5	51.27	46.00	70.179	63.360	1.094353	1.107122
16	RESFR	228.6	55.91	54.00	111.083	103.680	1.066613	1.071403
17	RESFR	299.2	63.19	66.70	169.746	161.280	.947311	1.052491
18	RESFR	499.2	86.03	90.40	392.723	347.040	.951624	1.131636
19	RESFR	634.7	99.49	104.00	583.755	511.200	.956616	1.141931
20	RESFR	772.1	111.71	120.00	815.644	720.000	.930915	1.132839
21	RESFR	961.1	127.06	139.00	1184.824	1015.200	.914084	1.157084
22	RESFR	1099.1	147.37	152.00	1508.145	1267.200	.969536	1.190140
23	RESFR	1288.6	162.47	168.00	2015.735	1699.200	.967078	1.186285
24	RESFR	1660.4	189.13	198.00	3163.903	2649.600	.955221	1.194106

. Figuras

Como as definições dos números de REYNOLDS variam de método a método, os resultados da comparação entre os valores calculados e os experimentais do coeficiente de película e da perda de carga, apresentados nas tabelas, estão dispostos em seis figuras em função dos números de REYNOLDS, de 1 a 10.000, correspondentes a cada método.

As Figuras 3.1, 3.2 e 3.3 trazem os resultados da troca de calor correspondentes aos três métodos, e as Figuras 3.4, 3.5 e 3.6 os resultados da perda de carga. Cada figura contém dados dos 12 trocadores citados, exceto as duas do BELL, que contêm dados de 11 trocadores.

Os símbolos que representam os trocadores são os seguintes:

▲	TROCADOR	1	Δ	TROCADOR	7
x	TROCADOR	2	○	TROCADOR	8
■	TROCADOR	3	▷	TROCADOR	9
◀	TROCADOR	4	◀	TROCADOR	10
+	TROCADOR	5	□	TROCADOR	11
◇	TROCADOR	6	●	TROCADOR	12

Para as figuras, tomou-se como referência o formato das Figuras 3.7 e 3.8 de PALEN e TABOREK, do HTRI^(3.12). Estas figuras mostram o comportamento das previsões de cálculo de troca de calor e perda de carga segundo os métodos de TINKER e de BELL, que foram considerados os dois melhores métodos da literatura aberta analisados pela referida instituição.

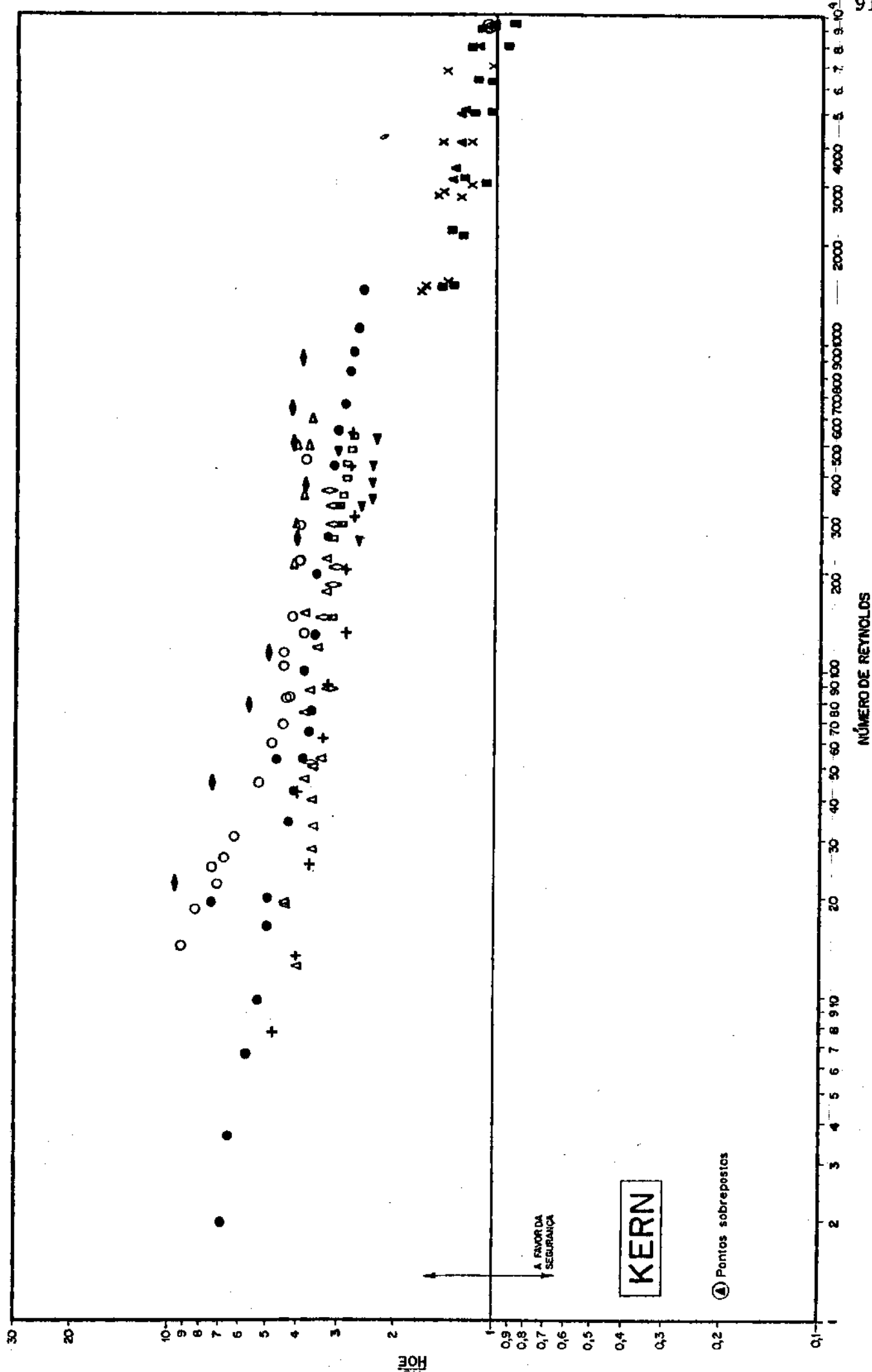


FIGURA 3.1 - COMPARAÇÃO DOS COEFICIENTES DE PELÍCULA CALCULADO E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE KERN.

NÚMERO DE REYNOLDS

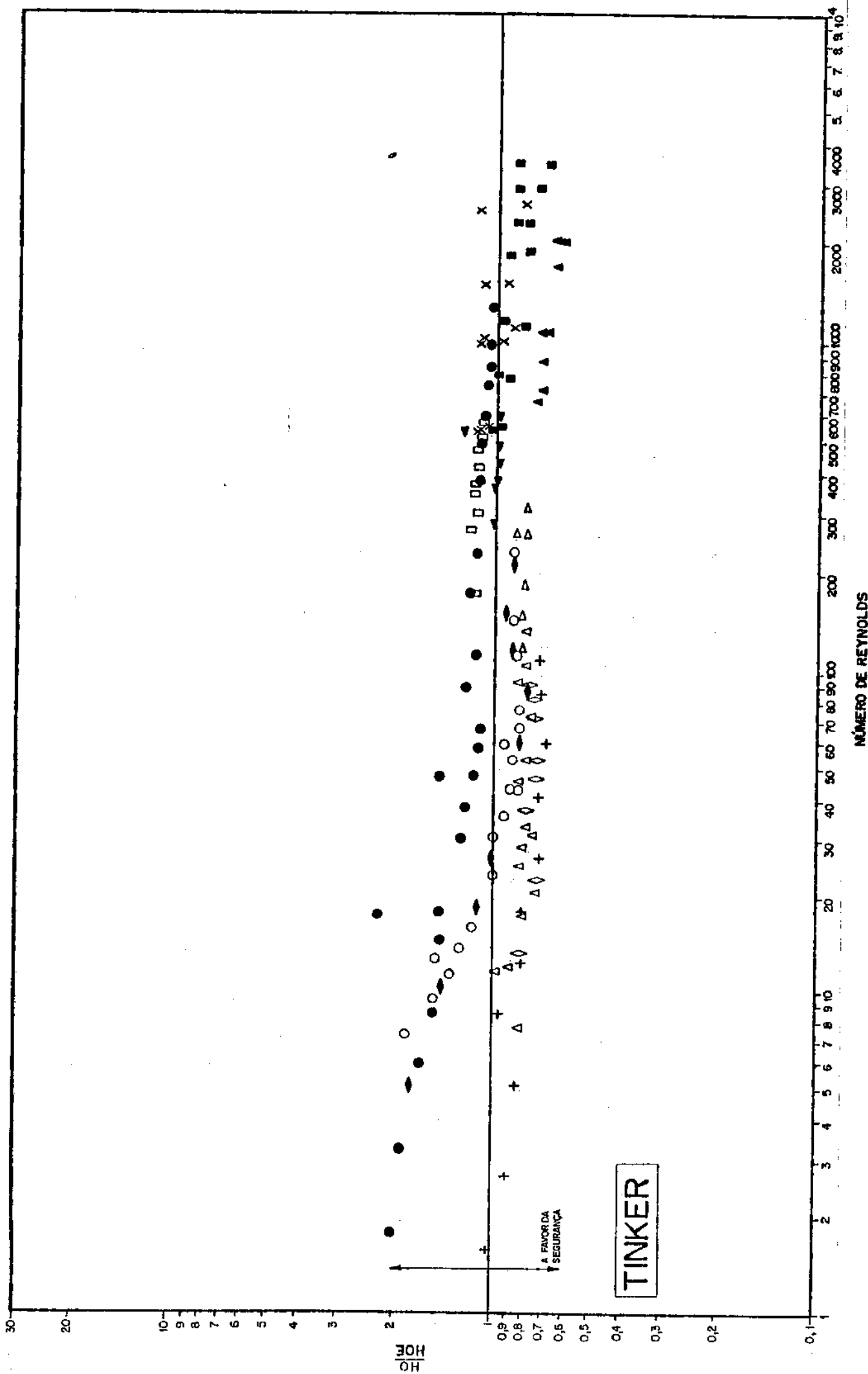


FIGURA 3.2 - COMPARAÇÃO DOS COEFICIENTES DE PELÍCULA CALCULADO E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE TINKER.

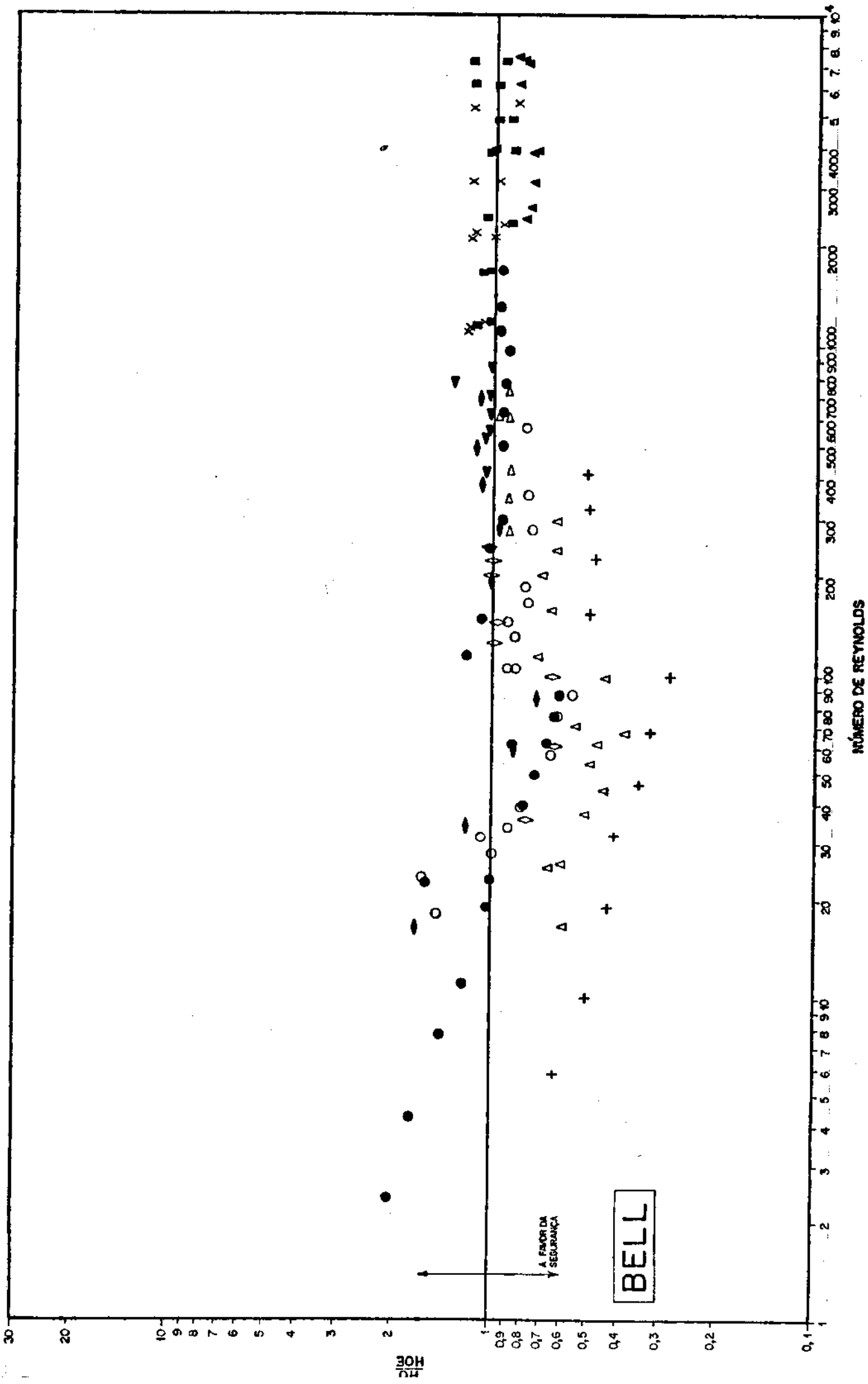


FIGURA 3.3 - COMPARAÇÃO DOS COEFICIENTES DE PELÍCULA CALCULADO E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE BELL.

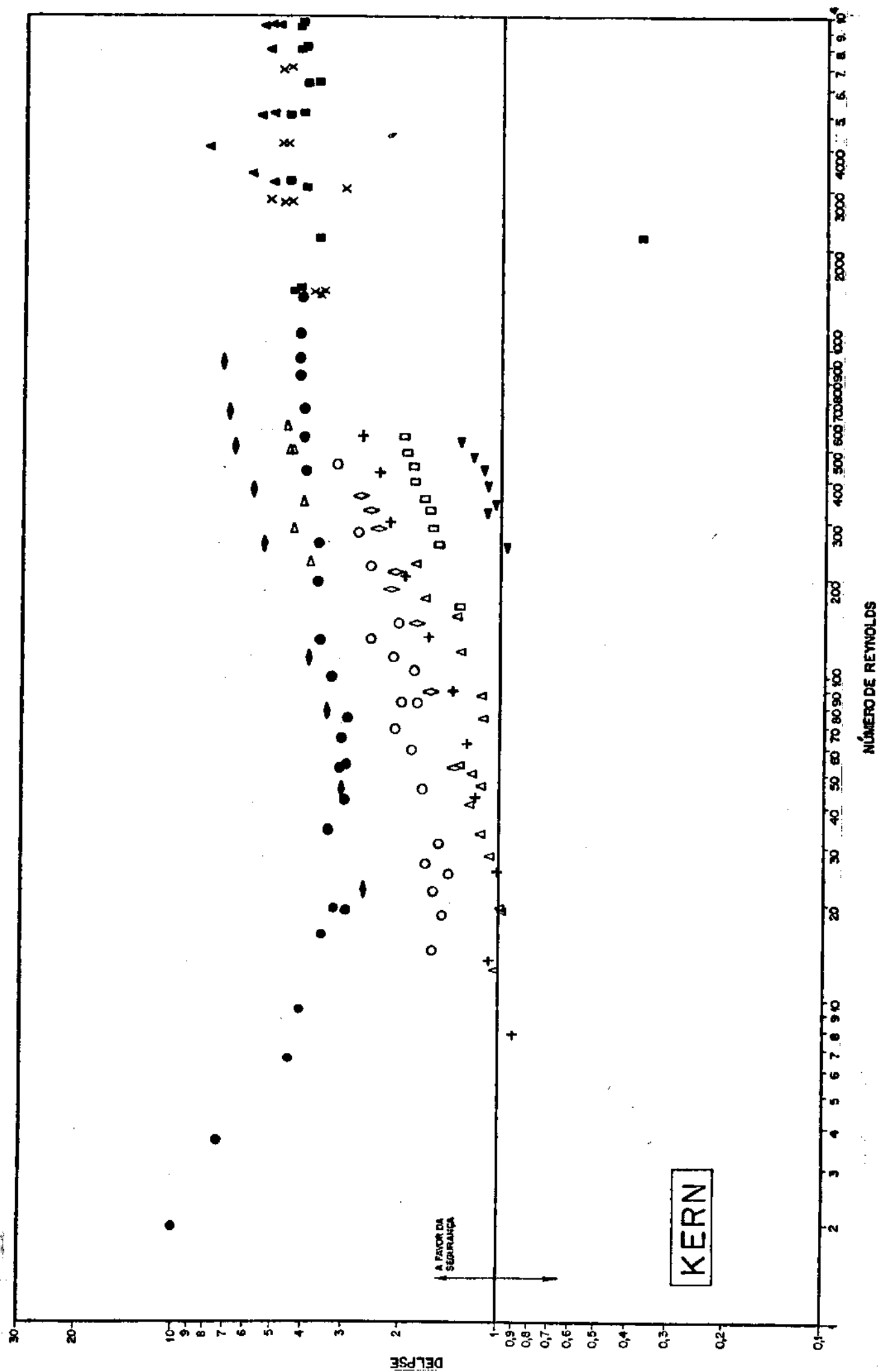


FIGURA 3.4 - COMPARAÇÃO DAS PERDAS DE CARGA CALCULADA E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE KERN.

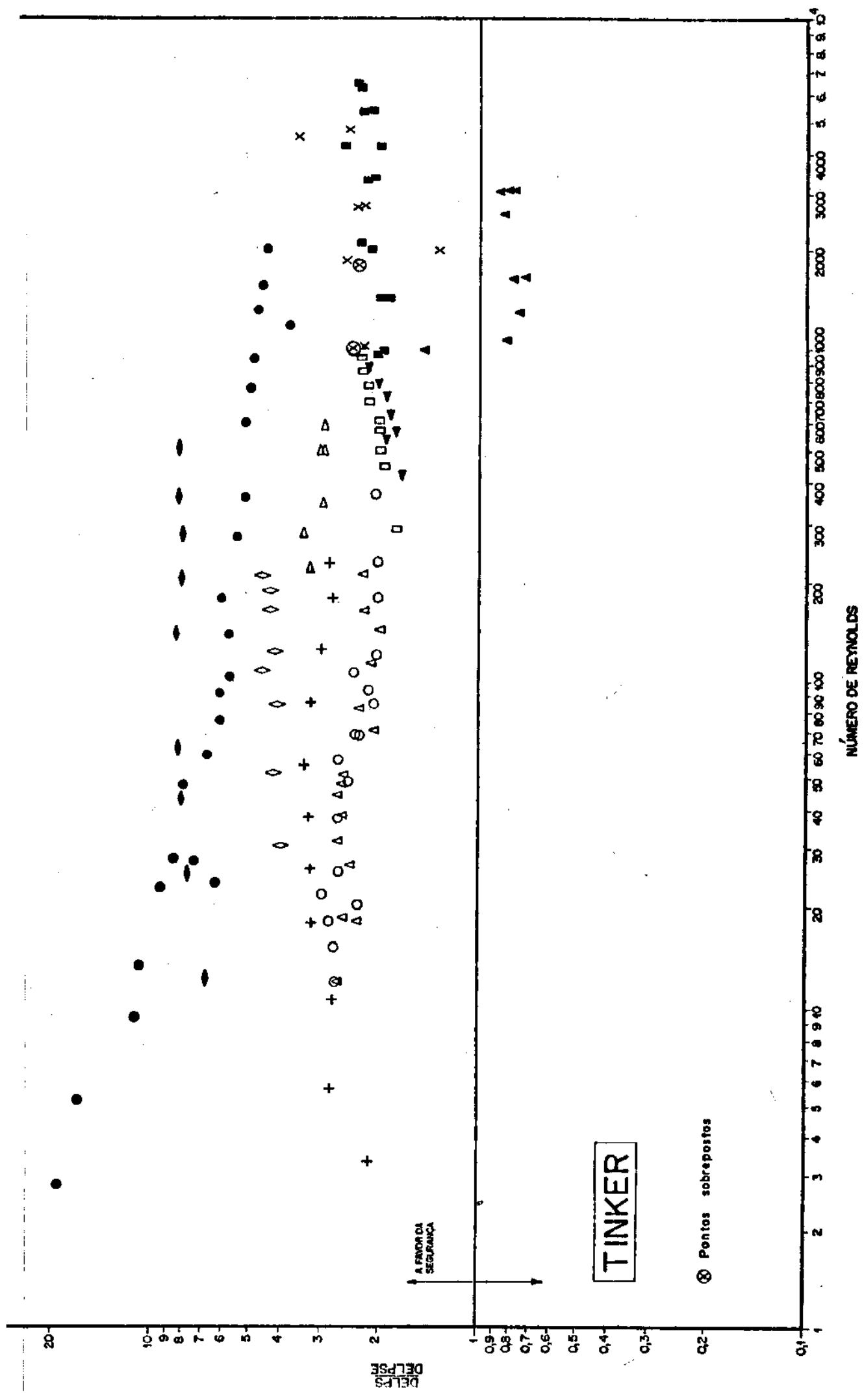


FIGURA 3.5 - COMPARAÇÃO DAS PERDAS DE CARGA CALCULADA E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE TINKER.

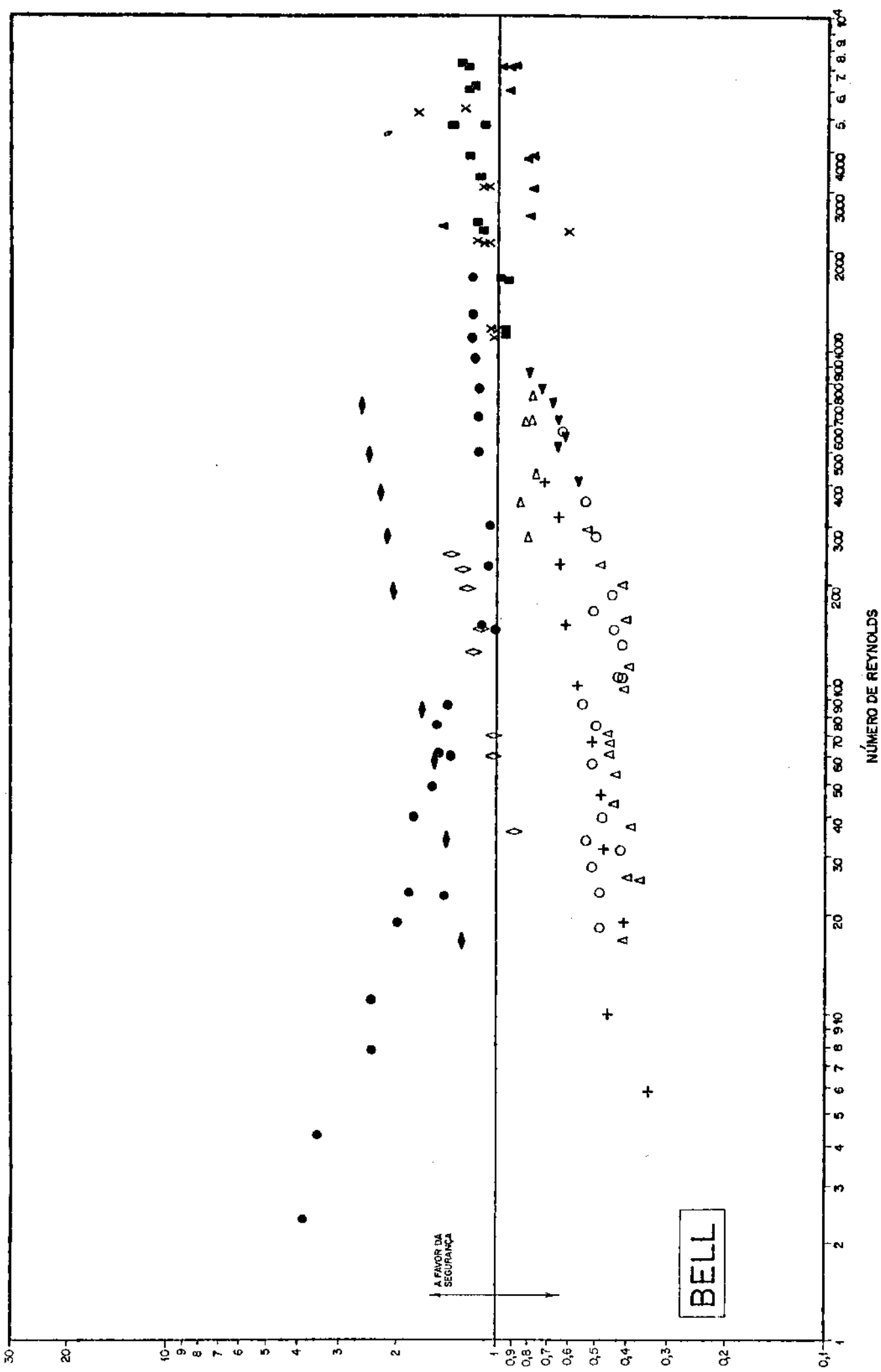


FIGURA 3.6 - COMPARAÇÃO DAS PERDAS DE CARGA CALCULADA E EXPERIMENTAL - MÉTODO DE BELL.

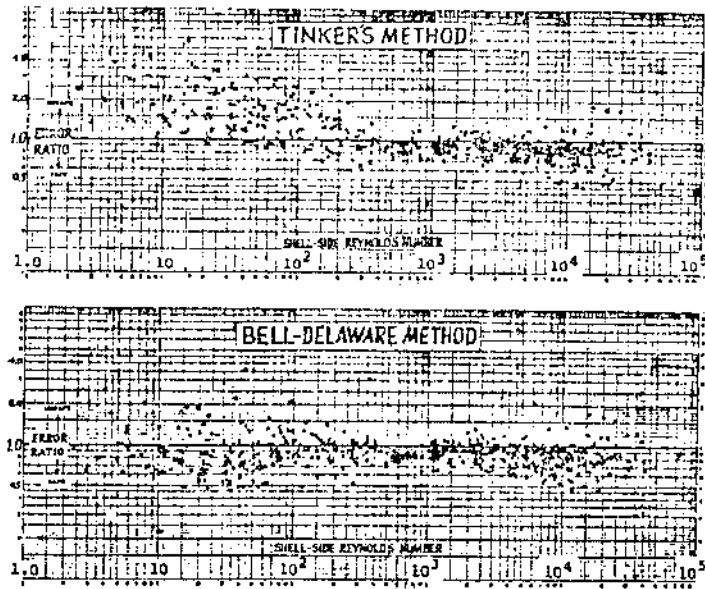


FIGURA 3.7 - ESTIMATIVA DA TROCA DE CALOR PELOS MÉTODOS DE BELL E TINKER, SEGUNDO PALEN E TABOREK^(3.12).

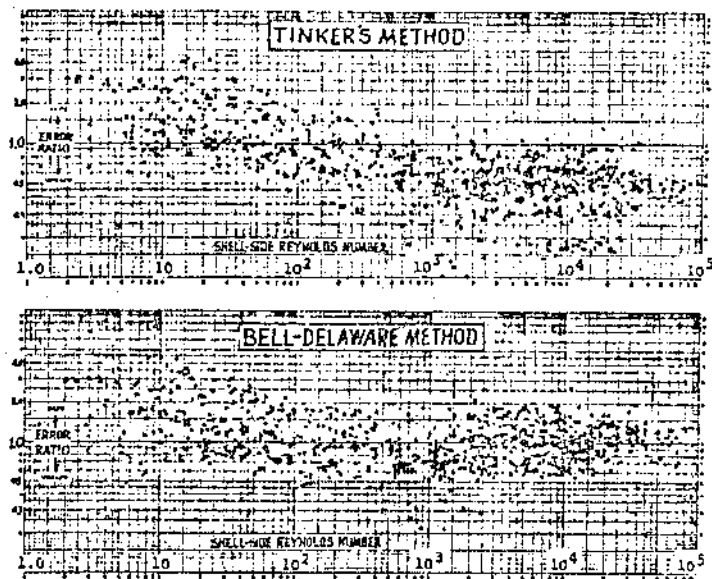


FIGURA 3.8 - ESTIMATIVA DA PERDA DE CARGA PELOS MÉTODOS DE BELL E TINKER, SEGUNDO PALEN E TABOREK^(3.12).

3.4 - COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

A discussão dos métodos de cálculo termo-hidráulico de KERN, TINKER e BELL para o escoamento do lado do casco tem como base os resultados correspondentes aos 12 trocadores, apresentados nas Figuras 3.1 a 3.6, considerando todos os dados e hipóteses relacionados com os mesmos.

Para cada figura, a razão entre o valor calculado e o valor experimental igual a 1,0, corresponde a uma estimativa correta oferecida por cada método. Os valores situados na região acima de 1,0, correspondem à superestimação da perda de carga ou à subestimação da troca de calor.

3.4.1 - Análise geral dos três métodos

(a) Troca de calor. Os métodos de KERN, TINKER e BELL apresentam razões h_o/h_{oe} entre as faixas de 0,76 a 9,6, 0,54 a 2,3 e 0,28 a 2,1, respectivamente. TINKER e BELL apresentam uma gama de valores próximos ao valor 1,0, sendo que TINKER, apesar de apresentar seus pontos mais próximos de 1,0 do que BELL, tanto acima como abaixo, possui maior número de pontos na região contra a segurança do que este último; os dois apresentam uma melhora na estimativa da troca de calor à medida que o número de REYNOLDS aumenta. KERN, por sua vez, tem a maioria dos resultados na região contra a segurança, isto é, de subestimação da troca de calor, com os pontos distantes do valor 1,0 para pequenos números de REYNOLDS, se aproximando de 1,0, com o aumento do número de REYNOLDS.

(b) Perda de carga. Os resultados de KERN, TINKER e BELL encontram-se nas faixas de erro entre 0,9 a 10,1, 0,72 a 19,5 e 0,34 a 3,9, respectivamente. Pode-se ver que os resultados de KERN e TINKER encontram-se praticamente na região a favor da segurança mas com valores muito espalhados e distantes da razão 1,0, significando que os mesmos oferecem uma razoável superestimação para a perda de carga no casco. O método de KERN apresenta pontos menos dispersos e mais próximos de 1,0 do que o de TINKER, mas possui mais pontos na faixa contra a segurança do que este último.

Analisando a faixa de erro em que os resultados de BELL se apresentam, verifica-se que, eles estão mais próximos do valor 1,0 do que os outros dois métodos, formando um conjunto bem agrupado em torno desse valor e oferecendo melhor estimativa para a perda de carga, apesar de apresentar muitos pontos na região contra a segurança.

3.4.2 - Análise segundo os regimes de escoamento

(a) Regime laminar. O regime laminar ocorre para números de REYNOLDS entre zero e 100. Os três métodos apresentam uma tendência em direção à razão 1,0 quando o número de REYNOLDS vai se aproximando de 100, tanto para a troca de calor como para a perda de carga. Para a troca de calor, o método de TINKER apresenta uma melhor uniformidade em torno do valor 1,0 do que o método de BELL, embora este tenha mais pontos na região a favor da segurança do que o TINKER, para os resultados disponíveis no regime considerado. Para a perda de carga, BELL possui valores agrupados (acima e abaixo) em torno do valor 1,0, o que não ocorre com os outros dois métodos.

(b) Regime de transição ($100 < Re_s < 1000$). O comportamento dos pontos varia um pouco apesar de continuar a tendência à 1,0 com o aumento do número de REYNOLDS. Na troca de calor os três métodos mostram esta tendência, com TINKER e BELL mais próximos do valor 1,0 do que no regime laminar. Quanto à perda de carga, somente o método de BELL mostra a tendência em direção ao valor 1,0 embora seus pontos se encontrem na região contra a segurança. Os três métodos mostram uma dispersão dos resultados, na região a favor da segurança, ao contrário do verificado no regime laminar.

(c) Regime Turbulento (REYNOLDS acima de 1000). Para a troca de calor os métodos de TINKER e BELL apresentam valores na região a favor da segurança, embora se distanciando da estimativa 1,0 com o aumento do número de REYNOLDS. A maioria dos pontos obtidos pelo método de KERN se situa na região contra a segurança e se aproxima do valor 1,0, com o aumento do número de REYNOLDS. Para a perda de carga, KERN resulta em valores na faixa

a favor da segurança. BELL e TINKER encontram-se com boa parte dos resultados na região a favor da segurança, sendo que BELL oferece melhor estimativa para a perda de carga do que TINKER.

De uma maneira geral, observa-se que para os mesmos dados, o método de TINKER resulta em números de REYNOLDS menores do que os obtidos pelos métodos de BELL e KERN, principalmente no que diz respeito à troca de calor, sendo que KERN apresenta os maiores números de REYNOLDS. Isto faz com que o método de TINKER tenha mais pontos no regime laminar e menos pontos no regime turbulento do que os outros dois, o que de uma certa forma, torna mais difícil a comparação entre os três métodos.

3.4.3 - Análise dos resultados quanto aos trocadores que forneceram os dados experimentais

Os dados experimentais apresentados por BELL são referentes aos trocadores 1, 2 e 3, e os dados experimentais de TINKER aos trocadores de 4 a 12.

(a) Análise dos trocadores de BELL

Os trocadores empregados por BELL possuem as mesmas características geométricas, exceto pelo número de pares de tiras selantes, que varia de um para outro: o trocador 1 não usa tiras selantes, o trocador 2 tem 2 pares e o trocador 3 tem 3 pares de tiras selantes. Pode-se ver nas figuras que, para as condições correspondentes aos dados de BELL, os resultados obtidos da aplicação dos métodos de KERN e BELL se situam na região do escoamento turbulento, enquanto os resultados dos cálculos da troca de calor com o método de TINKER encontram-se, uma parte no regime de transição e a outra no regime turbulento, já que os números de REYNOLDS são menores do que para KERN e BELL. A perda de carga pelo método de KERN é superestimada e o trocador 3, que possui 3 pares de tiras selantes, oferece resultados mais próximos da razão 1,0 do que os trocadores 1 e 2. A troca de calor é quase sempre subestimada para os três trocadores, aproximando-se os resultados da estimativa correta à medida que o número de REYNOLDS tende à 10.000; o trocador 3 apresenta os melhores resultados. Os métodos de TINKER e BELL têm aproximadamente o mesmo comportamento quanto à

troca de calor e à perda de carga. Na troca de calor, os dois métodos dão valores superestimados; o trocador 1 apresenta resultados visivelmente mais baixos do que os trocadores 2 e 3, sendo o trocador 2 um pouco melhor do que o trocador 3. Na perda de carga os dois métodos apresentam os trocadores 2 e 3 na região de superestimação ficando o trocador 1 subestimado. Ao trocador 3 correspondem resultados mais precisos que ao trocador 2. O método de BELL oferece em conjunto uma estimativa mais próxima da correta do que os demais métodos.

(b) Análise dos trocadores de TINKER

Para os trocadores estudados por TINKER algumas das características geométricas não foram apresentadas e precisaram ser determinadas. O número de pares de tiras selantes, por exemplo, foi estimado através de teste de sua necessidade, tendo em vista as práticas usuais de projeto. Os trocadores 4, 5, 6, 9 e 12 requereram o uso de tiras selantes e estas foram consideradas nos cálculos. Os resultados desses trocadores foram verificados, no entanto, sem o uso das tiras selantes, tendo-se observado que os valores mais afetados corresponderam à perda de carga pelos métodos de BELL e TINKER, piorando os valores correspondentes ao primeiro e melhorando muito pouco para o método de TINKER. Os resultados dos trocadores de TINKER encontram-se na região dos regimes de escoamento laminar e de transição, com alguns pontos do trocador 12 na região do regime turbulento.

A análise a seguir considera alguns dos 9 trocadores dados por TINKER, agrupados conforme apresentam características em comum, que facilitem a visão geral do comportamento dos três métodos de cálculo.

. Trocadores 10 e 11 - eles possuem as mesmas características geométricas, sendo a única diferença o corte das chicanas: o trocador 10 tem o corte igual a 24,5% e o trocador 11 aproximadamente o dobro, isto é, 50%. Os métodos de KERN e de TINKER apresentaram valores da troca térmica e da perda de carga mais próximos da estimativa correta para o trocador 10. Pelo método de BELL, o trocador 10 apresenta-se na região de subestimação, sendo que a troca de calor se situa muito próxima da estimativa correta.

. Trocadores 4 e 5 - eles possuem diferentes números de chicanas e valores aproximados do diâmetro do casco, sendo os outros parâmetros iguais. Em todas as figuras observa-se que o trocador 4 apresentou resultados mais elevados do que o trocador 5. Na troca de calor segundo TINKER e BELL, o trocador 4 apresentou-se mais próximo da relação 1,0 do que o trocador 5. Para KERN os valores estão subestimados encontrando-se o trocador 5 mais próximo de 1,0 do que o trocador 4. Quanto à perda de carga, KERN e TINKER oferecem resultados na região de superestimação, o trocador 5 se mostrando melhor do que o trocador 4. Segundo o método de BELL, o trocador 4 se localiza na região de superestimação ficando subestimado o trocador 5; segundo este ponto de vista, ao trocador 4 correspondem os melhores resultados.

Os trocadores 1, 2, 3 e 12 têm resultados correspondentes a processos de aquecimento e resfriamento do fluido do casco, enquanto para os demais trocadores os resultados são unicamente para resfriamento.

Quando o fluido do casco é resfriado, os resultados do trocador 12 pelos métodos de TINKER e BELL são mais precisos do que quando ele é aquecido, entretanto deve-se observar que no caso do resfriamento, o escoamento se estende aos regimes de transição e turbulento, para os quais os resultados, em geral, são melhores. No caso do método de KERN a tendência é oposta embora, no todo seus resultados já sejam mais imprecisos.

Para o trocador 1 os resultados de aquecimento se misturam com os de resfriamento nos três métodos tanto para a troca de calor como para a perda de carga. Os trocadores 2 e 3 em geral apresentam os resultados de aquecimento próximos, mas menores do que os de resfriamento, o que não implica em maior ou menor precisão pois os mesmos se distribuem ao longo do erro nulo.

Com base na informação disponível não parece que os métodos devam ser discriminados quanto à sua aplicação a processos de aquecimento ou resfriamento, podendo ser aplicados a ambos os casos.

Em suma, o trocador 3, com 3 pares de tiras selantes foi o que apresentou os melhores resultados, mostrando que nos trocadores onde a folga feixe-casco é considerável, o uso de tiras selantes favorece a uma melhor estimativa por parte dos três métodos.

A análise feita com os trocadores 10 e 11, que diferem apenas no corte das chicanas, mostrou que para o trocador com chicanas de corte 25%, os resultados são melhores do que para o trocador com chicanas de corte 50%.

O trocador 5 tem mais chicanas do que o trocador 4 e a ele corresponde uma perda de carga experimental maior, apesar das descargas menores pelo casco. Os dois trocadores têm o mesmo comprimento e o mesmo espaçamento entre chicanas mas, o trocador 4 (12 chicanas) tem as distâncias entre as chicanas extremas e os espelhos de tubos maiores do que as do trocador 5 (18 chicanas). Os cálculos com os três métodos apresentaram, no entanto, os resultados da perda de carga do trocador 5 menores do que os do trocador 4, o que seria de se esperar, pois o efeito das descargas é maior do que o do número de chicanas. Como os métodos de KERN e TINKER resultam em superestimação da perda de carga, o trocador 5 oferece melhor estimativa do que o trocador 4. Para os cálculos com o método de BELL, o trocador 4 se aproxima mais da melhor estimativa.

3.4.4 - Comparação dos resultados obtidos com a literatura disponível.

Para se fazer uma comparação entre os resultados obtidos pelos métodos de TINKER e BELL, e os apresentados nas Figuras 3.7 e 3.8 de PALEN e TABOREK^(3.12), deve-se observar inicialmente que:

. as Figuras 3.2, 3.3, 3.5 e 3.6 possuem em média 140 pontos cada, enquanto que as figuras do HTRI apresentam cerca de 1000 pontos cada. Isto quer dizer que a comparação entre as mesmas oferece apenas uma visão aproximada do comportamento dos pontos do presente trabalho;

. a comparação é feita considerando a faixa do número de REYNOLDS entre 1 e 10000, que abrange os resultados obtidos neste trabalho.

Na troca de calor, os métodos de TINKER e de BELL apresentam-se em geral, com comportamento análogo ao obtido nos cálculos do HTRI. Na perda de carga o método de BELL acompanha bem a distribuição dos pontos do HTRI, enquanto o método de TINKER,

com resultados superestimados, mostrou-se diferente do HTRI, cujos pontos passam da região de superestimação para a região de subestimação ao longo dos regimes de escoamento.

Em uma análise considerando cada regime de escoamento observa-se que:

. regime laminar – na troca de calor o método de TINKER apresenta-se bom, comparado ao do HTRI, mas tem mais pontos na região a favor da segurança. Os resultados obtidos pelo método de BELL têm a mesma distribuição dos pontos do HTRI. Na perda de carga, os resultados de TINKER encontram-se na faixa entre 2 e 19,5 (região de superestimação), enquanto os pontos do HTRI estão na faixa de 0,4 a 5,0. Os pontos obtidos dos cálculos com TINKER estão muito dispersos e defasados com relação ao valor 1,0 comparados aos resultados do HTRI. O método de BELL acompanha bem os pontos do HTRI mas possui menos pontos na região a favor da segurança.

. regime de transição – na troca de calor, os métodos de TINKER e BELL estão com uma distribuição uniforme em torno da razão 1,0 como os do HTRI. O método de TINKER, no entanto, apresenta muitos pontos na região contra a segurança, na faixa de REYNOLDS entre 500 e 1000, enquanto a maior parte dos resultados do HTRI encontram-se na região a favor da segurança. Na perda de carga, o método de BELL segue os resultados do HTRI, mas o de TINKER com a totalidade dos pontos na região de superestimação, não acompanha a distribuição do HTRI, que apresenta os pontos passando da região de superestimação para a de subestimação, à medida que eles se aproximam do regime de escoamento turbulento.

. regime turbulento – na troca de calor, TINKER e BELL se mostram bem parecidos com os resultados do HTRI, possuindo quase todos os pontos na região a favor da segurança. Nos resultados da perda de carga, o método de BELL também se aproxima bem dos resultados de HTRI, como o fez nos outros regimes de escoamento, embora apresente mais pontos na região de superestimação do que este último, que apresenta uma distribuição equitativa em torno do valor 1,0. O método de TINKER, mesmo apresentando os resultados mais próximos do valor 1,0, está com a maior parte dos pontos na região de superestimação, enquanto os valores obtidos pelo HTRI encontram-se quase totalmente subestimados.

É importante enfatizar que, com relação ao método de KERN, não se tem conhecimento de que exista na literatura aberta algum artigo que apresente resultados de troca de calor e de perda de carga obtidos em testes e calculados através desse método, que estejam disponíveis para uma comparação com os outros métodos de cálculo conhecidos.

Como pôde ser visto nas análises feitas, o método de KERN apresenta uma considerável superestimação da perda de carga e uma subestimação da troca de calor. Como se sabe, o método de KERN continua sendo bastante usado para o dimensionamento termo-hidráulico de trocadores de calor, pela sua disponibilidade e maior facilidade. Os erros inerentes ao método não têm dado maiores problemas até hoje, porque em geral, a superestimação da perda de carga é absorvida nos erros de dimensionamento da rede em que o trocador vai ser instalado e o fator de depósito que é acrescentado ao cálculo da troca de calor oferece uma margem de segurança ao desempenho do mesmo.

Vale observar que os vários métodos de cálculo termo-hidráulico foram comparados pelo HTRE, embora os resultados divulgados sejam apenas os das figuras apresentadas na referência (3.12). Neste artigo, PALEN e TABOREK citam que o método que o "Heat Transfer Research, Inc." escolheu para desenvolver mais a fundo foi o método de TINKER, porque o mesmo oferece maior flexibilidade na descrição dos fenômenos físicos relativos às correntes que se distribuem dentro do trocador. O método de BELL não foi considerado para ser melhorado devido às limitações inerentes aos seus princípios básicos.

Do ponto de vista dos métodos prontamente disponíveis na literatura e como resultado das comparações efetivadas neste trabalho pode-se recomendar o método proposto por BELL para o dimensionamento termo-hidráulico dos trocadores casco e tubo considerados, pois apresenta resultados consistentemente mais precisos e mais uniformes para o coeficiente de película e a perda de carga ao longo dos regimes de escoamento explorados, aumentando a precisão com o estabelecimento do escoamento turbulento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 3.1 - BELL, K.J. - "Final Report of the Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchangers", Bulletin nº 5, Engineering Experimental Station, University of Delaware, Newark, June (1963).
- 3.2 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers", Proceedings of General Discussion on Heat Transfer, The Institution of Mechanical Engineers, London, England, Parts I, II and III, pp. 89-116 (1951).
- 3.3 - STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION, TEMA-Inc., 5th edition, 4th printing, N. Y. (1974).
- 3.4 - WATSON, K.M. and NELSON, E.F. - "Improved Methods of Approximating Critical and Thermal Properties of Petroleum Fractions" - Industrial and Engineering Chemistry, vol. 25, pp. 880-887 (1933) (referência citada em^(1.1)).
- 3.5 - CRAGUE, C.S. - Bureau of Standards Misc. Publication nº 97 (referência citada em^(3.1)).
- 3.6 - KERN, D.Q. - "Process Heat Transfer" - McGraw-Hill Book Co., New York (1950).
- 3.7 - COLLIER, J.G. - "Convective Boiling and Condensation", 2nd edition, McGraw-Hill (1982).
- 3.8 - BAKHVALOV, N.S. - "Numerical Methods - Analysis, Algebra, Ordinary Differential Equations", Moscow State University, Mir Publishers, Moscow (1977).
- 3.9 - DORN, W.S. and McGRACKEN, D.D. - "Cálculo Numérico com Estudos de Casos em Fortran IV", Editora Campus.

- 3.10 - FRAAS A.P. and OZISIK, M.N. - "Heat Exchanger Design", Chapter nine: Liquid-to-liquid Heat Exchangers, John Wiley & Sons, pp. 143-157 (1965).
- 3.11 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell and Tube Heat Exchangers - A Simplified Rating System for Commercial Heat Exchangers" - Transactions of the ASME, January, pp.36-52 (1958).
- 3.12 - PALEN, J.W. and TABOREK, J. - "Solution of Shell Side Flow Pressure Drop and Heat Transfer by Stream Analysis Method", Chemical Engineering Progress Symposium Series, n° 92, vol. 65, pp. 53-63 (1969).

CAPÍTULO 4

DIMENSIONAMENTO TERMO-HIDRÁULICO DE TROCADORES
DE CALOR CASCO E TUBO, SEM MUDANÇA DE FASE

Neste capítulo é apresentada uma sequência de cálculo para o dimensionamento da área de troca térmica de trocadores de calor casco e tubo, para operar sem mudança de fase.

Os itens abaixo devem ser analisados na sequência do dimensionamento da área de troca de calor:

- . Condições de processo;
- . Definições preliminares de projeto e características geométricas do trocador;
- . Troca de calor e perda de carga;
- . Roteiro de cálculo.

4.1 - CONDIÇÕES DE PROCESSO

4.1.1 - Temperaturas de operação

As temperaturas de operação são definidas pelas condições do processo ou, em certos casos, pelo projetista do trocador.

Para trocadores que utilizam água, existem certos limites para a temperatura de saída da água, relacionados com problemas de corrosão dos materiais empregados na fabricação dos mesmos. Para água doce e água salgada recomenda-se temperaturas máximas de 55°C e 50°C, respectivamente^(4.1).

4.1.2 - Propriedades físicas dos fluidos

As mais importantes são: viscosidades (μ_s, μ_t), condutividades térmicas (K_s, K_t), calores específicos à pressão constante (C_s, C_t) e densidades (ρ_s, ρ_t). Os índices s e t referem-se ao

fluido no casco e ao fluido nos tubos, respectivamente. As propriedades físicas dos fluidos utilizados são consideradas nas suas temperaturas médias para o cálculo das características térmicas do trocador.

4.1.3 - Perdas de carga admissíveis e velocidades de circulação

As perdas de carga admissíveis dependem do tipo do fluido. As mais usuais são:

- . para líquidos: valores entre 10 e 15 psi;
- . para gases e vapores: valores entre 2 e 10 psi, para pressões de operação intermediárias e altas.
- . para gases e vapores operando a vácuo ou pressões próximas à da atmosfera: valores entre 0,3 e 2 psi.

Deve-se procurar sempre usar toda a perda de carga disponível.

As velocidades de circulação (V_s, V_t) podem ser limitadas: as mínimas, para evitar problemas que ocorrem devido à deposição de sólidos, e as máximas para minimizar problemas de erosão e corrosão:

- . para líquidos: valor máximo de 3 a 4,5 m/s
valor mínimo de 0,9 m/s. Em geral, utiliza-se de 1,5 a 1,8 m/s.
- . para gases ou vapores: em geral utiliza-se de 25 a 30 m/s.

Às vezes, a velocidade dos fluidos é especificada em lugar da perda de carga admissível.

4.1.4 - Fatores de depósito para o fluido dos tubos (rd_i) e para o fluido do casco (rd_o)

Eles são produtos de sujeira, corrosão, ou outros materiais estranhos, que se depositam na superfície de troca de calor,

aumentando a resistência térmica e diminuindo o coeficiente global de troca de calor no trocador.

Para que o trocador mantenha desempenho satisfatório em operação normal, com um tempo de serviço razoável entre uma limpeza e outra, é importante que se estime fatores de depósito apropriados ao projeto. Para isso são envolvidas considerações econômicas e físicas na avaliação da grandeza dos fatores de depósito como: natureza do fluido e material depositado, temperatura e velocidade do fluido, material, acabamento e temperatura da parede do tubo, frequência e custo das limpezas requeridas, etc.

A Tabela 4.1, proveniente do manual da TEMA - Tubular Exchanger Manufacturers Association^(4.2), fornece valores de fatores de depósito e, na ausência de dados específicos para a determinação desses fatores, ela pode ser usada no projeto.

TABELA 4.1 - FATORES DE DEPÓSITO^(4.2)

FOULING RESISTANCES FOR WATER				
Temperature of Heating Medium	Up to 240° F.		240° - 400° F.*	
Temperature of Water	125° F. or Less		Over 125° F.	
Types of Water	Water Velocity Ft./Sec.		Water Velocity Ft./Sec.	
	3 and Less	Over 3	3 and Less	Over 3
Sea Water	.0005	.0005	.001	.001
Brackish Water	.002	.001	.003	.002
Cooling Tower and Artificial Spray Pond:				
Treated Makeup	.001	.001	.002	.002
Untreated	.003	.003	.005	.004
City or Well Water (Such as Great Lakes)	.001	.001	.002	.002
River Water:				
Minimum	.002	.001	.003	.002
Average	.003	.002	.004	.003
Muddy or Silty	.003	.002	.004	.003
Hard (Over 15 grains/gal.)	.003	.003	.005	.005
Engine Jacket	.001	.001	.001	.001
Distilled or Closed Cycle Condensate	.0005	.0005	.0005	.0005
Treated Boiler Feedwater	.001	.0005	.001	.001
Boiler Blowdown	.002	.002	.002	.002

*Ratings in columns 3 and 4 are based on a temperature of the heating medium of 240°-400° F. If the heating medium temperature is over 400° F. and the cooling medium is known to scale, these ratings should be modified accordingly.

FOULING RESISTANCES FOR NATURAL GAS-GASOLINE PROCESSING STREAMS	
GASES AND VAPORS	
Natural Gas	.001
Overhead Products	.001
LIQUIDS	
Lean Oil	.002
Rich Oil	.001

TABELA 4.1 - FATORES DE DEPÓSITO (continuação)

FOULING RESISTANCES FOR OIL REFINERY STREAMS**CRUDE & VACUUM UNIT GASES AND VAPORS**

Atmospheric Tower Overhead Vapors	.001
Light Naphthas	.001
Vacuum Overhead Vapors	.002

CRUDE & VACUUM LIQUIDS**Crude Oil**

	0-199°F.			200°-299°F.		
	Velocity Ft./Sec.			Velocity Ft./Sec.		
	Under 2	2-4	4 and Over	Under 2	2-4	4 and Over
Dry Salt†	.003 .003	.002 .002	.002 .002	.003 .005	.002 .004	.002 .004

	300°-499°F.			500°F. and Over		
	Velocity Ft./Sec.			Velocity Ft./Sec.		
	Under 2	2-4	4 and Over	Under 2	2-4	4 and Over
Dry Salt†	.004 .006	.003 .005	.002 .004	.005 .007	.004 .006	.003 .005

† Normally desalted below this temperature range. († to apply to 200-299°F., 300-499°F., 500°F. and over.)

Gasoline	.001
Naphtha & Light Distillates	.001
Kerosene	.001
Light Gas Oil	.002
Heavy Gas Oil	.003
Heavy Fuel Oils	.005
Asphalt & Residuum	.010

CRACKING & COKING UNIT STREAMS

Overhead Vapors	.002
Light Cycle Oil	.002
Heavy Cycle Oil	.003
Light Coker Gas Oil	.003
Heavy Coker Gas Oil	.004
Bottoms Slurry Oil (4½ ft./sec. minimum)	.003
Light Liquid Products	.002

CATALYTIC REFORMING, HYDROCRACKING, & HYDRODESULFURIZATION STREAMS

Reformer Charge	.002
Reformer Effluent	.001
Hydrocracker Charge & Effluent**	.002
Recycle Gas	.001
Hydrodesulfurization Charge & Effluent**	.002
Overhead Vapors	.001
Liquid Product over 50° A.P.I.	.001
Liquid Product 30°-50° A.P.I.	.002

** Depending on charge characteristics and storage history, charge resistance may be many times this value.

LIGHT ENDS PROCESSING STREAMS

Overhead Vapors & Gases	.001
Liquid Products	.001
Absorption Oils	.002
Alkylation Trace Acid Streams	.002

TABELA 4.1 - FATORES DE DEPÓSITO (continuação)

LUBE OIL PROCESSING STREAMS	
Feed Stock	.002
Solvent Feed Mix.	.002
Solvent	.001
Extract†	.003
Raffinate	.001
Asphalt	.005
Wax Slurries†	.003
Refined Lube Oil	.001
† Precautions must be taken to prevent wax deposition on cold tube walls.	
FOULING RESISTANCES FOR INDUSTRIAL FLUIDS	
OILS	
Fuel Oil	.005
Transformer Oil	.001
Engine Lube Oil	.001
Quench Oil	.004
GASES AND VAPORS	
Manufactured Gas	.01
Engine Exhaust Gas	.01
Steam (non-oil bearing)	.0005
Exhaust Steam (oil bearing)	.001
Refrigerant Vapors (oil bearing)	.002
Compressed Air	.002
Industrial Organic Heat Transfer Media	.001
LIQUIDS	
Refrigerant Liquids	.001
Hydraulic Fluid	.001
Industrial Organic Heat Transfer Media	.001
Molten Heat Transfer Salts	.0005
FOULING RESISTANCES FOR CHEMICAL PROCESSING STREAMS	
GASES AND VAPORS	
Acid Gas	.001
Solvent Vapors	.001
Stable Overhead Products	.001
LIQUIDS	
MEA & DEA Solutions	.002
DEG & TEG Solutions	.002
Stable Side Draw and Bottom Product	.001
Caustic Solutions	.002
Vegetable Oils	.003

4.1.5 - Localização dos fluidos no trocador

Conhecendo-se as condições do processo e considerando fatores econômicos e de manutenção, coloca-se no lado dos tubos o fluido cuja temperatura de operação seja mais elevada, o fluido a alta pressão, fluidos corrosivos ou que causem maior depósito, água de resfriamento, vapores de água em condensação; coloca-se no lado do casco o fluido com a maior vazão, o fluido mais viscoso, fluidos cuja diferença de temperaturas entre a saída e a entrada seja maior do que 150°C se o número de trajetos de tubos for maior do que 1, vapores de fluido de processo, corrente com mais baixa perda de carga admissível.

No caso de conflito entre os dados acima, por exemplo, onde colocar um fluido mais viscoso e o outro mais corrosivo, o projetista deve fazer a escolha mais econômica, sem esquecer que o objetivo principal do trocador é seu desempenho térmico, com alto grau de confiabilidade e atendendo aos requisitos do processo.

4.1.6 - Folha de dados

A Figura 4.1 mostra uma folha de dados com as especificações necessárias ao projeto do trocador de calor padronizada pela TEMA.

4.2 - DEFINIÇÕES PRELIMINARES DE PROJETO E CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS DO TROCADOR

4.2.1 - Tipos de trocadores de calor casco e tubo

O código da TEMA traz exigências e recomendações para o projeto mecânico de trocadores de calor casco e tubo, mas algumas delas regem algumas definições do projeto térmico. De acordo com a TEMA, o tipo de trocador é identificado por 3 letras, que correspondem às partes: cabeçote estacionário, casco e cabeçote traseiro.

A Figura 4.2 apresenta a notação usada pela TEMA para cada parte dos trocadores existentes.

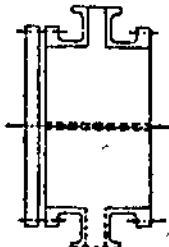
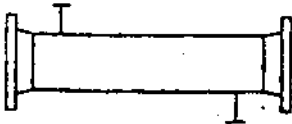
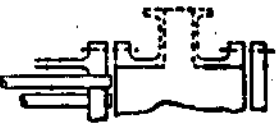
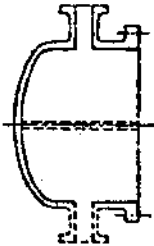
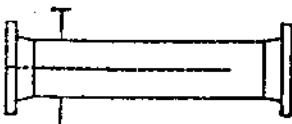
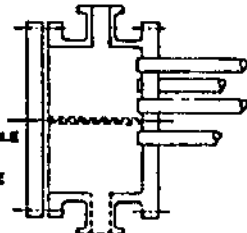
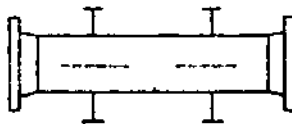
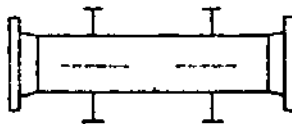
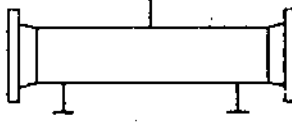
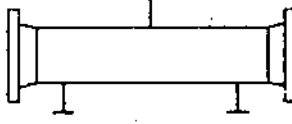
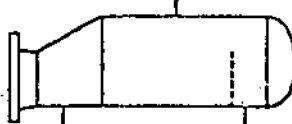
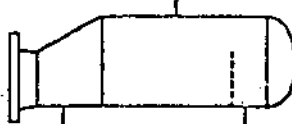
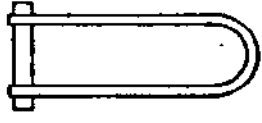
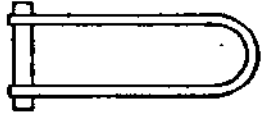
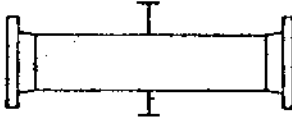
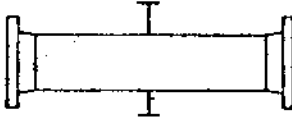
CABEÇOTE ESTACIONÁRIO		CASCO		CABEÇOTE TRASEIRO	
A		E		L	
	CHANNEL AND REMOVABLE COVER		ONE PASS SHELL		FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
					
	BONNET (INTEGRAL COVER)		TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE		FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
B		G		N	
	REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY		SPLIT FLOW		FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
C		H		P	
	CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER		DOUBLE SPLIT FLOW		OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
N		J		S	
	CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER		DIVIDED FLOW		FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE
D		K		T	
	SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE		KETTLE TYPE REBOILER		PULL THROUGH FLOATING HEAD
		U		W	
					U-TUBE BUNDLE
		X			EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET
			CROSS FLOW		

FIGURA 4.2 - TIPOS PADRÃO DE CABEÇOTE ESTACIONÁRIO, CASCO E CABEÇOTE TRASEIRO, SEGUNDO A TEMA (4.2).

(a) Cabeçotes estacionários

Tipo A - com carretel e flange removíveis, usado em trocadores com espelhos fixos, tubos em U ou feixe de tubos removível. Para limpeza dos tubos não é preciso desconectar as tubulações do trocador. É o mais utilizado.

Tipo B - com fundo abaulado, usado em trocadores com espelhos fixos, tubos em U ou feixe de tubos removível como no Tipo A. Para limpeza dos tubos deve ser desconectado das tubulações externas.

Tipo C - é integral com o espelho do trocador e possui flange de abertura removível; de difícil manutenção é, por isso, pouco usado.

Tipo N - com carretel integrado ao casco, usado em trocadores com espelhos fixos.

Tipo D - com carretel integral com o espelho, usado para altas pressões (em torno de 1000 psi).

(b) Cascos^(4.3)

Tipo E - de passe único, é o mais barato e mais comum. O fluido entra numa extremidade e sai na outra extremidade, com os bocais do mesmo lado ou de lados opostos. Os tubos podem ser em um ou mais trajetos e são suportados por chicanas transversais. É o mais usado nas aplicações em que o fluido do lado do casco não muda de fase.

Tipo F - tem dois passes do lado do casco, com uma chicana longitudinal, com isso os fluxos são em contracorrente e a efetividade do trocador é maior. Recomenda-se não utilizar o casco Tipo F quando a perda de carga no casco for maior do que 10 psi e quando a diferença entre as temperaturas de entrada e saída do fluido do casco for maior do que 180°C.

Tipo G - com fluxo bipartido, tem chicanas horizontais com extremidades removíveis. Os bocais do casco são separados

de 180° no ponto médio dos tubos. Pode ser usado para fluxos em uma única fase mas é frequentemente usado como refervedor horizontal em termosifão.

Tipo H - com fluxo duplamente bipartido, é similar ao casco Tipo G mas com dois bocais de entrada, dois bocais de saída e duas chicanas horizontais.

Tipo J - com fluxo dividido, fornece aproximadamente $1/8$ da perda de carga de um Tipo E comparável e, portanto, é usado para aplicações com baixa perda de carga como, por exemplo, na condensação em vácuo.

Tipo K - refervedor tipo chaleira, com feixe de tubos na base do casco cobrindo 60% do diâmetro do casco. É usado só para refervedores com vaporização total, onde o líquido ocupa o feixe de tubos e o vapor o espaço acima, que está sem tubos. A chicana vertical atua como represa do condensado e o excesso de líquido que transborda é drenado. O feixe utilizado é o feixe de tubos em U.

Tipo X - com fluxo cruzado. Nesse tipo não são usadas chicanas mas placas de suporte para suprimir as vibrações induzidas pelo fluxo no casco. A perda de carga para o fluido do lado do casco é muito baixa. É mais usado para resfriamento de gás com tubos aletados e/ou condensação.

(c) Cabeçotes traseiros

Os cabeçotes traseiros com espelho fixo devem ser usados quando a diferença entre as temperaturas de entrada dos fluidos não for maior do que 60°C ^(4.4).

Tipos L, M, N - usados para trocadores com espelhos fixos. O Tipo L é similar ao Tipo A, o Tipo M similar ao Tipo B e o Tipo N similar ao outro Tipo N.

O objetivo dos cabeçotes flutuantes é resolver o problema da expansão térmica; cada configuração tem vantagens e desvantagens que devem ser consideradas no momento de sua escolha, de modo que o objetivo principal seja alcançado.

Tipo T - ("pull through") é o tipo mais simples de cabeçote flutuante. O espelho é menor e aparafusado diretamente na tampa, de maneira que pode ser removido para inspeção e limpeza do lado do casco. Neste tipo, alguns tubos devem ser omitidos na periferia do feixe, para acomodar os parafusos de fixação da tampa. Isso aumenta a folga entre o feixe e o casco e faz com que diminua o fluxo através do feixe, prejudicando o desempenho térmico do trocador. Esse problema pode ser reduzido com o uso de tiras selantes ("sealing strips"), colocadas longitudinalmente.

Tipo S - com anel bipartido. O espelho flutuante é fixado a uma tampa interna pelo anel bipartido, ganhando flexibilidade para se movimentar e absorver os deslocamentos causados pela expansão térmica. Neste tipo, os tubos ficam mais próximos do casco e com isso o desempenho térmico do trocador é melhor. É o mais utilizado.

Tipo P - com caixa de gaxetas externas que sela o fluido do lado do casco, permitindo o movimento do cabeçote e evitando que ocorra vazamento e mistura com o fluido do tubo.

Tipo W - com uma junta em anel ao redor do espelho, para selar os fluidos durante o movimento do espelho. Não deve ser usado para hidrocarbonetos ou fluidos tóxicos, pois apresenta risco de vazamento nas juntas.

Os cabeçotes tipo P e W não são tão bem selados como os tipos S e T, mas têm a vantagem de permitir a construção de um único passe do lado dos tubos^(4.4).

Tipo U - com feixe de tubos em U.

(d) Feixes tubulares

Para o trocador com espelho fixo e tubos retos, o uso da junta de expansão para resolver o problema da expansão térmica às vezes torna o equipamento bem mais caro (principalmente se o diâmetro do casco for grande) devido à dificuldade de construção. Nesse caso ele pode ser substituído por um trocador com feixe de

tubos em U.

O feixe de tubos em U apresenta a desvantagem de não permitir a substituição individual dos tubos (exceto os da fileira mais externa). A limpeza do lado externo aos tubos pode ser feita mecanicamente mas, do lado interno aos tubos, não é fácil; recomenda-se não utilizar feixe de tubos em U quando o fator de depósito do lado dos tubos for maior do que $0,002 \text{ hpé}^2\text{F/BTU}^{(4.1)}$.

A Tabela 4.2 faz algumas recomendações quanto à escolha do tipo de feixe de tubos para trocadores de calor casco e tubo em função dos fatores de depósito.

TABELA 4.2 - RECOMENDAÇÕES PARA A ESCOLHA DO TIPO DE FEIXE DE TUBOS PARA TROCADORES DE CALOR CASCO E TUBO^(4.1)

Fator de depósito ($\text{hpé}^2\text{F/BTU}$)		Tipo de Feixe de Tubos
Tubo (rd_i)	casco (rd_o)	
$\leq 0,002$	$> 0,002$	Tubos em U ou cabeçote flutuante
$> 0,002$	$> 0,002$	Tubos retos Cabeçote flutuante
	$\leq 0,002$	Tubos retos Espelho fixo com limpeza química do lado do casco

(e) Material do casco e dos tubos

Os materiais usados para a fabricação do casco e dos tubos, recomendados pela TEMA, são:

. para o casco: aço carbono, aços de baixa liga, aços de alta liga, alumínio e ligas de alumínio, cobre e ligas de cobre.

. para os tubos: aço carbono, aços de baixa liga, aços de alta liga, níquel e ligas de níquel, alumínio e ligas de alúminio, cobre e ligas de cobre.

A escolha depende do tipo de processo e do fluido utilizado e, às vezes, é feita pelo comprador do trocador.

4.2.2 - Bocais e placas de impacto

(a) A localização dos bocais no trocador depende do serviço requerido. Para aquecimento ou vaporização, os fluidos devem escoar da base para o topo do trocador. Para condensação ou resfriamento, os fluidos devem escoar do topo para a base do trocador.

(b) Diâmetros dos bocais (D_{bs} , D_{bt})

Para a determinação dos diâmetros dos bocais, deve-se primeiro verificar os diâmetros mínimos para os bocais, analisando as velocidades máximas dos fluidos nos bocais como segue:

. para o bocal do casco a velocidade máxima para líquidos é dada por:

$$V_{bsm\acute{a}x} = \sqrt{\frac{3000}{\rho_s}} \quad (\text{pé/s}), \quad (4.1)$$

com ρ_s em (lbm/pé^3).

. para o bocal dos tubos, a velocidade máxima para líquidos considerada é $V_{btm\acute{a}x} = 10 \text{ pé/s}$.

Para gases, recomenda-se em ambos os casos:

$$V_{bm\acute{a}x} = 16,1 \sqrt{\frac{P}{\rho}} \quad (4.2)$$

onde:

P = pressão de operação para o fluido considerado (lbft/pol^2).

Em função das velocidades máximas encontra-se os diâmetros mínimos para os bocais do casco ($D_{bsm\acute{m}n}$) e para os bocais dos tubos ($D_{btm\acute{m}n}$):

$$D_{bsm\acute{m}n} = \sqrt{\frac{4 W_s}{\rho_s \pi V_{bsm\acute{a}x}}} \quad (p\acute{e}) \quad (4.3)$$

$$D_{btm\acute{m}n} = \sqrt{\frac{4 W_t}{\rho_s \pi V_{btm\acute{a}x}}} \quad (p\acute{e}) \quad (4.4)$$

onde:

W_s, W_t = vazão dos fluidos do casco e dos tubos, respectivamente (lbm/h).

É bom que os bocais tenham as mesmas dimensões que as tubulações conectadas ao trocador mas, se estas não estão definidas, pode-se utilizar como recomendação os valores da tabela abaixo.

TABELA 4.3 - RECOMENDAÇÕES PARA DIÂMETROS DE CONEXÕES DO CASCO (4.5)

DIÂMETRO INTERNO DO CASCO (POL)	DIÂMETRO DAS CONEXÕES (POL)
Menor que 12	2
12 - 17 1/4	3
19 1/4 - 21 1/4	4
23 1/4 - 29	5
31 - 37	8
Acima de 39	10

(c) Placas de impacto

As placas de impacto são usadas para proteger o feixe de tubos contra o impacto causado pelo fluido que vai escoar no casco. Ela deve ser colocada logo abaixo do bocal do casco. A TEMA recomenda usar placas de impacto quando o produto da densidade do fluido do casco (ρ_s) pela velocidade ao quadrado desse fluido no bocal (V_s^2) for maior do que 1500 lbm/pé s² para fluidos não abrasivos, não corrosivos e sem mudança de fase, e maior do que 500 lbm/pé s² para os outros fluidos. No caso do fluido do casco ser gás, vapor condensando ou misturas líquido-vapor deve-se usar sempre placas de impacto.

4.2.3 - Tubos

O "layout" dos tubos deve ser de tal maneira que minimize o desvio do fluxo em torno do feixe de tubos.

(a) Comprimento (L)

Para a definição do comprimento dos tubos deve-se considerar o desenho da instalação, fatores econômicos e padronização existente. São tomados como padrão os comprimentos de tubos de 8, 10, 12, 16 e 20 pé (4.2). Se não há limitação devido ao desenho, o mais econômico é o de 20 pé. Outros comprimentos de tubos podem ser utilizados.

(b) Diâmetros e espessura da parede dos tubos

Diâmetro externo dos tubos (d_2) - os diâmetros externos padrão são: 1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1 1/4, 1 1/2, 2 e 2 1/2 polegadas. Os mais usados são os diâmetros de 3/4, 1 e 1 1/2 polegadas, sendo que, normalmente:

. para fluidos com fator de depósito menor do que 0,003 usa-se o de 3/4 pol.

. para fluidos com fator de depósito maior do que 0,003 usa-se o de 1 pol.

. para fluido com problema de perda de carga, usar o de 1 1/2 pol.

O código TEMA apresenta tabelas que listam os diâmetros dos tubos com suas respectivas espessuras de parede (BWG) para cobre, aço e ligas, correspondentes às classes mecânicas de trocadores de calor R, C e B. Elas indicam também quais os diâmetros e os BWG preferidos.

Diâmetro interno dos tubos (d_i) - definido o diâmetro externo do tubo (d_2) e o BWG, ou seja, a espessura da parede do tubo (e), encontra-se o diâmetro interno do tubo por:

$$d_i = d_2 - 2e \text{ (pol)} \quad (4.5)$$

ou na Tabela 4.4, que mostra os diâmetros externos padrão dos tubos, com suas características correspondentes.

(c) Altura média das asperezas da superfície interna dos tubos (ϵ)^(4.6)

- . para tubo de aço: $\epsilon = 0,00085$ pé;
- . para tubo de ferro galvanizado: $\epsilon = 0,0005$ pé;
- . para tubo de cobre e ligas: $\epsilon = 0,000005$ pé.

(d) Disposição dos tubos

A TEMA definiu quatro tipos de disposição dos tubos, relacionados com a direção do escoamento do lado do casco. A Figura 4.3 abaixo mostra os quatro tipos utilizados.

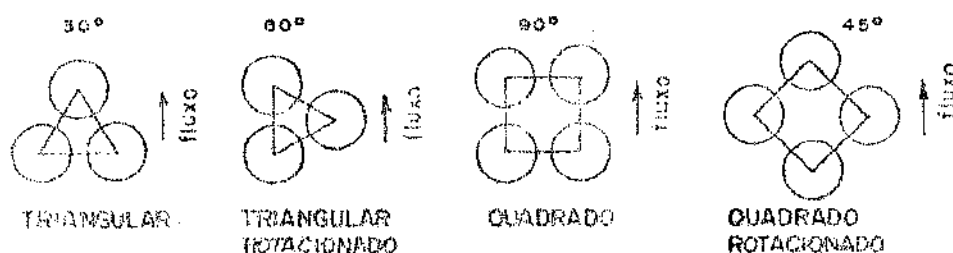


FIGURA 4.3 - DISPOSIÇÃO DOS TUBOS^(4.2)

TABELA 4.4 - CARACTERÍSTICAS DOS TUBOS (4.2).

O.D. of Tubing d ₂	B.W.G. Gauge	Thick- ness Inches e	Internal Area Sq. Inch a ₁	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length a ₂	Weight Per Ft. Length Steel Lbs. *	I. D. Tubing Inches d ₁	Moment of Inertia Inches ⁴	Section Modulus Inches ³	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse) Metal Area Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0655	.0503	.065	.194	.00312	.00298	.0792	46	1.189	.0195
1/4	24	.022	.0333	.0655	.0539	.054	.206	.00311	.00333	.0810	52	1.216	.0158
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.043	.214	.00229	.00071	.0824	56	1.160	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00658	.0036	.1164	94	1.354	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00555	.0029	.1213	110	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0799	.0982	.0835	.104	.319	.00436	.0025	.1227	125	1.176	.0325
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.371	.00338	.0020	.1244	134	1.133	.0284
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0959	.202	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.381	.0808
1/2	18	.049	.1259	.1309	.1052	.236	.402	.0018	.0072	.1606	196	1.334	.0694
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.179	.410	.0014	.0056	.1640	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1701	.1636	.1066	.402	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.516	.127
5/8	14	.093	.1866	.1636	.1139	.339	.435	.0057	.0183	.1903	232	1.437	.106
5/8	16	.083	.1955	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1939	258	1.362	.141
5/8	18	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.165
5/8	20	.065	.1924	.1636	.1326	.398	.435	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.184
5/8	22	.058	.2035	.1636	.1383	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.225	.193
5/8	24	.049	.2181	.1636	.1440	.303	.527	.0037	.0118	.2048	342	1.166	.177
5/8	26	.042	.2298	.1636	.1486	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.165
5/8	28	.035	.2419	.1636	.1533	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.155
3/4	10	.134	.1875	.1963	.1262	.884	.482	.0123	.0344	.2229	265	1.556	.160
3/4	11	.120	.2043	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2257	319	1.471	.218
3/4	12	.109	.2223	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2289	347	1.410	.220
3/4	14	.093	.2463	.1963	.1466	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	16	.083	.2679	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.274	.174
3/4	18	.072	.2884	.1963	.1587	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.214	.152
3/4	20	.065	.3019	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	22	.058	.3157	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.163	.125
3/4	24	.049	.3300	.1963	.1707	.367	.652	.0067	.0178	.2484	521	1.150	.108
3/4	26	.035	.3632	.1963	.1700	.269	.660	.0050	.0134	.2532	567	1.103	.079
7/8	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.541	.312
7/8	11	.120	.3166	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0475	.2703	494	1.378	.295
7/8	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.332	.262
7/8	14	.093	.3695	.2291	.1770	.792	.695	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	16	.083	.3948	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	18	.065	.4359	.2291	.1950	.561	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	20	.049	.4742	.2291	.2034	.432	.777	.0129	.0249	.2925	740	1.126	.127
7/8	22	.035	.5030	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	.670	.0392	.0784	.3009	550	1.493	.410
1	10	.134	.4208	.2618	.1916	1.237	.732	.0350	.0700	.3098	656	1.365	.364
1	11	.120	.4536	.2618	.1980	1.129	.760	.0327	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.4903	.2618	.2047	1.037	.782	.0307	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	14	.093	.5153	.2618	.2121	.918	.810	.0280	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	16	.083	.5403	.2618	.2180	.813	.834	.0253	.0507	.3255	852	1.199	.239
1	18	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.856	.0227	.0455	.3291	898	1.167	.216
1	20	.065	.6115	.2618	.2278	.649	.870	.0210	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	22	.049	.6390	.2618	.2361	.496	.902	.0166	.0332	.3366	997	1.109	.146
1	24	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1060	1.075	.106
1-1/4	7	.180	.6221	.3272	.2200	2.057	.890	.0890	.1425	.3636	970	1.406	.605
1-1/4	8	.165	.6548	.3272	.2409	1.921	.920	.0857	.1355	.3680	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.134	.7524	.3272	.2571	1.598	.992	.0741	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.8012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0688	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.8385	.3272	.2702	1.323	1.032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	14	.093	.8825	.3272	.2775	1.175	1.050	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1-1/4	16	.083	.9229	.3272	.2838	1.033	1.094	.0521	.0831	.4136	1440	1.153	.304
1-1/4	18	.065	.9852	.3272	.2937	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1537	1.115	.247
1-1/4	20	.049	1.042	.3272	.3016	.629	1.152	.0334	.0534	.4250	1626	1.085	.195
1-1/4	22	.035	1.094	.3272	.3093	.456	1.160	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/2	10	.134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.1354	.1806	.4853	1860	1.219	.575
1-1/2	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.819	1.292	.1159	.1546	.4933	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.093	1.398	.3927	.3492	1.253	1.334	.0931	.1241	.5018	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.083	1.474	.3927	.3587	.996	1.370	.0756	.1008	.5079	2299	1.095	.293
1	11	.120	1.413	.5236	.4608	2.470	1.260	.3144	.3144	.6660	1795	1.136	.709
1	13	.093	1.573	.5236	.4739	1.934	1.810	.2586	.2586	.6744	4014	1.105	.569
1-1/2	9	.148	1.815	.6540	.3770	3.719	2.201	.7592	.6074	.8332	5951	1.136	1.094

*Weights are based on low carbon steel with a density of 0.28322/inch³. For other metals multiply by the following factors:

Aluminum	0.35	Nickel-Chrome-Iron	1.07
A.I.S.I. 400 Series Stainless Steels	0.99	Admiralty	1.09
A.I.S.I. 300 Series Stainless Steels	1.02	Nickel and Nickel-Copper	1.13
Aluminum Bronze	1.04	Copper and Cupro-Nickels	1.14
Aluminum Brass	1.06		

**Liquid Velocity = $\frac{\text{Lbs. Per Tube Per Hour}}{C \times \text{SP. GR. of Liquid}}$ in feet per sec. (Sp. Gr. of Water at 60°F. = 1.0)

O arranjo triangular ou triangular rotacionado não deve ser usado quando o fator de depósito do lado do casco for maior do que 0,002 $\text{hp}\bar{\text{e}}^2\text{°F/BTU}$ e o casco vai ser limpo mecanicamente.

Quando os tubos estão dispostos em quadrado ou em quadrado rotacionado, uma faixa mínima para limpeza de 1/4 pol deve ser deixada entre tubos.

Os arranjos triangular (30°), quadrado e quadrado rotacionado são os mais usados.

A Tabela 4.5 mostra algumas recomendações para a escolha da disposição dos tubos no trocador.

TABELA 4.5 - RECOMENDAÇÕES PARA A ESCOLHA DA DISPOSIÇÃO DOS TUBOS NO TROCADOR^(4.1)

REQUISITOS	DISPOSIÇÃO
Fator de depósito do lado do casco $\leq 0,002$	Triangular
Fator de depósito do lado do casco $> 0,002$	Quadrada
Quando é requerida limpeza mecânica da superfície externa dos tubos	Quadrada
Quando é requerida ou pode ser feita limpeza química do lado do casco	Triangular
Trocador com espelho fixo	Triangular
Trocador com feixes removíveis	Triangular ou Quadrada
Trocador com tubos em U	Triangular

(e) Distância entre centros de tubos adjacentes (p)

Os tubos devem ser espaçados com uma distância mínima de centro a centro de 1,25 vezes o diâmetro externo dos tubos. A Tabela 4.6 mostra as distâncias mais usadas, em função dos diâme

tros externos dos tubos para os arranjos usuais.

TABELA 4.6 - DISTÂNCIA ENTRE CENTROS DE
TUBOS ADJACENTES^(4.5)

Diâmetro externos dos tubos (em polegadas)	Distância em polegadas	
	Triangular	Quadrado
3/4	15/16 - 1	1
1	1 1/4	1 1/4
1 1/2	1 7/8	1 7/8
> 1 1/2	1,25 d ₂	1,25 d ₂

Define-se p_r ("pitch ratio") como a razão entre a distância entre os centros de tubos adjacentes e o diâmetro externo dos tubos:

$$p_r = \frac{p}{d_2} \quad (4.6)$$

A distância entre os tubos (d) é dada pela distância entre os centros de tubos adjacentes menos o diâmetro externo dos tubos:

$$d = p - d_2 \text{ (pol)} \quad (4.7)$$

(f) Número de trajetos de tubos (n)

Em geral o número mínimo de trajetos de tubos no trocador é 2 e o máximo 8, embora, em casos específicos, 1 passe ou mais de 8 passes possam ser utilizados.

Para trocadores com espelho fixo, um passe ou um nú

mero par de passes é mais comum. Para trocadores com tubos em U só é possível um número par de passes, e o número máximo recomendado é 6 passes.

(g) Espessura dos espelhos de tubos (e_e)

Toma-se como espessura mínima do espelho a soma do diâmetro externo dos tubos com a tolerância para corrosão e entalhe. Com base no valor da espessura mínima pode-se estimar a espessura do espelho.

A TEMA traz:

. entalhe ("tube sheet pass partition groove") = 3/16 polegada ;

. tolerância para corrosão (dada para cada classe de trocadores de calor e alguns materiais) conforme Tabela 4.7.

TABELA 4.7 - TOLERÂNCIA PARA CORROSÃO PARA OS ESPELHOS DE TUBOS^(4.2)

MATERIAL	C L A S S E S		
	CLASSE R	CLASSE C	CLASSE B
Aço Carbono	1/8 pol	1/16 pol	1/16 pol
Ligas	0 pol	0 pol	0 pol
Ferro fundido	1/8 pol	1/16 pol	1/16 pol

A espessura mínima do espelho é dada por:

$$e_e = d_2 + \frac{3}{16} + \text{tolerância para corrosão (pol)} \quad (4.8)$$

(h) Comprimento efetivo do tubo (L_1)

É dado pelo comprimento total do tubo menos duas ve

zes a espessura de um espelho de tubos:

$$L_1 = L - 2e_8 \text{ (pé)} \quad (4.9)$$

4.2.4 - Temperaturas de projeto (T_{p_s} , T_{p_t})

As temperaturas de projeto podem ser tomadas como sendo aproximadamente 50°F acima das temperaturas de operação dos fluidos.

4.2.5 - Pressões de projeto (P_{p_s} , P_{p_t})

Inicialmente as pressões devem ser analisadas separadamente para cada fluido e depois analisadas em conjunto. Em geral, pode-se tomar as pressões de projeto 10 a 20% maiores do que as pressões de operação dos fluidos.

Quando a pressão de operação mais baixa for superior a 2/3 da pressão de operação mais alta, não há problema de pressão no trocador. Mas, se a pressão de projeto mais baixa for menor do que 2/3 da pressão de operação mais alta, deve-se observar se vai ocorrer problema de pressão no trocador. Assim, se acontecer o rompimento de um tubo, o trocador inteiro ficará sujeito à pressão mais alta. Se não é possível diminuir essa pressão mais alta, tenta-se proteger o lado de baixa pressão, colocando uma válvula de segurança ou aumentando a pressão mais baixa^(4.1).

4.2.6 - Pressão de projeto para os bocais do casco e dos tubos (P_{pb_s} , P_{pb_t})

As classes de pressão para os bocais do trocador são dadas na Figura 4.4 em função das temperaturas de projeto e das pressões de projeto para os lados do casco e dos tubos.

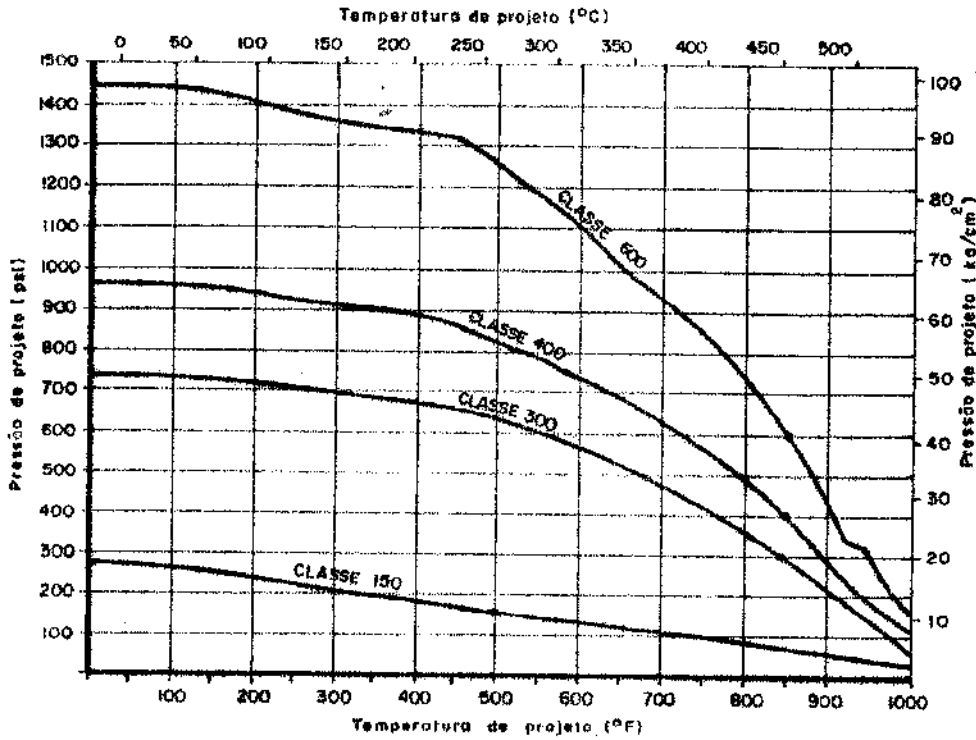


FIGURA 4.4 - PRESSÃO PARA OS BOCAIS DO TROCADOR^(4.7)

4.2.7 - Calor trocado (Q)

A taxa de transferência de calor no trocador corresponde à troca de calor sensível de um fluido para o outro, considerando-se desprezível a perda de calor para o ambiente. Ela é dada por:

$$Q = W_s C_s \Delta T_s = W_t C_t \Delta T_t \text{ (BTU/h)}, \quad (4.10)$$

onde:

$\Delta T_s, \Delta T_t$ = diferenças entre as temperaturas de entrada e de saída dos fluidos do casco e dos tubos, respectivamente.

4.2.8 - Diferença média de temperaturas

(a) Diferença média logarítmica de temperaturas (DMLT)

A diferença média logarítmica de temperaturas é calculada como se o trocador fosse em contracorrente com um trajeto ou passe do lado do casco e um trajeto de tubos. É dada pela Figura 4.5 e pela equação (4.11):

$$DMLT = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}} \quad (4.11)$$

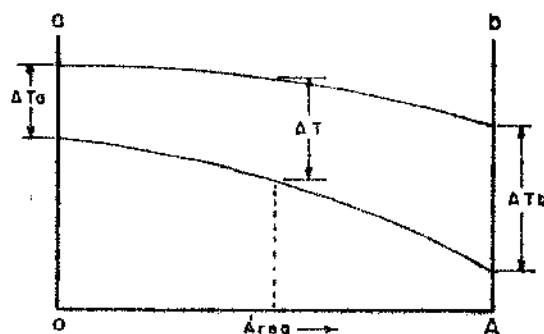


FIGURA 4.5 - DISTRIBUIÇÃO DE TEMPERATURA NUM TROCADOR DE CALOR COM CORRENTES OPOSTAS, DE PASSE ÚNICO

onde:

$\Delta T_a, \Delta T_b$ = diferença de temperaturas no terminal "a" e no terminal "b", respectivamente.

$$\Delta T_a = T_1 - t_2 \quad (4.11a)$$

$$\Delta T_b = T_2 - t_1 \quad (4.11b)$$

T_1, T_2 = temperaturas de entrada e saída do fluido quente, respectivamente.

t_1, t_2 = temperaturas de entrada e saída do fluido frio, respectivamente.

Se ΔT_a não for 50% maior do que ΔT_b , a diferença de temperaturas média aritmética diferirá em menos de 1% da DMLT, e poderá ser usada para simplificar os cálculos^(4.8).

(b) Fator de correção para a diferença média de temperaturas (F_t)

O valor de F_t é dado por gráficos e equações^(4.9) para cada geometria de escoamento de fluidos, em função de R e S definidos por:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (4.12)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (4.13)$$

Então:

Se $n = 1$, $F_t = 1,0$

Se $n \geq 2$, F_t é calculado pelas equações abaixo:

. Um passe do lado do casco e 2 passes de tubos:

$$F_{t_{1-2}} = \frac{\frac{\sqrt{R^2+1}}{R-1} \log_{10} \frac{1-S}{1-SR}}{\log_{10} \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \sqrt{R^2+1}}{\frac{2}{S} - 1 - R - \sqrt{R^2+1}}} \quad (4.14)$$

. Um passe do lado do casco e 4 passes de tubos:

$$F_{t_{1-4}} = \frac{\frac{\sqrt{4R^2+1}}{2(R-1)} \log_{10} \frac{1-S}{1-SR}}{\log_{10} \frac{1+V(\sqrt{4R^2+1} - 2R)}{1-V(\sqrt{4R^2+1} - 2R)}} \quad (4.15)$$

onde:

$$V = \frac{T_{t1} - T_{t2}}{4T_{s1} - (T_{t1} + 2t_i + T_{t2})} \quad (4.16)$$

t_i é a temperatura intermediária do fluido do tubo quando sai do 2º e entra no 3º passe de tubos. O valor de t_i pode ser obtido por tentativas da equação:

$$\left(\frac{t_i - T_{t1}}{T_{t2} - t_i} \right)^{\sqrt{4R^2+1}} = \frac{1+V(\sqrt{4R^2+1} - 2R)}{1+V(\sqrt{4R^2+1} + 2R)} \quad (4.17)$$

- . Um passe do lado do casco e 6 passes de tubos:

Esse caso concorda bem com o caso de trocadores com 1 passe do casco e 2 passes de tubos operando com as mesmas temperaturas terminais.

- . Um passe do lado do casco e infinitos passes de tubos

Esse caso se aproxima do caso em que ambos os fluxos estão completamente misturados. Mesmo assim, F_t geralmente é de 1 a 2% menor do que o valor de F_t para o trocador 1-2.

- . Dois passes do lado do casco e 4 passes de tubos

$$F_{t_{2-4}} = \frac{\frac{\sqrt{R^2+1}}{2(R-1)} \log_{10} \frac{1-S}{1-SR}}{\log_{10} \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \frac{2}{S} \sqrt{(1-S)(1-SR)} + \sqrt{R^2+1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \frac{2}{S} \sqrt{(1-S)(1-SR)} - \sqrt{R^2+1}}} \quad (4.18)$$

- . Três ou mais passes do lado do casco (trocadores 3-6, 4-8, 6-12, etc), calcular a partir de:

$$S_{N-2N} = \frac{1 - (1 - S_{1-2}R)^N}{R - \frac{1 - S_{1-2}R}{1 - S_{1-2}}} \quad (4-19)$$

- . Um passe do lado do casco e 3 passes de tubos, etc., retira-se o valor de F_t da Figura 6 da referência (4.9). Geralmente não é usado.

(c) Diferença média de temperaturas (AT)

Ela é dada por:

$$\Delta T = DMLT \times F_t \text{ (}^{\circ}\text{F)} \quad (4.20)$$

4.2.9 - Trocadores em série ou em paralelo

(a) Verificação da necessidade de cascos em série

Quando se opera com grandes vazões, em geral, são requeridas passagens múltiplas no casco o que, na prática, é realizado com auxílio de múltiplos cascos possibilitando arranjos diversos. Um dos mais usados é o de cascos em série, usado quando o emprego de apenas uma unidade conduz a valores de F_t menores do que 0,8 ou quando há limitações do diâmetro ou do comprimento do equipamento. Nesse caso as unidades em geral devem ser iguais para economia na construção e facilidade de operação e manutenção. Dois ou mais passes do lado dos tubos costumam ser usados^(4.4).

Uma outra maneira de verificar se é necessário cascos em série é ver se:

$$2 T_2 \geq t_1 + t_2 \text{ quando o fluido quente está no casco,}$$

$$\text{ou, } 2 t_2 \leq T_1 + T_2 \text{ quando o fluido frio está no casco.}$$

Se um desses limites é aproximado, então é necessário o uso de múltiplos cascos em série^(4.10).

Na prática usa-se no máximo até 6 cascos em série.

(b) Estimativa do número de cascos em série (n_{cs})

Existe uma técnica gráfica rápida para a estimativa do número suficiente de cascos em série^(4.10), explicada a seguir:

1º) Marcar as temperaturas terminais das duas correntes num papel gráfico comum, a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio na ordenada do lado esquerdo do papel, e a temperatura de saída do fluido quente e a temperatura de entrada do fluido frio na ordenada do lado direito do papel. A distância entre as ordenadas é arbitrária, correspondente à quantidade total de calor trocado entre as duas correntes.

2º) Se o calor específico de cada corrente é constante, traçar linhas retas do ponto de temperatura de entrada até o de temperatura de saída de cada corrente. Se o calor específico de uma ou das duas correntes varia, calcula-se a temperatura desta corrente em função do calor adicionado ou removido pela outra. Nesse caso o procedimento acima continua válido mas com um erro adicional, cuja magnitude depende da curvatura da linha (ou das linhas) e da variação do coeficiente global de troca de calor.

3º) Iniciando pela temperatura de saída do fluido frio, puxar uma linha horizontal até que esta intercepte a linha do fluido quente. Desse ponto, descer uma linha vertical até que encontre a linha do fluido frio. Repetir o processo até que a linha horizontal intercepte a ordenada do lado direito do papel. O número de linhas horizontais (incluindo a que intercepta a ordenada do lado direito) é igual ao número de cascos em série, suficiente para desempenhar o serviço requerido.

(c) Cascos em paralelo

Para casos onde há limitação de dimensões e de perda de carga pode-se usar arranjo em paralelo.

4.2.10 - Área de troca de calor

A equação básica de transferência de calor a ser usada no projeto de trocadores de calor é:

$$Q = \int_A UATdA$$

No trocador as temperaturas dos fluidos não são constantes e com isso variam as propriedades térmicas dos fluidos e as resistências térmicas, implicando numa variação do coeficiente global de troca de calor U . No projeto do trocador calcula-se o valor médio de U com as propriedades dos fluidos nas temperaturas médias, e utiliza-se a diferença média de temperaturas.

Assim:

$$Q = UAAT \quad (\text{BTU/h}) \quad (4.21)$$

(a) Coeficiente global de troca de calor (U).

Se considerar que os tubos são aletados interna e externamente, a expressão do U é dada por:

$$U = \frac{1}{\frac{At_a}{\eta_i h_i A_{ti}} + \frac{At_a}{2k_{pt} \pi L_1} \ln \frac{d_2}{d_i} + \frac{1}{\eta_o h_o} + \frac{rd_i At_a}{\eta_i A_{ti}} + \frac{rd_2}{\eta_e}} \quad (\text{BTU}/\text{hp}\bar{e}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \quad (4.22)$$

onde:

At_a = área de troca de calor da superfície externa dos tubos, para tubos aletados externamente ($p\bar{e}^2$);

At_i = área de troca de calor da superfície interna dos tubos, para tubos aletados internamente ($p\bar{e}^2$);

η_o = eficiência total da superfície externa dos tubos;

η_i = eficiência total da superfície interna dos tubos;

rd_i = fator de depósito para o lado dos tubos ($\text{hp}\bar{e}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$);

rd_o = fator de depósito para o lado do casco ($\text{hp}\bar{e}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$).

Tem-se que:

$$\eta = 1 - \frac{A_a}{A} (1 - \psi) \quad (4.23)$$

onde:

A_a = área de troca de calor das aletas ($p\bar{e}^2$);

A = área total de troca de calor ($p\bar{e}^2$);

ψ = eficiência das aletas

Para tubos não aletados:

$$U = \frac{1}{\frac{d_2}{h_i d_i} + \frac{d_2}{2k_{pt}} \ln \frac{d_2}{d_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{d_2}{d_i} (rd_i + rd_o)} \quad (\text{BTU}/\text{hp}\bar{e}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \quad (4.24)$$

(b) Coeficiente global de troca de calor - Estimativa inicial (U_o)

Para a estimativa inicial do coeficiente global de troca de calor pode-se usar a Tabela 4.8^(4.11), que fornece uma faixa de valores de U para vários tipos de fluidos em função das viscosidades dos fluidos.

(c) Área de troca de calor (A)

É dada por:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} \quad (\text{pé}^2) \quad (4.25)$$

A área máxima de troca de calor recomendada é limitada a de um trocador com diâmetro interno do casco de 1,20m (48 pol), ou feixe de tubos de 15 t de peso^(4.1).

Para uma estimativa inicial (A_o) da área de troca térmica do trocador, usa-se U_o estimado e determina-se ΔT conforme o item 4.2.8.

(d) Área de troca de calor por casco (A_{ts})

Ela é dada por:

$$A_{ts} = \frac{A_o}{n_{cs}} \quad (\text{pé}^2) \quad (4.26)$$

4.2.11 - Número total de tubos no trocador (N_t)

A área de troca térmica de um trocador é dada também por:

$$A_{ts} = N_t (\pi d_2 L_1) \quad (\text{pé}^2)$$

daí:

$$N_t = \frac{A_{ts}}{\pi d_2 L_1} \quad (4.27)$$

TABELA 4.8 - COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA DE CALOR (4.11).

FLUIDO 1	FLUIDO 2	Fator de depósito total hpe ² °F/BTU	U BTU/hpe ² °F	FLUIDO 1	FLUIDO 2	Fator de depósito total hpe ² °F/BTU	U BTU/hpe ² °F
Water ¹ Water ² Water ³ Water ⁴ Water ⁵ Water ⁶ Water ⁷ Water ⁸	Water Gas, about 10 psig Gas, about 100 psig Gas, about 1,000 psig Light organic liquids ⁹ Medium organic liquids ¹⁰ Heavy organic liquids ¹¹ Very heavy organic liquids ¹² Heating Cooling	0.0015 0.001 0.001 0.001 0.0015 0.002 0.0025 0.004	250-300 15-20 30-40 60-100 125-175 75-125 40-75	Heavy organic liquids Heavy organic liquids Gas, about 10 psig Gas, about 10 psig Gas, about 100 psig Gas, about 100 psig Gas, about 1,000 psig Gas, about 1,000 psig	Heavy organic liquids ¹³ Very heavy organic liquids Gas, about 10 psig Gas, about 100 psig Gas, about 1,000 psig Gas, about 1,000 psig Gas, about 1,000 psig Gas, about 1,000 psig	0.005 0.006 0 0 0 0 0 0	10-30 5-15 10-15 15-20 15-25 20-30 25-35
Steam Steam Steam Steam Steam Steam Steam Steam	Gas, about 10 psig Gas, about 100 psig Gas, about 1,000 psig Light organic liquids ¹⁴ Medium organic liquids ¹⁵ Heavy organic liquids ¹⁶ Very heavy organic liquids ¹⁷ Water	0.0005 0.0005 0.0005 0.001 0.0015 0.002 0.0025 0.001	15-20 35-45 70-110 135-190 80-135 45-80 15-45	Gas, about 1,000 psig Water Water Water	Gas, about 1,000 psig Condensing light organic vapors, pure component ¹⁸ Condensing medium organic vapors, pure component ¹⁹ Condensing heavy organic vapors, pure component ²⁰	0 0.001 0.001 0.002	35-60 150-200 100-150 75-100
Light organic liquids ²¹ Light organic liquids ²² Light organic liquids ²³ Light organic liquids ²⁴ Light organic liquids ²⁵	Light organic liquids ²⁶ Medium organic liquids ²⁷ Heavy organic liquids ²⁸ Heating Cooling Very heavy organic liquids ²⁹ Heating Cooling	0.002 0.0025 0.003 0.004	100-130 70-100 40-75 25-50 20-50 5-25	Light organic liquids ³⁰ Medium organic liquids ³¹ Heavy organic liquids ³² Heating Cooling Very heavy organic liquids ³³ Heating Cooling	Light organic liquids ³⁴ Medium organic liquids ³⁵ Heavy organic liquids ³⁶ Heating Cooling Very heavy organic liquids ³⁷ Heating Cooling	0.002 0.0025 0.003 0.004 0.003 0.0035 0.0045	100-130 70-100 40-75 25-50 20-50 5-25 50-80 30-50 15-35 15-30 5-25

-The total fouling resistance and the overall heat transfer coefficient are based on the total outside tube area. †Allowable pressure drops on each side are assumed to be about 10 psi, except for (1) low-pressure gas and condensing vapor where the pressure drop is assumed to be about 5 per cent of the absolute pressure, and (2) heavy organics where the allowable pressure drop is assumed to be about 20 to 30 psi. ‡Aqueous solutions give approximately the same coefficients as water. §Liquid ammonia gives about the same results as water. ¶Light organic liquids include liquids with viscosities less than about 0.5 cp, such as hydrocarbons through C₄, gasoline, light alcohols and ketones, etc. **Medium organic liquids include liquids with viscosities between about 0.5 cp and 1.5 cp, such as kerosene, straw oil, hot gas oil, absorber oil, and light crudes. ***Heavy organic liquids include liquids with viscosities greater than 1.5 cp, but not over 50 cp, such as cold gas oil, fuel oils, and heavy and reduced crudes. ††Very heavy organic liquids include tars, asphalt, polymer melts, greases, etc., having viscosities greater than about 50 cp. Estimation of coefficients for these materials is very uncertain. ‡‡These values may be used for vapor mixtures when the condensing range of the vapor is less than half of the temperature difference between the inlet coolant and the vapor. If the condensing range is greater than this, or if there are significant amounts of noncondensable gas present, the coefficient should be reduced towards the values shown for gas cooling; in these cases, the accuracy of the estimation is very uncertain. §§N₂ condensables

com A_{ts} , d_2 e L_1 definidos anteriormente.

O número de tubos por trajeto (N_{tt}) é dado por:

$$N_{tt} = \frac{N_t}{n} \quad (4.28)$$

4.2.12 - Diâmetro interno do casco

(a) Número de tubos na fileira central do trocador (n_c)

Definido para os arranjos de tubos triangular e quadrado em função do número total de tubos (4.12). Então:

. para arranjo triangular de tubos:

$$\text{Se } 20 < N_t \leq 2000 : n_c = 1,29 N_t^{\frac{1}{2,11}} \quad (4.29)$$

$$\text{Se } N_t > 2000 : n_c = 1,05 \sqrt{N_t} \quad (4.30)$$

. para arranjo quadrado de tubos:

$$\text{Se } 20 < N_t \leq 2000 : n_c = 1,397 N_t^{\frac{1}{2,11}} \quad (4.31)$$

$$\text{Se } N_t > 2000 : n_c = 1,129 \sqrt{N_t} \quad (4.32)$$

(b) Diâmetro do feixe de tubos (d_3)

O diâmetro do feixe de tubos é o diâmetro do limite dos tubos mais externos do feixe. É dado por:

$$d_3 = (n_c - 1)p + d_2 \text{ (pol)} \quad (4.33)$$

(c) Diâmetro interno do casco (d_1)

Conhecendo-se o diâmetro do feixe de tubos (d_3) e o tipo de trocador, encontra-se d_1 na Tabela 4.9 que dá valores aproximados do diâmetro interno do casco. Esta tabela é baseada em dados práticos de projetos de trocador de calor casco e tubo.

De acordo com a TEMA, toma-se o diâmetro máximo do casco igual a 60 polegadas. Trocadores com diâmetros maiores exigem

requisitos adicionais. Na prática, normalmente são utilizados diâmetros do casco até no máximo 48 polegadas.

Conhecendo-se o diâmetro interno do casco (d_1), o diâmetro externo dos tubos (d_2), a distância entre centros de tubos adjacentes (p) e o número de passes de tubos (n), pode-se retirar na Tabela 4.10^(4.14) o valor do número total de tubos, mais próximo ao calculado pela equação (4.27). As quantidades apresentadas na referida tabela são valores reais, resultado da contagem do número de tubos para cada caso, em trocadores existentes dos Tipos S e P.

Para a determinação definitiva do número total de tubos, deve-se fazer o desenho da seção transversal do trocador com as dimensões e características já estabelecidas.

4.2.13 - Chicanas

(a) Classificação e tipos de chicanas

As chicanas são classificadas em transversais e longitudinais^(4.3). O objetivo das longitudinais é o controle da direção do fluxo do fluido do casco, de modo que duas correntes sejam obtidas. As chicanas transversais podem ser classificadas em: planas e em barras.

As chicanas planas são usadas para suportar os tubos, direcionar o fluxo através do feixe aproximadamente a ângulos retos aos tubos e para aumentar a turbulência do fluido do casco. Os tipos são: chicanas multi-segmentares, disco-e-anel, e chicana de orifício. Elas são mostradas na Figura 4.6^(4.3). As chicanas segmentares simples e dupla são as mais frequentemente usadas. As segmentares triplas e a segmentar sem tubos na janela são usadas para aplicações de baixa perda de carga. As chicanas disco-e-anel e as de orifício raramente são usadas.

As chicanas em barras são usadas para suportar os tubos e aumentar a turbulência do fluido do casco. O fluxo no trocador com chicanas em barra é paralelo ao fluxo dos tubos. A Figura 6, página 17 da referência (4.3), mostra quatro arranjos de aplicação dessas chicanas. Elas são pouco usadas.

A escolha do tipo de chicana, o espaçamento e o corte são fortemente influenciados pela vazão dos fluidos, perda de

TABELA 4.9 - VALORES APROXIMADOS DE d_1 E d_3 (4.13) .

d_1 (pol)	d_3 (pol)		
	ESPELHO FIXO E TUBOS EM U	OUTSIDE PACKED HEAD	PULL THROUGH SPLIT RING
10,02	9,62	8,52	8,02
12,09	11,67	10,59	10,04
13,38	12,95	11,88	11,30
15,23	14,81	13,75	13,11
17,25	16,79	15,75	15,06
18,25	18,76	17,75	17,00
21,25	20,75	19,75	18,96
23,00	22,50	21,50	20,66
27,00	26,46	25,50	24,56
31,00	30,43	28,50	28,45
35,00	34,40	33,50	32,33
39,00	38,37	37,50	36,25
42,00	41,34	40,50	39,14
48,00	47,30	46,50	45,04
51,00	50,27	49,50	47,93
54,00	53,24	52,50	50,83
60,00	59,21	58,50	56,72

TABELA 4.10 - CONTAGEM DOS TUBOS (4.14) .

DIÂMETRO INTERNO DO CASO DO TUBO (POL)	DIÂMETRO DO FLETC DO TUBO (POL)	DIÂMETRO SISTEMA DO TUBO (POL)	DISTÂNCIA ENTRE CENTROS DE TUBOS ADJACENTES (POL)	NÚMERO DE PASSOS DE TUBO				
				1	2	4	6	8
8,071	6,821	3/4	15/16 Δ	38	32	26	24	18
		3/4	1 Δ	32	26	20	20	
		3/4	1 1/4 Δ	37	30	24	24	
		1	1 1/4 Δ	21	16	14	14	
		1	1 1/4 Δ	22	18	16	14	
10,02	8,77	3/4	15/16 Δ	62	56	47	42	36
		3/4	1 Δ	52	46	40	36	
		3/4	1 1/4 Δ	61	52	48	48	
		1	1 1/4 Δ	32	26	26	24	
		1	1 1/4 Δ	37	32	28	28	
12	10 3/4	3/4	15/16 Δ	109	98	86	82	60
		3/4	1 Δ	80	72	68	68	60
		3/4	1 1/4 Δ	90	84	72	70	68
		1	1 1/4 Δ	48	44	40	38	36
		1	1 1/4 Δ	57	52	46	42	40
13 1/4	12	3/4	15/16 Δ	127	114	96	90	86
		3/4	1 Δ	95	90	81	77	70
		3/4	1 1/4 Δ	110	101	90	88	74
		1	1 1/4 Δ	60	56	51	46	44
		1	1 1/4 Δ	67	63	56	54	50
15 1/4	14	3/4	15/16 Δ	170	160	140	136	128
		3/4	1 Δ	138	132	116	112	108
		3/4	1 1/4 Δ	163	152	136	133	110
		1	1 1/4 Δ	88	82	75	70	64
		1	1 1/4 Δ	96	92	86	84	72
17 1/4	16	3/4	15/16 Δ	239	224	194	188	178
		3/4	1 Δ	188	178	164	164	142
		3/4	1 1/4 Δ	211	201	181	176	166
		1	1 1/4 Δ	112	110	102	98	82
		1	1 1/4 Δ	130	124	116	110	94
19 1/4	18	3/4	15/16 Δ	301	282	252	244	234
		3/4	1 Δ	236	224	216	208	188
		3/4	1 1/4 Δ	273	256	242	236	210
		1	1 1/4 Δ	148	142	136	129	116
		1	1 1/4 Δ	172	162	152	148	138

carga admissível, suporte necessário aos tubos e vibrações induzidas pelo fluxo.

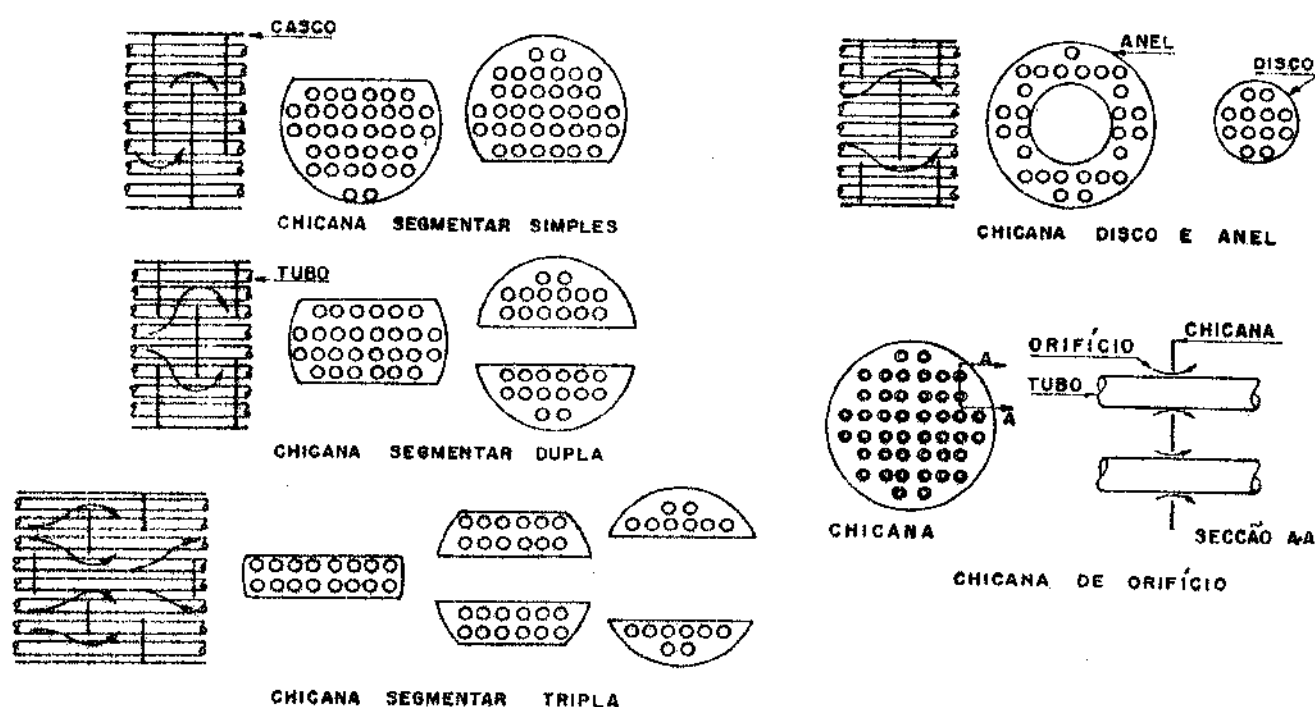


FIGURA 4.6 - CHICANAS PLANAS (4.3)

(b) Espaçamento entre chicanas (ℓ_3)

Deve ser de tal maneira que a área livre de fluxo a través da janela da chicana seja aproximadamente igual a área do fluxo cruzado no feixe de tubos.

A TEMA define como espaçamento máximo o diâmetro interno do casco (d_1) e como espaçamento mínimo $1/5$ do diâmetro do casco (em polegadas) ou 2 polegadas, escolhendo-se o maior deles.

Na prática recomenda-se adotar o espaçamento ℓ_3/d_1 entre 0,3 a 0,5.

(c) Distância entre as chicanas extremas e os espelhos de tubos (ℓ_{31}, ℓ_{32})

O espaçamento ℓ_3 refere-se às chicanas intermediárias. Os espaçamentos extremos (ℓ_{31}, ℓ_{32}) podem ser iguais a ℓ_3 ou não, dependendo do tipo construtivo do trocador. Para a estimativa

de ℓ_{31} e ℓ_{32} , toma-se inicialmente os valores mínimos de ℓ_{31} e ℓ_{32} a partir das equações:

$$\ell_{31\min} = Dbs_1 + \ell_{31f}(p\bar{e}) \quad (4.34)$$

$$\ell_{32\min} = Dbs_2 + \ell_{32f}(p\bar{e}) \quad (4.35)$$

onde:

Dbs_1, Dbs_2 = diâmetros internos dos bocais de entrada e de saída do casco, respectivamente;

ℓ_{31f}, ℓ_{32f} = fatores para os espaçamentos (de entrada e de saída) obtidos nas Figuras 4.7 e 4.8^(4.1) em função do diâmetro interno do casco, do tipo do trocador e da pressão do projeto para os bocais do casco.

Para os espaçamentos máximos entre os espelhos e as chicanas extremas, a TEMA traz tabelas indicando o comprimento máximo sem apoio para tubos retos no trocador, para as três classes padrão de trocadores, de acordo com o material e o diâmetro externo dos tubos.

(d) Número de chicanas (N_{chi})

É dado pela expressão:

$$N_{chi} = \frac{\ell_1 - \ell_{31} - \ell_{32}}{\ell_3} + 1 \quad (4.36)$$

No caso de 2 passes de casco ($n_{cs}=2$):

$$N_{chi} = 2 \left(\frac{\ell_1 - \ell_{31} - \ell_{32}}{\ell_3} + 1 \right) \quad (4.37)$$

(e) Corte da chicana (C_{chi})

O corte da chicana é definido como o segmento de altura ℓ_c e é expresso como percentagem do diâmetro interno do casco^(4.2); deve ser menor do que a metade do diâmetro para assegu-

rar que as chicanas adjacentes tenham pelo menos uma fileira de tu bos em comum.

A posição do corte das chicanas depende do tipo e temperatura do fluido circulando no casco, podendo estar na hori zontal, na vertical ou rotacionado.

Para líquidos no lado do casco, o corte de 20 a 25% do diâmetro é comum. Para gases à baixa pressão, o corte de 40 a 45% é mais comum e é usado para minimizar a perda de carga^(4.4).

A Tabela 4.11 mostra cortes de chicanas em função da razão d_1/ε_3 .

TABELA 4.11 - CORTES DE CHICANA^(4.15)

d_1/ε_3	ε_3/d_1 (%)	ε_c/d_1 (%)
1	100	45
1,5	67	34
2	50	25
3	33	20
4	25	16
5	20	16

(f) Diâmetro da chicana (d_{chi})

A TEMA fornece tabelas com a diferença (d_1-d_{chi}), em função do diâmetro do casco, para as três classes padrão de trocadores. Os valores de (d_1-d_{chi}) são os mesmos para as mesmas faixas do diâmetro do casco. A Tabela 4.12 abaixo mostra as diferenças (d_1-d_{chi}) para a classe R de trocadores.

TABELA 4.12 - DIFERENÇAS ENTRE d_1 e d_{chi} ^(4.2)

Diâmetro interno nominal do casco (pol)	$d_1 - d_{chi}$ (pol)
8-13	0,100
14-17	0,125
18-23	0,150
24-39	0,175
40-54	0,225
55 acima	0,300

(g) Diâmetro dos orifícios das chicanas (d_4)

Para o comprimento máximo dos tubos sem apoio menor ou igual a 36 pol., os orifícios das chicanas devem ser furados com 1/32 polegadas a mais do que o diâmetro externo dos tubos. Para um comprimento máximo dos tubos sem apoio maior do que 36 pol., os orifícios das chicanas devem ser furados de 1/64 polegadas a mais do que o diâmetro externo dos tubos^(4.2). Isto quer dizer:

$$\text{. para } 2\ell_3 \leq 36 \text{ pol: } d_4 = \frac{1}{32} \text{ pol} + d_2 \text{ (pol)} \quad (4.38)$$

$$\text{. para } 2\ell_3 > 36 \text{ pol: } d_4 = \frac{1}{64} \text{ pol} + d_2 \text{ (pol)} \quad (4.39)$$

4.2.14 - Tirantes de ligação e espaçadores

Tirantes de ligação, espaçadores ou outros meios e equivalentes de ligação do conjunto de chicanas podem ser utilizados com a finalidade de sustentar as chicanas transversais e manter as placas de suporte seguras na posição. A TEMA traz sugestões quanto à quantidade e diâmetro dos tirantes e espaçadores para vários diâmetros de trocadores.

4.2.15 - Tiras selantes ("sealing strips")

São um meio conveniente de diminuir o fluido que se desvia e escoar em torno do feixe de tubos. Para a verificação do uso de "sealing strips" adota-se o seguinte:

. "sealing strips" são adicionados ao projeto quando:

$$d_1 - d_3 > 1,5 \text{ (pol)} \text{ ou,}$$

$$d_1 - d_3 > 0,5 \text{ (pol)} \text{ e } S_{bp} \div A_{ex} > 0,1$$

onde:

A_{ex} = área efetiva do fluxo cruzado no trocador e é dada por:

$$A_{ex} = S_m - S_{bp} \text{ (pol}^2\text{)} \quad (4.40)$$

S_{bp} = área para o desvio em torno do feixe de tubos, dada pelas equações (A.3.c) e (A.3.d) do Anexo A.3.

S_m = área mínima para o fluxo cruzado próximo à linha central do trocador, dada pela equação (A.3.b).

. Não se adiciona "sealing strips" ao projeto quando:

- $d_1 - d_3 < 0,5$ (pol);
- vapores condensantes ou líquidos evaporando estão do lado do casco;
- chicanas triplamente segmentares são usadas.

Os "sealing strips" são usados para cada 5 ou 7 fileiras de tubos cruzadas pelo escoamento e o número de pares (N_{ss}) pode ser calculado por:

$$N_{ss} = \frac{N_r}{5} \quad (4.41)$$

onde N_r (definido no Capítulo 2) é dado pelas equações (2.57), (2.58) e (2.59).

4.2.16 - Número de tubos por chicana (N_{tchi})

Calcula-se o número de tubos por chicana através da expressão:

$$N_{tchi} = N_t (1 - r_5) \quad (4.42)$$

onde,

r_5 = razão entre a área de uma janela de chicana (A_j) e a área total da seção do casco (A_T);

$$r_5 = \frac{A_j}{A_T} \quad (4.43)$$

com A_j e A_T dadas pelas equações (2.72) e (2.70) do Capítulo 2.

4.2.17 - Considerações gerais

No projeto de um trocador de calor várias premissas

básicas devem ser levadas em conta como foi visto até aqui, mas existem alguns detalhes que ainda devem ser considerados como:

. Especificação inicial do tipo de trocador

A especificação inicial do tipo de trocador em geral é feita com base nos trocadores já existentes, caso os fluidos utilizados sejam os mesmos e tenham dado resultados satisfatórios. Assim, outras considerações são: expansão térmica, manutenção, fabricação, etc.

. Posição dos trocadores

Normalmente os trocadores são posicionados na horizontal, podendo ser posicionados na vertical, dependendo do processo e quando é preciso diminuir o depósito de sujeiras dos fluidos.

. Tamanho dos trocadores

Existem restrições quanto ao tamanho, altura, largura, comprimento, peso ou volume de um trocador. Alguns fatores a serem observados são: previsão para manutenção, uniformização com a planta no qual o trocador vai ser instalado, facilidade de remoção do feixe de tubos.

4.3 - TROCA DE CALOR E PERDA DE CARGA

4.3.1 - Troca de calor do lado dos tubos

(a) Velocidade média do fluido no escoamento dentro dos tubos (V_t)

É dada pela expressão:

$$V_t = \frac{W_t}{\rho_t N_{tt} S_{ti}} \quad (\text{pé/s}) \quad (4.44)$$

onde:

S_{ti} = área da seção interna de escoamento em um tubo:

$$S_{ti} = \frac{\pi d_i^2}{4} \text{ (pol}^2\text{)} \quad (4.45)$$

(b) Número de REYNOLDS (Re_t) e número de PRANDTL (Prd_t) para o fluido dos tubos

Dados por:

$$Re_t = \frac{\rho_t V_t d_i}{\mu_t} \quad (4.46)$$

$$Prd_t = \frac{C_t \mu_t}{K_t} \quad (4.47)$$

(c) Coeficiente de película (h_i) e fator de COLBURN (J_4) para o lado dos tubos.

Os coeficientes de película para escoamento laminar, de transição e turbulento em tubos, para perfis de velocidade e de temperatura em desenvolvimento ou plenamente desenvolvidas, encontram-se na literatura conhecida sobre transferência de calor. As duas condições de contorno de maior interesse no desenvolvimento das expressões para os coeficientes são a de temperatura da superfície dos tubos constante e a da taxa de transferência de calor constante por unidade de comprimento.

Geralmente fluxo laminar ocorre em dutos fechados quando $Re < 2.100$, baseado no diâmetro equivalente (d_e). Na realidade o verdadeiro escoamento laminar raramente ocorre.

SIEDER e TATE fizeram uma correlação para aquecimento e resfriamento, para vários fluidos principalmente frações de petróleo, em tubos horizontais e verticais, e chegaram a uma equação para o escoamento laminar:

$$\frac{h_i d_e}{K_t} = 1,86 (Re_t Prd_t)^{1/3} \left(\frac{d_e}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Ti}} \right)^{0,14}$$

com $10 < L/d_e < 400$.

Essa equação dá um desvio de $\pm 12\%$ para o regime de transição, isto é, escoamento com $2.100 < Re < 10.000$ ^(4.5).

Para escoamento turbulento uma das primeiras equações usadas foi a de DITTUS-BOELTER, baseada em dados experimentais, cobrindo uma faixa do número de PRANDTL de 0,7 a 120, do número de REYNOLDS de 10.000 a 120.000 e de $\ell_1/d_2 > 60$:

$$\frac{h_i d_2}{K_t} = 0,023 Re_t^{0,8} Prd_t^n,$$

com $n = 0,4$ para aquecimento e $n = 0,3$ para resfriamento do fluido.

Uma outra equação é a de COLBURN, dada por:

$$\frac{h_i d_2}{K_t} = 0,023 Re_t^{0,8} Prd_t^{1/3}$$

A dificuldade com as equações de DITTUS-BOELTER e COLBURN é que elas são baseadas em suposições de que a influência do Re_t e do Prd_t pode ser expressa por potências simples. Isto é uma boa aproximação para o Re_t , mas não o é para o Prd_t .

A equação de SIEDER-TATE é essencialmente a mesma de COLBURN, mas um esquema diferente é usado para corrigir a influência das propriedades dos fluidos dependentes da temperatura ^(4.16).

Ela é dada por:

$$\frac{h_i d_2}{K_t} = 0,027 Re_t^{0,8} Prd_t^{1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Ti}} \right)^{0,14}$$

Uma correlação para o fator de COLBURN, para troca de calor, foi desenvolvida por PIERCE ^(4.17) para tubos lisos na faixa completa do número de REYNOLDS, tomando as relações empíricas de cada regime de fluxo. Essas relações empíricas foram derivadas de dados experimentais para os regime laminar e de transição com $\ell_1/d_2 > 60$ e para o regime turbulento com $\ell_1/d_2 > 60$ e Prd_t entre 0,7 a 160. A equação resultante das premissas, dentro das faixas acima citadas, é:

$$J_4 = \left\{ \frac{1}{Re_t^{9,36}} + \frac{1}{\left[\frac{Re_t^{1,6}}{7,831 \times 10^{-14}} + \left(\frac{1,969 \times 10^6}{Re_t} \right)^8 \right]^{3/2}} \right\}^{1/12} \quad (4.48)$$

Para fluidos com alto número de PRANDTL ($Prd_t < 17.000$), tais como óleos, a correção de viscosidade de SIEDER-TATE é proposta para a equação (4.48). Então:

$$J = J_4 \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Ti}} \right)^{0,14} \quad (4.49)$$

A viscosidade do fluido μ_{Ti} é determinada à temperatura interna da parede dos tubos (T_i).

Com o fator de COLBURN obtido, o coeficiente convectivo de troca de calor é dado por:

$$h_i = J \left(\frac{C_t \rho_t V_t}{Prd_t^{2/3}} \right) \quad (\text{BTU/h pē}^{20}\text{F}) \quad (4.50)$$

Como resultado da pesquisa a respeito das expressões usadas para o coeficiente de troca de calor em tubos, optou-se pelo uso das equações (4.48), (4.49) e (4.50).

(d) Temperatura interna (T_i) e temperatura externa (T_e) da parede dos tubos

Se h_i e h_o são conhecidos, analisando a Figura 2:2, considerando $T_i \neq T_e$ e ocorrência de depósito interna e externamente à parede dos tubos, tem-se:

$$Q = \frac{\Delta_t}{\Sigma R} = \frac{T_s - T_t}{R_o + R_{io}} = \frac{T_i - T_t}{R_{io}} = \frac{T_t - T_e}{R_o} \quad (4.51)$$

mas:

$$R_{io} = \left(\frac{1}{h_i} + rd_i \right) \frac{A}{A_i} = \left(\frac{1}{h_i} + rd_i \right) \frac{d_2}{d_i} ,$$

$$R_o = \frac{1}{h_o} + rd_o .$$

Daí:

$$R_o + R_{io} = \frac{1}{h_o} + rd_o + \left(\frac{1}{h_i} + rd_i \right) \frac{d_2}{d_i} , \text{ que é igual a}$$

$\frac{1}{U}$ (ver equação (4.24)) considerando que d_2/d_i é muito próximo de 1 e com isso $rd_i(d_2/d_i)$ é zero. Então, da equação (4.51):

$$\frac{T_s - T_t}{\frac{1}{U}} = \frac{T_i - T_t}{\left(\frac{1}{h_i} + rd_i\right) \frac{d_2}{d_i}} = \frac{T_t - T_c}{\frac{1}{h_o} + rd_o}$$

. Para T_i :

$$\frac{T_s - T_t}{\frac{1}{U}} = \frac{T_i - T_t}{\left(\frac{1}{h_i} + rd_i\right) \frac{d_2}{d_i}}$$

Resolvendo fica:

$$T_i = T_t + U \left(\frac{1}{h_i} + rd_i \right) \frac{d_2}{d_i} (T_s - T_t) \quad (4.52)$$

. Para T_c :

$$\frac{T_s - T_t}{\frac{1}{U}} = \frac{T_t - T_c}{\frac{1}{h_o} + rd_o}$$

Resolvendo fica:

$$T_c = T_t - \left(\frac{1}{h_o} + rd_o \right) (T_s - T_t) \quad (4.53)$$

4.3.2 - Perda de carga do lado dos tubos

(a) Coeficiente de atrito para o fluido dos tubos (f_t)

Para a determinação do coeficiente de atrito para o fluido dos tubos determina-se primeiro o coeficiente de atrito isotérmico e depois corrige-se os efeitos de variação da viscosidade do fluido.

Analogamente ao fator de COLBURN, existe uma expressão para o fator de atrito para escoamento dentro dos tubos, que abrange todas as faixas do número de REYNOLDS. Ela foi desenvolvida por CHURCHILL^(4.18), baseada em dados experimentais para os regimes laminar, de transição e turbulento:

$$f = \left[\left(\frac{B}{Pe_t} \right)^{22} + \frac{1}{(A_2 + B_2)^{3/2}} \right]^{1/12} \quad (4.54)$$

onde A_2 e B_2 são dadas por:

$$A_2 = \left[2,457 \ell_n \frac{1}{\left(\frac{7}{Re_t} \right)^{0,9} + \frac{0,27\epsilon}{d_i}} \right]^{16} \quad (4.55)$$

$$B_2 = \left(\frac{37.530}{Re_t} \right)^{16} \quad (4.56)$$

sendo ϵ definido no item 4.2.3 (c).

O fator de atrito não isotérmico para os tubos é:

$$f_t = f \left(\frac{\mu_{Ti}}{\mu_t} \right)^i \quad (4.57)$$

onde os valores de i estão na Tabela 4.13.

TABELA 4.13 - VALORES DO EXPOENTE i DA CORREÇÃO DA VISCOSIDADE PARA O FLUIDO DOS TUBOS (4.12)

$\frac{\mu_{Ti}}{\mu_t}$	ESCOAMENTO	
	LAMINAR	TURBULENTO
<1	0,34	0,14
>1	0,23	0,14

(b) Perda de carga por atrito nos tubos (ΔP_t)

A perda de carga por atrito em um tubo é dada por

(4.16)

$$\Delta P_t = 4f_F \frac{\ell_1}{d_i} \frac{\rho_t v_t^2}{2} \quad (\text{lbf}/\text{pé}^2)$$

onde:

f_F = coeficiente de atrito de FANNING, baseado na tensão de cisalhamento na parede do tubo, e pode ser convertido nos coeficientes de atrito de DARCY (f_D) e de CHURCHILL (f_t) (citado no

item 4.3.2 (a)) pelas relações:

$$f_F = \frac{f_D}{4} = 2f_t$$

Expressões e gráficos para o coeficiente de atrito de FANNING são facilmente encontrados na literatura; são dadas em função do número de REYNOLDS, da aspereza da superfície interna dos tubos (ϵ) e para todos os regimes de escoamento.

Assim, em função do coeficiente de atrito de CHURCHILL:

$$\Delta P_t = 8f_t \frac{L}{d_i} \frac{\rho_t V_t^2}{2} n \quad (\text{lbf/pé}^2) \quad (4.58)$$

(c) Perda de carga nos bocais dos tubos
(ΔP_{bocais})

Dada por:

$$\Delta P_{\text{bocais}} = 1,8 \frac{\rho_t V_{bt}^2}{2}, \quad (\text{lbf/pé}^2) \quad (4.59)$$

onde:

V_{bt} = velocidade média do fluido nos bocais dos tubos:

$$V_{bt} = \frac{W_t}{\frac{\pi}{4} \rho_t D_{bt1} D_{bt2}} \quad (\text{pé/s}) \quad (4.60)$$

com D_{bt1} e D_{bt2} definidos no item 4.2.2 (b).

(d) Perda de carga na expansão, contração e retorno no cabeçote (ΔP_{ecr}) (4.16)

A perda de carga (ΔP_{ecr}) é dada por:

$$\Delta P_{\text{ecr}} = \Delta P_e + \Delta P_c + \Delta P_r \quad (\text{lbf/pé}^2) \quad (4.61)$$

onde:

ΔP_e = aumento de pressão devido à expansão;

ΔP_c = perda de pressão devido à contração;

ΔP_r = perda de carga devido ao retorno do fluxo no cabeçote.

ΔP_e e ΔP_c são calculadas através das expressões:

$$\Delta P_e = (1 - \sigma_c^2 - K_e) \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.62)$$

$$\Delta P_c = (1 - \sigma_c^2 + K_c) \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.63)$$

σ_e e σ_c são razões entre áreas, como segue:

$$\sigma_e = \frac{Sti_t}{A_{dst}} \quad (4.64)$$

$$\sigma_c = \frac{Sti_t}{A_{aet}} \quad (4.65)$$

onde:

Sti_t = área da seção de escoamento através dos tubos do trajeto:

$$Sti_t = S_{ti} N_{tt} \quad (4.66)$$

A_{dst} = área da seção de escoamento depois da saída do fluido nos tubos; varia dependendo do número de trajetos de tubos.

A_{aet} = área da seção de escoamento antes da entrada do fluido nos tubos; varia dependendo do número de trajetos de tubos.

Os valores dos coeficientes k_c e k_e foram determinados por KAYS (4.19) para diferentes geometrias e confirmados por dados experimentais. São apresentados na Figura 4.9.

Uma maneira mais simples de calcular ΔP_{ecr} apresentada na referência (4.1) é:

. para tubos retos:

$$\text{se } n = 1: \Delta P_{ecr} = 0,9 \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.67)$$

$$\text{se } n > 1: \Delta P_{ecr} = 1,6n \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.68)$$

. para tubos em U:

$$\Delta P_{ecr} = 0,8n \frac{\rho_t V_t^2}{2} \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.69)$$

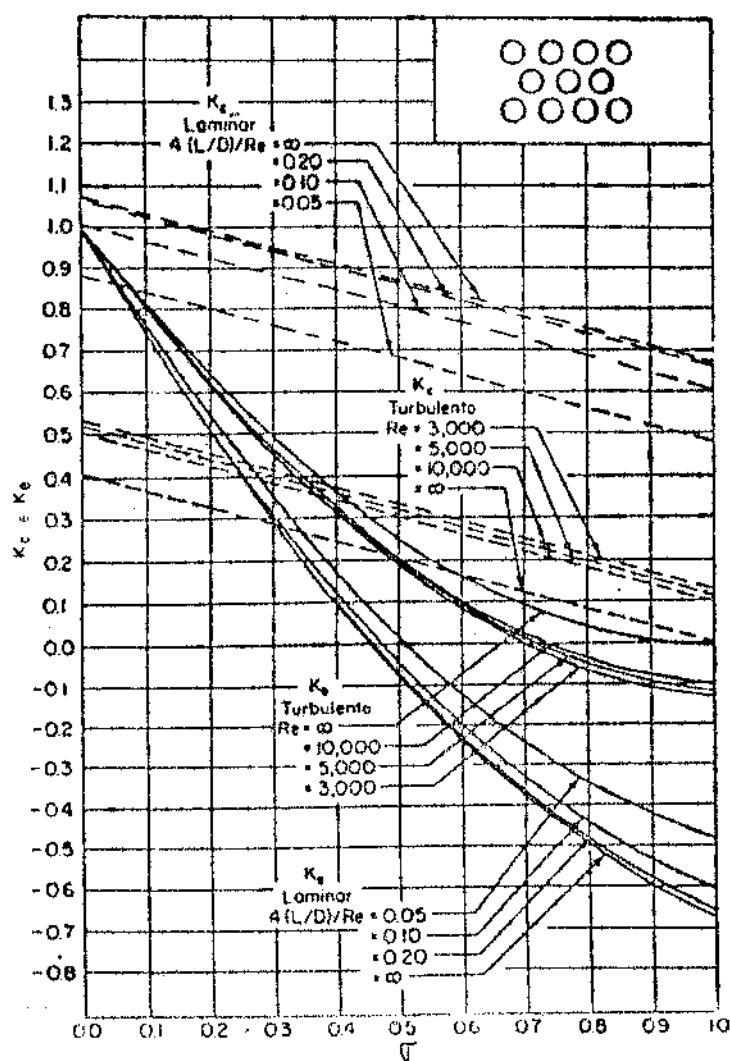


FIGURA 4.9 - COEFICIENTES DE PERDA DE CARGA NUM FEIXE DE TUBOS COM CONTRAÇÃO ABRUPTA NA ENTRADA E EXPANSÃO ABRUPTA NA SAÍDA^(4.19).

(e) Fator de correção para a perda de carga considerando a formação de depósito dentro dos tubos (f_d)

Para considerar o efeito do depósito na perda de carga nos tubos, a Tabela 4.14 fornece fatores de correção em função do diâmetro externo, espessura e material dos tubos.

TABELA 4.14 - FATORES DE CORREÇÃO PARA OS EFEITOS DO DEPÓSITO NA PERDA DE CARGA NOS TUBOS^(4.1)

d_2 (pol)	BWG	<i>Material dos Tubos</i>	
		aço	Liga não Ferrosa
3/4	18	1,28	1,14
	16	1,34	1,17
	14	1,41	1,20
	12	1,53	1,26
1	16	1,24	1,10
	14	1,28	1,12
	12	1,35	1,15
	10	1,43	1,19
1 1/2	14	1,18	-
	12	1,21	-
	10	1,25	-
	8	1,31	-

(f) Perda de carga total nos tubos (ΔP_{tT})

É dada por:

$$\Delta P_{tT} = n_{cs} (\Delta P_t + \Delta P_{bocais} + \Delta P_{ecr}) f_d \text{ (lbf/pé}^2\text{)} \quad (4.70)$$

4.3.3 - Troca de calor e perda de carga do lado do casco

(a) Troca de calor e perda de carga no casco

O Capítulo 2 deste trabalho expõe três métodos de cálculo para a determinação da perda de carga e do coeficiente de troca de calor para o escoamento do fluido no lado do casco. A expressão de KERN para o cálculo da perda de carga no lado do casco engloba a perda de carga nos bocais do casco enquanto as expressões de TINKER e de BELL não englobam.

(b) Perda de carga para os bocais do casco

$$(\Delta P_{\text{bocal } 1}, \Delta P_{\text{bocal } 2})$$

No caso em que o método usado para a determinação da perda de carga no casco não inclui a perda de carga nos bocais do casco, esta é determinada através da expressão:

$\Delta P_{\text{bocal}} = \rho_s g Z$ onde, g = aceleração da gravidade e Z (pé) é encontrado na Figura 4.10 em função da velocidade do fluido no bocal em questão e da relação $\mu_s / \rho_s D_{bs}$, com:

- . viscosidade do fluido do casco μ_s em centipoises;
- . densidade do fluido do casco ρ_s em lbm/pé³;
- . diâmetro do bocal em polegadas e
- . V_{bs} (pé/s) dada por:

$$V_{bs} = \frac{W_s}{\frac{\pi}{4} D_{bs}^2 \rho_s}$$

Assim, para o bocal de entrada do casco:

$$V_{bs1} = \frac{W_s}{\frac{\pi}{4} D_{bs1}^2 \rho_s} \quad (\text{pé/s}) \quad (4.71)$$

$$\Delta P_{\text{bocal } 1} = \rho_s g Z_1 \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.72)$$

Para o bocal de saída do casco:

$$V_{bs2} = \frac{W_s}{\frac{\pi}{4} D_{bs2}^2 \rho_s} \quad (\text{pé/s}) \quad (4.73)$$

$$\Delta P_{\text{bocal } 2} = \rho_s g Z_2 \quad (\text{lb f/pé}^2) \quad (4.74)$$

Se os diâmetros dos bocais do casco são iguais, então $\Delta P_{\text{bocal } 1} = \Delta P_{\text{bocal } 2}$.

(c) Perda de carga total no casco (ΔP_{sT})

É dada por:

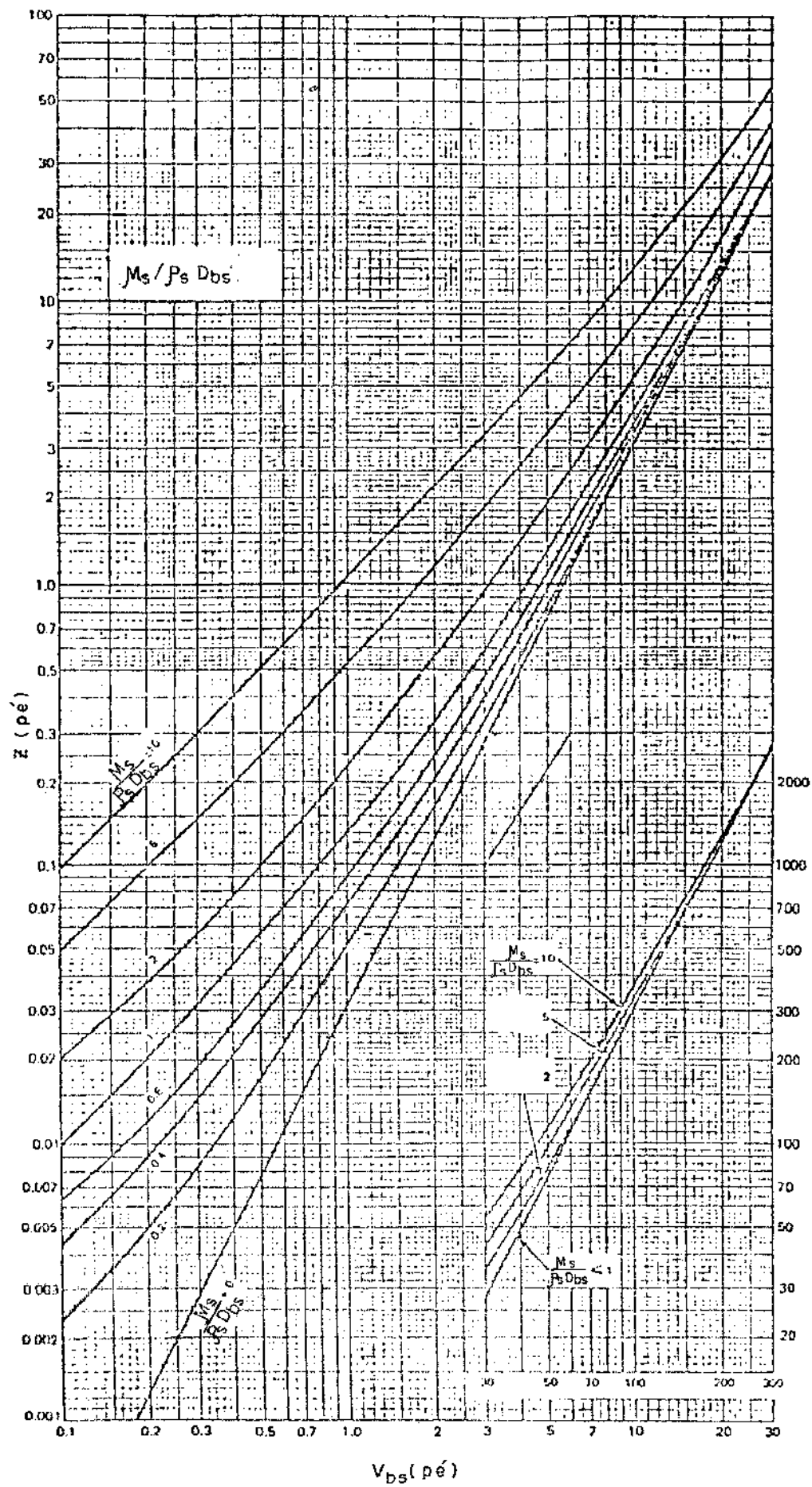


FIGURA 4.10 - PERDAS NO BOCAL DO CASCO (4.1).

$$\Delta P_{sT} = \Delta P_s + \Delta P_{bocal\ 1} + \Delta P_{bocal\ 2} \quad (\text{lb/pe}^2) \quad (4.75)$$

4.4 - ROTEIRO DE CÁLCULO

O roteiro de cálculo para o dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubo, sem mudança de fase, toma como base a sequência de cálculos discutida nos itens 4.1 a 4.3. O caminho a ser tomado para se efetivar o referido dimensionamento é o seguinte:

. Primeira tentativa:

(a) Definir as condições de processo considerando o que foi apresentado no item 4.1.

(b) Estabelecer as definições preliminares bem como as características geométricas iniciais do trocador de acordo com o item 4.2. Para isso, algumas considerações devem ser feitas:

. a determinação do número de trajetos de tubos geralmente começa com a hipótese de 2 trajetos de tubos, podendo começar com 1 trajeto de tubos caso o trocador seja tipo espelho fixo;

. para a determinação do coeficiente global de troca de calor, estimar inicialmente um valor U_0 que corresponde ao intervalo dado na Tabela 4.8, em função dos fluidos utilizados;

. Com o valor de U_0 , estimar um valor inicial para a área de troca de calor através da equação (4.25);

. para a determinação do número total de tubos no trocador, usar a equação (4.27).

(c) Determinar o coeficiente de película para o lado dos tubos (h_i). Para isso, o fator de correção devido à variação da viscosidade do fluido dos tubos (ϕ_t), é tomado igual a 1,0, porque sua determinação depende do conhecimento do próprio h_i .

(d) Com o valor do coeficiente de película para o lado dos tubos, determinar a temperatura interna da parede dos tubos T_i através da equação (4.52). Conhecendo-se T_i , determinar

a viscosidade do fluido dos tubos a esta temperatura (μ_{T_i}) e calcular o fator de correção ϕ_t .

(e) Determinar a perda de carga total nos tubos. O fator de correção ϕ_t para a perda de carga tem o valor calculado no item d acima.

(f) Com o valor da perda de carga nos tubos, comparar com a perda de carga admissível para o fluido dos tubos. Caso a perda de carga nos tubos tenha resultado muito menor do que a perda de carga admissível, deve-se aumentar o número de passos de tubos ou diminuir o diâmetro dos tubos ou, alternativamente, deve-se aumentar o comprimento dos tubos e diminuir o número total de tubos no trocador. Caso a perda de carga calculada supere a admissível toma-se medidas contrárias.

. O número de trajeto de tubos aumenta ou permanece o mesmo, de acordo com os testes da perda de carga nos tubos. Para estimar o número total de tubos no trocador, calcular através da equação (4.27), adotando-se o valor retirado da Tabela 4.10 mais próximo ao valor calculado.

(g) Determinar o coeficiente de película do lado dos tubos. O fator de correção devido à variação de viscosidade é tomado igual ao calculado no item d.

(h) Determinar o coeficiente de película para o lado do casco (h_o). Para isso, o fator de correção devido à variação da viscosidade do fluido do casco (ϕ_s), é tomado igual a 1,0, porque sua determinação depende do conhecimento do próprio h_o .

(i) Com o valor do coeficiente de película para o lado do casco, determinar a temperatura externa da parede dos tubos (T_e), pela equação (4.53). Conhecendo-se T_e , determinar a viscosidade do fluido do casco a esta temperatura (μ_{T_e}) e calcular o fator de correção ϕ_s .

(j) Determinar a perda de carga total para o lado do casco. O fator de correção ϕ_s tem o valor calculado no item i.

(k) Com os valores de h_i e h_o , calcular o coeficiente global de troca de calor, através da equação (4.22) ou da equação (4.24), caso os tubos não sejam aletados.

(l) Calcular a área de troca de calor desejada, pela equação (4.25).

(m) Tendo-se determinado a perda de carga para o lado do casco bem como a área de troca de calor, fazer os seguintes testes:

. comparar a perda de carga total no casco com a perda de carga admissível para o casco. Se a perda de carga calculada for maior do que a admissível, deve-se aumentar o corte da chicana, o espaçamento entre chicanas, a distância entre os centros de tubos adjacentes ou, colocar chicanas segmentares duplas ou triplas; se for menor toma-se medidas contrárias.

. comparar a área de troca de calor calculada (item l) com a área de troca de calor estimada (item b). Se o valor de uma está 5-10% do valor da outra então a área de troca de calor está dimensionada. Se isto não acontecer, deve-se admitir um novo valor para o coeficiente global de troca de calor U_0 e repetir os cálculos, até que se obtenha uma melhor harmonia entre os resultados da perda de carga nos tubos, da perda de carga no casco e proximidade de 10% entre as áreas de troca de calor estimada e calculada.

4.5 - APLICAÇÃO DO COMPUTADOR PARA REALIZAÇÃO DA SEQUÊNCIA DE CÁLCULO APRESENTADA NOS ITENS 4.1 A 4.4

O programa para o dimensionamento da área de troca de calor para trocadores de calor casco e tubo sem mudança de fase obedece à sequência de cálculos discutida nos itens 4.1 a 4.4 desse capítulo; ele foi desenvolvido em FORTRAN IV.

O computador utilizado foi um PDP 11/34 com operação através de disketes e com 16 k bytes de memória, instalado no Laboratório de Energia Solar da Universidade Federal da Paraíba.

Devido à limitação da capacidade de memória do computador bem como da capacidade de armazenamento (480 blocos) do diskete de trabalho, o programa completo de dimensionamento precisou ser desmembrado em 3 programas principais. Além disso, foi necessário um estudo mais profundo de como manusear melhor o compu-

tador através da compilação e do "link" para tentar resolver esses problemas. Assim, os programas ficaram mais comprimidos, ocuparam menor espaço na memória e puderam ser executados.

. Hipóteses e testes assumidos no desenvolvimento dos programas.

Durante o desenvolvimento dos programas de dimensionamento da área de troca de calor A, foram feitas algumas considerações explicadas a seguir:

(a) As propriedades físicas dos fluidos do casco e dos tubos são tomadas à temperatura média de cada fluido, respectivamente.

(b) O critério adotado para a determinação do diâmetro dos bocais é relativamente arbitrário: para o diâmetro dos bocais do casco e dos tubos adotou-se o diâmetro mínimo permitido em cada caso, adicionado dos valores 4 pol. e 5 pol. respectivamente. Geralmente os bocais têm diâmetros iguais aos das linhas de processo a que pertence o trocador.

(c) Para os tubos:

. os tubos são considerados não aletados;

. a determinação do número de trajetos de tubos começa geralmente com a hipótese de 2 trajetos, um valor que aumenta ou permanece, de acordo com os resultados dos testes com a troca de calor e perda de carga;

. o número total de tubos, na 1.^a tentativa é estimado através da equação (4.27). A partir 2.^a tentativa, ele é estimado pela referida equação, adotando-se o valor da Tabela 4.10 mais próximo ao calculado.

(d) Para o cálculo da diferença média de temperatura considera-se que os fluxos estão sempre em contracorrente.

(e) No cálculo de Γ_t não foram consideradas as equações para trocadores 1-3, 2-6, etc., porque estes na prática, geralmente não são usados.

(f) O diâmetro interno do casco é tomado igual ao diâmetro nominal do casco. O diâmetro do trocador é o diâmetro interno do casco.

(g) Para a estimativa inicial do coeficiente global de troca de calor U_o , o valor tomado na 1.^a tentativa é o inferior no intervalo mencionado na Tabela 4.8, e aumenta de acordo com a relação:

$$\text{Incremento} = \frac{U_{\text{máx}} - U_{\text{mín}}}{10} \quad (4.76)$$

onde:

$U_{\text{máx}}, U_{\text{mín}}$ = valores máximo e mínimo do coeficiente global de troca de calor na referida tabela.

Caso seja necessária a diminuição do U_o , ela é feita por $(\frac{\text{Incremento}}{2})$.

(h) Para a determinação de n_c para o arranjo de tubos quadrado rotacionado, adotou-se as mesmas equações válidas para o arranjo de tubos quadrado (equações (4.30) e (4.31)).

(i) A distância entre chicanas foi considerada inicialmente igual a 0,4 vezes o diâmetro do casco, que é o valor médio do intervalo recomendado no item 4.2.13(b). Depois de vários testes, foi observado que o valor de 0,5 vezes o diâmetro do casco dá melhores resultados, por isso foi adotado.

(j) Espaçadores na janela da chicana: para o cálculo do número de espaçadores na janela (N_{espj}), dividiu-se o diâmetro da chicana com 4 cortes iguais, cabendo à área da janela cerca de 1/5 da área do círculo, e de acordo com as tabelas dadas na TEMA, o número mínimo de espaçadores na janela suposto foi:

. para diâmetro do casco ≤ 33 pol.: $N_{\text{espj}} = 1$

para diâmetro do casco > 33 pol.: $N_{\text{espj}} = 2$.

(k) O fator de COLBURN J usado no cálculo do coeficiente de película nos tubos (h_i) foi o dado pelas equações (4.47) e (4.48).

(l) O cálculo da perda de carga do lado dos tubos devido à expansão, contração e retorno no cabeçote é efetuado pelas equações mais simples (4.66, 4.67 e 4.68) das equações citadas no item 4.3.2(d).

(m) Para um melhor aproveitamento da perda de carga admissível do lado dos tubos, o número de trajetos de tubos foi o único dos parâmetros citados no item 4.4(f) a ser alterado durante os testes entre as perdas de carga admissível e calculada.

(n) Para o lado do casco, o parâmetro considerado nas tentativas para um melhor aproveitamento da perda de carga admissível, foi o espaçamento entre chicanas.

No anexo C são apresentados o diagrama de blocos que mostra a lógica dos programas de dimensionamento da área de troca de calor e as listagens dos mesmos.

4.6 - EXEMPLO DE APLICAÇÃO

Para a aplicação da sequência de cálculo discutida nos itens 4.1 a 4.5 foi retirada da literatura um exemplo de cálculo; ele utiliza os dados fornecidos pela apostila do Curso de Informação sobre Trocadores de Calor^(4.1) e está apresentado na Figura 4.11. No computador, os dados de entrada do referido exemplo (lidos pela subrotina LERDAD, do Anexo C) estão dispostos da seguinte maneira:

TYPE DADOS.1

```
44.9496 48.7578 62.1803 62.3051 46.8537 62.2427 0.5200 0.9980
0.0000 0.7500 0.5840 0.9375 25.0000 20.0000 2.0000 0.0830
219.20 100.40 86.00 100.40 157.80 93.20 1.00 0.0699 0.3360
7.90 9.60 102.54 68.36 80.0 135.0 1.000 1.000 269.80 143.20
114 22 1 2 14 RESFRI CTIFOS TRIANG TUBORE ACCARB ACCARB 0.000005
0.6048 1.2095 1.9352 1.4514 0.9071 1.6933 0.0010 0.0020
110687.82 475764.98 0 0
```

FOLHA DE DADOS - TROCADOR DE CALOR

CLIENTE:

UNIDADE:

LOCAL:

OPERAÇÃO	Nº DO DOCUMENTO	REV.
----------	-----------------	------

FOLHA _____ DE _____

AUT. _____ DATA _____

1	SERVIÇO RESFRIAMENTO DE GASOLINA	ITEM Nº	QUANT.
2	DIMENSÃO	TIPO	LIGADOS EM
3	SUPERF. / UNIDADE	CASCO / UNID.	SUPERFICIE / CASCO
4	CAPACIDADES DE UMA UNIDADE		
5	LADO DO CASCO		
6	FLUIDO EM CIRCULAÇÃO	GASOLINA (QUENTE)	ÁGUA (FRIA)
7	QUANTIDADE TOTAL FLUIDO ENT./SAÍDA (kg/h) (lb/h)	50.208,0 / 110.687,82	215.807,0 / 475.764,98
8	VAPOR (kg/h) (lb/h)		
9	LÍQUIDO (kg/h) (lb/h)		
10	VAPOR D'ÁGUA (kg/h) (lb/h)	50.208,0 / 110.687,82	215.807,0 / 475.764,98
11	NÃO CONDENSÁVELS (kg/h) (lb/h)		
12	FLUIDO VAPORIZ OU CONDENS. (kg/h) (lb/h)		
13	VAPOR CONDENSADO (kg/h) (lb/h)	720,0 / 44,9496 - 781,0 / 48,75783	993,0 / 62,18023 - 998,0 / 62,0514
14	DENSIDADE DO LÍQUIDO (kg/m³) (lb/ft³)	0,25 / 0,60475 - 0,50 / 1,2095	0,80 / 1,9352 - 0,60 / 1,4514
15	VISCOSIDADE ENT. E SAÍDA (cP) (lb/ft²·s)		
16	PESO MOLECULAR DO VAPOR		
17	CALOR ESPECÍFICO DO LÍQ. (kcal/kg°C) (Btu/lb°F)	0,52 / 0,52	0,998 / 0,998
18	CALOR LATENTE (kcal/kg) (Btu/lb)		
19	CONDUT. TÉRMICA (kcal/m·°C) (Btu/hp·°F)	0,1 / 0,0672 - 0,108 / 0,0726	0,50 / 0,336
20	TEMP. ENTRADA (°C) (°F)	100,0 / 219,2	30,0 / 86,0
21	TEMP. SAÍDA (°C) (°F)	38,0 / 100,4	38,0 / 100,4
22	PRESSÃO DE OPERAÇÃO (kg/cm²man.)	6,0 / 85,4518	4,0 / 56,9678
23	Nº DE PASSOS POR CASCO		
24	VELOCIDADE DE CIRCULAÇÃO (m/s) (ft/sec)		
25	QUEDA DE PRESSÃO (kgf/cm²) (psi)	CALC. PERM. 0,5 / 7,9	CALC. PERM. 6,74 / 9,6
26	FACTOR INCRUSTAÇÃO (kcal/m·°C) (Btu/hp·°F)		
27	CALOR TROCADO (kcal/h) (Btu/h)		
28	RENDIMENTO - SERVIÇO (%)		
29	DETALHES DE CONSTRUÇÃO E MATERIAIS		
30	PRESSÃO DE PROJETO (kgf/cm²man.) (psi)		
31	PRESSÃO DE TESTE (kgf/cm²man.) (psi)		
32	TEMP. DE PROJETO (°C) (°F)		
33	TUBOS	QUANT.	D.E.
34	CASCO	QUANT.	D.E.
35	TAMPO DO CASCO	QUANT.	D.E.
36	CARRETEL	QUANT.	D.E.
37	ESPELHO FIXO	QUANT.	D.E.
38	CHECANAS TRANSVERSAIS	QUANT.	D.E.
39	CHECANAS LONGITUDINAIS	QUANT.	D.E.
40	SUPORTES DOS TUBOS	QUANT.	D.E.
41	JUNTAS DE VEDAÇÃO	QUANT.	D.E.
42	CONEXÕES DO CASCO - ENTRADA	QUANT.	D.E.
43	CONEXÕES DO CARRETEL - ENTRADA	QUANT.	D.E.
44	TOL. P/CORROSÃO: LADO DO CASCO	QUANT.	D.E.
45	CÓDIGOS	QUANT.	D.E.
46	PESOS: CASCO	QUANT.	D.E.
47	FABRICANTE:	QUANT.	D.E.
48	DESENHO DE CONJUNTO	QUANT.	D.E.
49	OBSERVAÇÕES:		

FIGURA 4.11 - FOLHA DE DADOS PARA O EXEMPLO DE APLICAÇÃO (4.1).

Será feita a seguir a aplicação do roteiro de cálculo para o dimensionamento da área de troca de calor do exemplo, e será tomada como base para algumas determinações a classe R da TEMA.

Para a primeira tentativa:

1 - Condições de processo

O processo requisitado é o resfriamento de gasolina, utilizando a água como fluido frio.

(a) Temperaturas de operação

Foram definidas pelo processo:

. gasolina (fluido quente) - $T_1=219,2^{\circ}\text{F}$ e $T_2=100,4^{\circ}\text{F}$

. água (fluido frio) - $t_1=86^{\circ}\text{F}$ e $t_2=100,4^{\circ}\text{F}$

(b) Localização dos fluidos no trocador

. gasolina - fluido do casco

. água de resfriamento - fluido dos tubos

(c) Temperaturas médias

. fluido do casco - $T_s = \frac{219,2+100,4}{2} = 159,8^{\circ}\text{F}$

. fluido dos tubos - $T_t = \frac{86,0+100,4}{2} = 93,2^{\circ}\text{F}$

(d) Propriedades físicas médias dos fluidos

. fluido do casco - $\mu_s = 0,9071 \text{ lbm/h pé}$
 $K_s = 0,0699 \text{ BTU/h pé}^{\circ}\text{F}$
 $C_s = 0,520 \text{ BTU/lbm}^{\circ}\text{F}$
 $\rho_s = 46,8537 \text{ lbm/pe}^3$

. fluido dos tubos - $\mu_t = 1,6933 \text{ lbm/h pé}$
 $K_t = 0,336 \text{ BTU/h pé}^{\circ}\text{F}$
 $C_t = 0,998 \text{ BTU/lbm}^{\circ}\text{F}$
 $\rho_t = 62,2427 \text{ lbm/pe}^3$

(e) Perdas de carga admissíveis:

- . fluido do casco - $\Delta Pa_s = 7,9 \text{ lbf/pol}^2$
- . fluido dos tubos - $\Delta Pa_t = 9,6 \text{ lbf/pol}^2$

(f) Fatores de depósito

Na Tabela 4.1:

- . gasolina (casco) - $rd_o = 0,001 \text{ h pe}^{20}\text{F/BTU}$
- . água (tubos) - com $T_1 > 125^\circ\text{F}$ e velocidade $> 3 \text{ pé/s}$:
 $rd_i = 0,002 \text{ h pe}^{20}\text{F/BTU}$

(g) Descargas dos fluidos

- . casco - $W_s = 110.687,82 \text{ lbm/h}$
- . tubos - $W_t = 475.764,98 \text{ lbm/h}$

(h) número de cascos em série - tomar inicialmente
 $n_{CS} = 1$

2 - Definições preliminares e características do trocador

(a) Tipo do trocador

$$\Delta T_m = T_s - T_t = 159,8 - 93,2 = 66,2^\circ\text{F}$$

A diferença das temperaturas médias dos fluidos é $66,2^\circ\text{F}$, maior do que 50°F , por isso, como primeira aproximação, pode-se dizer que há necessidade de cabeçote flutuante. Na Tabela 4.2 com $rd_i = 0,002$ e $rd_o = 0,001$, o tipo que é recomendado é o trocador com tubos em U ou com cabeçote flutuante. O tipo escolhido, de acordo com a nomenclatura da TEMA, foi o BES com tubos retos.

(b) Materiais

- . casco - aço carbono
- . tubos - aço carbono

(c) Bocais do trocador

Como as densidades de entrada e de saída dos fluidos são conhecidas, serão calculadas as velocidades máximas e os diâmetros mínimos para cada bocal.

. bocais do casco:

$$V_{bs1\text{máx}} = \sqrt{\frac{3000}{\rho_{s1}}} = \sqrt{\frac{3000}{44,9496}} = 8,16954 \text{ pé/s}$$

$$V_{bs2\text{máx}} = \sqrt{\frac{3000}{\rho_{s2}}} = \sqrt{\frac{3000}{48,75783}} = 7,84402 \text{ pé/s}$$

$$D_{bs1\text{min}} = \sqrt{\frac{4W_s}{\rho_{s1}\pi V_{bs1\text{máx}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 110.687,82}{44,9496 \times \pi \times 8,16954 \times 3600}} = 3,918 \text{ pol}$$

$$D_{bs2\text{min}} = \sqrt{\frac{4W_s}{\rho_{s2}\pi V_{bs2\text{máx}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 110.687,82}{48,75783 \times \pi \times 7,84402 \times 3600}} = 3,839 \text{ pol}$$

$$D_{bs1} = D_{bs1\text{min}} + 3 = 6,918 \Rightarrow D_{bs1} = 7,0 \text{ pol}$$

$$D_{bs2} = D_{bs2\text{min}} + 3 = 6,839 \Rightarrow D_{bs2} = 7,0 \text{ pol}$$

Esses valores estão na faixa recomendada pela Tabela 4.3.

. bocais dos tubos

$$V_{bt1\text{máx}} = V_{bt2\text{máx}} = 10 \text{ pé/s}$$

$$D_{bt1\text{min}} = \sqrt{\frac{4W_s}{\rho_{t1}\pi V_{bt1\text{máx}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 475.764,98}{62,18028 \times \pi \times 10 \times 3600}} = 0,5202 \text{ pé} = 6,242 \text{ pol}$$

$$D_{bt2\text{min}} = \sqrt{\frac{4W_t}{\rho_{t2}\pi V_{bt2\text{máx}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 475.764,98}{62,30514 \times \pi \times 10 \times 3600}} = 0,51968 \text{ pé} = 6,236 \text{ pol}$$

$$D_{bt1} = D_{bt1min} + 4 = 10,242 \Rightarrow D_{bt2} = 10 \text{ pol}$$

$$D_{bt2} = D_{bt2min} + 4 = 10,236 \Rightarrow D_{bt2} = 10 \text{ pol}$$

Os bocais têm geralmente os diâmetros correspondentes às linhas de processo a que estão ligados.

(d) Tubos

. comprimento - tomar $L = 20$ pé, que é o comprimento mais econômico.

. diâmetro externo - com $rd_1 < 0,003$, usar $d_2 = \frac{3}{4}$ pol = 0,75 pol.

. espessura da parede dos tubos - para a classe R (TEMA), com $d_2 = \frac{3}{4}$ pol o BWG preferido é o 14, então na Tabela 4.4: $e = 0,083$ pol.

. diâmetro interno - com $d_2 = \frac{3}{4}$ pol e $e = 0,083$ pol:
 $d_1 = d_2 - 2e = 0,75 - 2 \times 0,083 = 0,584$ pol.

. altura média das asperezas - como o material do casco é aço carbono: $\epsilon = 0,000005$ pé.

. disposição dos tubos - com $rd_1 < 0,002$, a Tabela 4.5 recomenda o arranjo triangular de tubos: $\rightarrow \triangle$

. distância entre centros de tubos adjacentes - na Tabela 4.6, com $d_2 = \frac{3}{4}$ pol e $\rightarrow \triangle$: $p = \frac{15}{16}$ pol = 0,9375 pol.

. "Pitch ratio" - $\frac{p}{d_2} = \frac{0,9375}{0,75} = 1,25$

. distância entre tubos - $d = p - d_2 = 0,9375 - 0,75 = 0,1875$ pol

. número de trajetos de tubos - inicialmente tomar $n=2$.

. espessura dos espelhos de tubos - como o material dos tubos é aço carbono e a classe R, na Tabela 4.7: a tolerância para corrosão é $1/8$ pol; então:

$$e_e = d_2 + \frac{3}{16} + \text{tolerância para corrosão} = \frac{3}{4} + \frac{3}{16} + \frac{1}{8} = 1,0625 \text{ pol}$$

$$\text{tomar } e_e = 2,0 \text{ pol}$$

. comprimento efetivo

$$L_1 = L - 2e_e = 20 - 2\left(\frac{2}{12}\right) = 19,6666 \text{ pé}$$

. condutividade térmica da parede dos tubos

$$K_{pt} = 25 \text{ BTU/h pé}^{\circ}\text{F}$$

(c) Temperaturas de projeto

Tomar 50°F acima das temperaturas médias dos fluidos:

$$\text{casco} - T_{ps} = T_s + 50^{\circ} = 159,8 + 50 = 209,8^{\circ}\text{F}$$

$$\text{tubos} - T_{pt} = T_t + 50^{\circ} = 93,2 + 50 = 143,2^{\circ}\text{F}$$

(f) Pressões de projeto

Tomar 20% acima dos valores das pressões de operação:

$$\text{casco} - P_{ps} = P_{os} \times 1,20 = 85,451826 \times 1,20 = 102,54 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\text{tubos} - P_{pt} = P_{ot} \times 1,20 = 56,967884 \times 1,20 = 68,36 \text{ lbf/pol}^2$$

(g) Pressões de projeto para os bocais

$$\text{casco} - \text{com } T_{ps} = 209,8^{\circ}\text{F} \text{ e } P_{ps} = 102,54, \text{ na Figura}$$

4.4:

$$P_{pbs} = 150 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\text{tubos} - \text{com } T_{pt} = 143,2^{\circ}\text{F} \text{ e } P_{pt} = 68,36 \text{ lbf/pol}^2, \text{ na}$$

Figura 4.4:

$$P_{pbt} = 150 \text{ lbf/pol}^2$$

(h) Calor trocado

$$Q = W_s C_s \Delta T_s = 110.687,82 \times 0,520 \times (219,2 - 100,4)$$

$$Q = 6.837.850,77 \text{ BTU/h}$$

(i) Diferença média de temperaturas

. diferença média logarítmica de temperaturas:

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = \frac{(219,2 - 100,4) - (100,4 - 86,0)}{\ln \left(\frac{219,2 - 100,4}{100,4 - 86,0} \right)} = 49,47^\circ \text{F}$$

. Fator de correção para a diferença média de temperaturas:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{219,2 - 100,4}{100,4 - 86,0} = 8,25$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{100,4 - 86,0}{219,2 - 86,0} = 0,1081081$$

com 1 passe do lado do casco ($n_{cs}=1$) e 2 passes de tubos ($n=2$):

$$F_{t_{1-2}} = \frac{\frac{\sqrt{R^2+1}}{R-1} \log_{10} \frac{1-S}{1-SR}}{\log_{10} \frac{\frac{2}{S}-1-R+\sqrt{R^2+1}}{\frac{2}{S}-1-R-\sqrt{R^2+1}}} = 0,826131$$

$$F_t = 0,826131$$

. diferença média de temperaturas:

$$\Delta T = DMLT \times F_t = 49,47 \times 0,826131 = 40,87^\circ \text{F}$$

(j) Verificação da necessidade de cascos em série.

Como $F_t > 0,8$ não é necessário mais do que 1 casco.

(k) Estimativa inicial do coeficiente global e da área de troca de calor.

Na Tabela 4.8, com os fluidos gasolina e água: U varia de 80 a 135 BTU/h $\text{pé}^2\text{°F}$. Tomar $U_o = 80,0$ BTU/n $\text{pé}^2\text{°F}$.

$$A_o = \frac{Q}{U_o \Delta T} = \frac{6.837.850,77}{80,0 \times 40,87} = 2.091,34 \text{ pé}^2$$

(l) Área de troca de calor por casco

$$A_{ts} = \frac{A_o}{n_{cs}} = \frac{2091,34}{1} = 2091,34 \text{ pé}^2$$

(m) Número total de tubos no trocador e número de tubos por trajeto.

$$N_t = \frac{A_{ts}}{\pi d_2 L_1} = \frac{2091,34 \times 12}{\pi \times 0,75 \times 19,666} = 541,58 \rightarrow N_t = 541 \text{ tubos};$$

$$\text{com } N_t = 541, \text{ cálculo da nova } A_{ts} = N_t \pi d_2 L_1 = \frac{541 \times \pi \times 0,75 \times 19,666}{12}$$

$$A_{ts} = 2089,09 \text{ pé}^2 \rightarrow \text{novo } A_o = 2089,09 \text{ pé}^2$$

$$\text{com 2 trajetos de tubos: } N_{tt} = \frac{N_t}{n} = \frac{541}{2} = 270 \text{ tubos}$$

(n) Número de tubos na fileira central do trocador

Como $N_t = 541 < 2000$, para arranjo triangular:

$$n_c = 1,29 N_t^{1/2,11} = 1,29 \times 541^{1/2,11} = 25,465 \rightarrow n_c = 25 \text{ tubos}$$

(o) Diâmetro do feixe de tubos

$$d_3 = (n_c - 1)p + d_2 = (25 - 1) \times 0,9375 + 0,75 = 23,25 \text{ pol}$$

(p) Diâmetro interno do casco

Com o tipo de trocador (BES) e o d_3 , interpolando na Tabela 4.9 tem-se: $d_1 = 25,66$ pol.

(q) Chicanas

. tipo - segmentar simples

. espaçamento entre chicanas:

$$\text{tomar } \ell_3 = 0,5 \quad d_1 = 0,5 \times 25,6621 \rightarrow \ell_3 = 12,831 \text{ pol}$$

. distância entre as chicanas extremas e os espelhos de tubos - estimar primeiro as distâncias mínimas:

$$\ell_{31\min} = D_{bs1} + \ell_{31f}$$

$$\ell_{32\min} = D_{bs2} + \ell_{32f};$$

com o tipo de trocador (BES), a pressão de projeto do bocal do casco (P_{pbs}) e o diâmetro interno do casco (d_1), obter os fatores ℓ_{31f} e ℓ_{32f} nas Figuras 4.7 e 4.8, respectivamente:

$$\ell_{31f} = 7,2 \text{ pol}$$

$$\ell_{32f} = 11,8 \text{ pol}$$

$$\ell_{31\min} = 7 + 7,2 = 14,2 \text{ pol, tomar } \ell_{31} = 19,2 \text{ pol}$$

$$\ell_{32\min} = 7 + 11,8 = 18,8 \text{ pol, tomar } \ell_{32} = 23,8 \text{ pol}$$

$$\text{. número de chicanas: } N_{chi} = \frac{\ell_1 - \ell_{31} - \ell_{32}}{\ell_3} + 1, \quad \text{com}$$

$$\ell_1 = 12L_1:$$

$$\ell_1 = 12 \times 19,6666 = 235,999 \text{ pol}$$

$$N_{chi} = \frac{235,999 - 19,2 - 23,8}{12,831} + 1 = 16 \text{ chicanas}$$

Determinação de novos valores de ℓ_{31} e ℓ_{32} devido ao arredondamento de N_{chi} :

$$\text{Soma } 1 = \ell_{31} + \ell_{32} = 19,2 + 23,8 = 43,0$$

$$\text{Soma 2} = \ell_1 - \ell_3 (N_{\text{chi}} - 1) = 235,99999 - 12,831(16-1) = 43,53499$$

$$\frac{\text{Soma 2} - \text{Soma 1}}{2} = \frac{43,53499999 - 43,0}{2} = 0,26749995$$

$$\ell_{31} = 19,2 + 0,26749995 = 19,46749995 = 19,467 \text{ pol}$$

$$\ell_{32} = 23,8 + 0,26749995 = 24,06749995 = 24,067 \text{ pol}$$

. corte das chicanas: na Tabela 4.11 em função de $d_1/\ell_3 = 2$.

$$c_{\text{chi}} = \frac{\ell_c}{d_1} = 0,25893812 \rightarrow \ell_c = 0,25893812 \times 25,6621$$

$$\rightarrow \ell_c = 6,644896 \text{ pol}$$

. diâmetro da chicana: na Tabela 4.12, com o diâmetro interno do casco d_1 e para a classe R: $d_1 - d_{\text{chi}} = 0,175 \text{ pol}$

$$d_{\text{chi}} = 25,4871 \text{ pol}$$

. diâmetro dos orifícios das chicanas:

$$\text{com } 2\ell_3 = 2 \times 12,83 = 25,66 \text{ pol}$$

$$\begin{aligned} \text{menor do que } 36 \text{ pol: } d_4 &= \frac{1}{32} \text{ pol} + d_2 = \frac{1}{32} + \frac{3}{4} = \\ &= 0,78125 \text{ pol} \end{aligned}$$

3 - Troca de calor e perda de carga para o lado dos tubos

(a) Coeficiente de película

. velocidade média do fluido nos tubos:

$$V_t = \frac{W_t}{\rho_t N_{tt} S_{ti}} = \frac{475.764,98}{62,2427 \times 270 \times 0,00186017 \times 3600} = 4,22751 \frac{\text{pé}}{\text{s}}$$

$$S_{ti} = \frac{\pi d_i^2}{4} = \frac{\pi \times 0,584^2}{4} = 0,26786476 \text{ pol}^2 = 0,00186017 \text{ p\~{e}}^2$$

. número de REYNOLDS para o fluido dos tubos

$$Re_t = \frac{\rho_t V_t D_i}{\mu_t} = \frac{62,2427 \times 4,22751 \times 0,584 \times 3600}{1,6933 \times 12} = 27.225,34$$

. número de PRANDTL para o fluido dos tubos

$$Prd_t = \frac{C_t \mu_t}{K_t} = \frac{0,998 \times 1,6933}{0,336} = 5,0295$$

. fator de COLBURN

$$\text{Com } Re_t = 27.225,34$$

$$J_4 = \left\{ \frac{1}{27.225,34^{0,36}} + \frac{1}{\left[\frac{27.225,34^{1,6}}{7,831 \times 10^{-14}} + \left(\frac{1,969 \times 10^6}{27.225,34} \right)^8 \right]^{3/2}} \right\}^{1/12}$$

calculando tem-se:

$$J_4 = 0,00298354$$

. fator de COLBURN corrigido: Supondo que $\left(\frac{\mu_t}{\mu_{T_i}} \right)^{0,14} = 1$

$$J = J_4 \left(\frac{\mu_t}{\mu_{T_i}} \right)^{0,14} = 0,00298354$$

. coeficiente de película:

$$h_i = J \left(\frac{C_t \rho_t V_t}{Prd_t^{2/3}} \right) = 0,00298354 \left(\frac{0,998 \times 62,2427 \times 4,22751 \times 3600}{5,0295^{2/3}} \right)$$

$$h_i = 0,00298354 \times 322.049,7017 = 960,85 \text{ BTU/h p\~{e}}^{2^{\circ}\text{F}}$$

(b) Perda de carga

. coeficiente de atrito isotérmico: com

$$Re_t = 27.225,34 \text{ e } \varepsilon = 0,000005 \text{ pé},$$

$$A_2 = \left[\frac{2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{27.225,34}\right)^{0,9} + \frac{0,27 \times 0,000005 \times 12}{0,584}}}{1} \right]^{16} = 1,405615 \times 10^{20}$$

$$B_2 = \left(\frac{37.530}{27.225,34} \right)^{16} = 170,01375$$

$$f = \left[\left(\frac{8}{27.225,34} \right)^{22} + \frac{1}{(1,405615 \times 10^{20} + 170,01375)^{3/2}} \right]^{1/12} = 0,00303052$$

. temperatura interna da parede dos tubos:

$$T_i = T_t + U \left(\frac{1}{h_i} + r d_i \right) \frac{d_2}{d_i} (T_s - T_t) = 93,2 + 80,0 \left(\frac{1}{960,85} + 0,002 \right) \frac{0,75}{0,584} (159,8 - 93,2)$$

$$T_i = 114,01^\circ \text{F}$$

. viscosidade do fluido dos tubos à temperatura interna:

Na Tabela da Figura 14 do KERN^(4,5), as coordenadas são X=10,2 e Y=13,0. Com $T_i = 114,01^\circ \text{F}$:

$$\mu_{T_i} \cong 0,615 \text{ cp} = 0,615 \times 2,419 = 1,4883 \text{ lbm/h pé}$$

. coeficiente de atrito não isotérmico do fluido dos tubos: como

$$\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} = \frac{1,4883}{1,6933} = 0,8789 < 1 \text{ e o escoamento é turbulento,}$$

na Tabela 4.13 $i=0,14$, então $\phi_t = \left(\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} \right)^{0,14} = (0,8789)^{0,14} = 0,982$

$$f_t = f\left(\frac{\mu_{Ti}}{\mu_t}\right)^{0,14} = 0,00303052 \times 0,982 = 0,00297626$$

. perda de carga por atrito nos tubos:

$$\Delta P_t = 8f_t \frac{L_1}{D_i} \frac{\rho_t V_t^2 n}{2}$$

$$\Delta P_t = 8 \times 0,00297626 \times \frac{19,66666}{0,0486666} \times \frac{62,2427 \times 4,2275^2 \times 2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 2,31 \frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2}$$

. perda de carga nos bocais dos tubos:

Com $D_{bt1} = D_{bt2} = 10 \text{ pol.}$

$$V_{bt} = \frac{W_t}{\frac{\pi}{4} \rho_t D_{bt1} D_{bt2}} = \frac{475.764,98 \times 4 \times 12^2}{\pi \times 62,2427 \times 10^2 \times 3600} = 3,8929 \text{ ps}$$

$$\Delta P_{\text{bocais}} = \frac{1,8 \rho_t V_{bt}^2}{2} = \frac{1,8 \times 62,2427 \times 3,8929^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 0,1832 \frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2}$$

. perda de carga devido à expansão, contração e retorno no cabeçote: como os tubos são retos e $n=2$:

$$\Delta P_{\text{ecr}} = 1,6n \frac{\rho_t V_t^2}{2} = \frac{1,6 \times 2 \times 62,2427 \times 4,2275^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 0,3842 \frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2}$$

. perda de carga total do lado dos tubos:

$$\Delta P_{tT} = n_{cs} (\Delta P_t + \Delta P_{\text{bocais}} + \Delta P_{\text{ecr}}) f_d = 1(2,312 + 0,1832 + 0,3842) \times 1,41$$

$$\Delta P_{tT} = 4,059954 \text{ lb f/pol}^2 = 4,1 \text{ lb f/pol}^2;$$

(na Tabela 4.14, com material dos tubos sendo aço carbono, com $d_2=3/4$ e BWG=14: $f_d=1,41$).

A perda de carga admissível para o lado dos tubos é igual a $9,6 \text{ lb f/pol}^2$; então:

$$\Delta P_{tT} = 4,1 \frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2} < \Delta P_{at} = 9,6 \frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2}$$

Como o diâmetro externo dos tubos já é o menor dos diâmetros usuais pode-se tentar aumentar a perda de carga do lado dos tubos, para que se aproxime da perda de carga admissível, aumentando o número de trajetos de tubos (n).

Retorna-se ao início dos cálculos, fazendo-se $n=4$, com o U_o permanecendo o mesmo, e refaz-se os cálculos, alterando os parâmetros que dependem de n. Os parâmetros anteriores ao item 2.(i), já se encontram definidos e não mudam.

Primeira tentativa - 2.^a Rodada

2.- Definições preliminares e características do trocador

(i) Diferença média de temperaturas

$$. \text{ DMLT} = 49,47^{\circ}\text{F}$$

. com 1 passe do lado do casco e 4 passes do lado dos tubos:

$$F_{t1-4} = \frac{\frac{\sqrt{4R^2+1}}{2(R-1)} \log_{10} \frac{1-S}{1-SR}}{\frac{1+V(\sqrt{4R^2+1} - 2R)}{\log_{10} \frac{1-V(\sqrt{4R^2+1} + 2R)}}}$$

$$V = \frac{T_{t1} - T_{t2}}{4 T_{s1} - (T_{t1} + 2t_i + T_{t2})}$$

$$\left(\frac{t_i - T_{t1}}{T_{t2} - t_i} \right)^{\sqrt{4R^2+1}} = \frac{1+V(\sqrt{4R^2+1} - 2R)}{1-V(\sqrt{4R^2+1} + 2R)} ;$$

calculando t_i por tentativas tem-se: $t_i = 93,83^{\circ}\text{F}$.

Substituindo os valores de R, S e t_i , encontra-se $F_t = 0,829995$.

. diferença média de temperaturas

$$\Delta T = 49,47 \times 0,829995 = 41,06 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(j) Com $F_t > 0,8$, não há necessidade de cascos em série e n_{cs} continua igual a 1.

(k) Área de troca de calor - U_o permanece o mesmo.

$$A_o = \frac{Q}{U_o \Delta T} = \frac{6.837.850,77}{80,0 \times 41,06} = 2081,66 \text{ pé}^2$$

(l) Área de troca de calor por casco:

$$A_{ts} = \frac{A_o}{n_{cs}} = \frac{2081,66}{1} = 2081,66 \text{ pé}^2$$

(m) Número total de tubos e número de tubos por trajeto.

$$N_t = \frac{A_{ts}}{\pi d_2 L_1} = \frac{2081,66 \times 12}{\pi \times 0,75 \times 19,666} = 539,075 \Rightarrow N_t = 539$$

Para o arranjo $\rightarrow \triangleleft$, $p=15/16$ pol, $d_2=3/4$ pol, e $n=4$, na Tabela 4.10 verifica-se que o número de tubos mais próximo ao N_t calculado é 550, para o qual corresponde um diâmetro interno do casco de 27,0 pol e um diâmetro de feixe de tubos de 25,375 pol. Assim:

$$\begin{aligned} A_o' &= 2.123,85 \text{ pé}^2 \\ N_t &= 550 \text{ tubos} \\ d_1 &= 27,0 \text{ pol} \\ d_3 &= 25,375 \text{ pol} \\ N_{tt} &= \frac{N_t}{n} = \frac{550}{4} = 137,5 \Rightarrow N_{tt} = 137 \text{ tubos} \end{aligned}$$

(n) Número de tubos na fileira central do trocador.

Com $d_3 = 25,375$, pol, $p = 0,9375$ pol e $d_2 = 0,75$ pol:

$$n_c = \frac{d_3 - d_2}{p} + 1 = \frac{25,375 - 0,75}{0,9375} + 1 = 27,2666 \rightarrow n_c = 27 \text{ tubos}$$

(q) Chicanas

. espaçamento: $\ell_3 = 0,5 \times d_1 = 0,5 \times 27 = 13,5$ pol

. distância entre as chicanas extremas e os espelhos de tubos: com $P_{pbs} = 150$ psi e $d_1 = 27,0$ pol, nas Figuras 4.7 e 4.8 tem-se:

$$\ell_{31f} = 7,25 \text{ pol}$$

$$\ell_{32f} = 12,0 \text{ pol}$$

$$\ell_{31min} = 7 + 7,25 = 14,25 \text{ pol, tomar: } \ell_{31} = 19,25 \text{ pol}$$

$$\ell_{32min} = 7 + 12,0 = 19,0 \text{ pol, tomar: } \ell_{32} = 24,0 \text{ pol.}$$

$$\text{. número de chicanas: } N_{chi} = \frac{235,9999 - 19,25 - 24,0}{13,5} = 15,277$$

$$N_{chi} = 15 \text{ chicanas}$$

$$\text{Soma 1} = \ell_{31} + \ell_{32} = 19,25 + 24,0 = 43,25 \text{ pol}$$

$$\text{Soma 2} = \ell_1 - \ell_3 (N_{chi} - 1) = 235,9999 - 13,5(15 - 1) = 46,99 \text{ pol}$$

$$\frac{\text{Soma}_2 - \text{Soma}_1}{2} = \frac{46,9999 - 43,25}{2} = 1,87499$$

$$\ell_{31} = 19,25 + 1,87499 = 21,125 \text{ pol}$$

$$\ell_{32} = 24,0 + 1,87499 = 25,875 \text{ pol}$$

$$\text{. corte: Tabela 4.11 com } \frac{d_1}{\ell_3} = \frac{27}{13,5} = 2,0$$

$$c_{chi} = \frac{\ell_c}{d_1} = 0,25893812$$

$$\ell_c = 0,25893812 \times 27,0 = 6,9913 \text{ pol}$$

. diâmetro da chicana: Tabela 4.12, com $d_1 = 27,0$ pol e classe R: $d_1 - d_{chi} = 0,175 \rightarrow d_{chi} = 27,0 - 0,175 = 26,825$ pol.

3 - Troca de calor e perda de carga para o lado dos tubos

(a) Coeficiente de película

. Velocidade média do fluido nos tubos:

$$V_t = \frac{W_t}{\rho_t N_{tt} S_{ti}} = \frac{475.764,98}{62,2427 \times 137 \times 0,00186017 \times 3600} = 8,3316 \text{ pés/s}$$

. Número de REYNOLDS:

$$Re_t = \frac{\rho_t V_t D_i}{\mu_t} = \frac{62,2427 \times 8,3316 \times 0,584 \times 3600}{1,6933 \times 12} = 53.655,8$$

. Número de PRANDTL = 5,0295

. Fator de COLBURN: com $Re_t = 53.655,8$

$$J_4 = \left\{ \frac{1}{53.655,8^{9,36}} + \frac{1}{\left[\frac{53.655,8^{1,6}}{7.831 \times 10^{-14}} + \left(\frac{1,969 \times 10^6}{53.655,8} \right)^8 \right]^{3/2}} \right\}^{1/12}$$

$$J_4 = 0,00260498$$

. Fator de COLBURN corrigido: com $\phi_t \left(\frac{\mu_t}{\mu_{T_i}} \right)^{0,14} = \frac{1}{0,982} = 1,0183$

$$J = J_4 \times \phi_t = 0,00260498 \times 1,0183 = 0,00265273$$

. Coeficiente de película: $h_i = 0,00265273 \left(\frac{0,998 \times 8,3316 \times 62,2427 \times 3600}{5,0295^{2/3}} \right)$

$$\rightarrow h_i = 1.683,68 \text{ BTU/h pé}^2\text{°F}$$

(b) Perda de carga

. Coeficiente de atrito isotérmico: com $Re_t = 53.655,8$
e $\epsilon = 0,000005 \text{ pé}$:

$$A_2 = \left[2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{53.655,8} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \times 0,000005 \times 12}{0,584}} \right]^{16} = 4,643874 \times 10^{20}$$

$$B_2 = \left(\frac{37.530}{53.655,8} \right)^{16} = 0,00328239$$

$$f = \left[\left(\frac{8}{53.655,8} \right)^{22} + \frac{1}{(4,643874 \times 10^{20} + 0,00328239)^{3/2}} \right]^{1/12} = 0,00261$$

. temperatura interna da parede dos tubos:

$$T_i = 93,2 + 80,0 \left(\frac{1}{1.681,95} + 0,002 \right) \times \frac{0,75}{0,584} (159,8 - 93,2) = 110,953$$

$$T = 110,95^\circ\text{F}$$

. Viscosidade do fluido dos tubos à temperatura interna: na tabela da Figura 14 do KERN (4.5), as coordenadas são: $X=10,2$ e $Y=13,0$. Com $T_i=110,95^\circ\text{F}$, $\mu_{T_i}=0,63$ $\text{cp}=0,63 \times 2,42=1,5246$.

. coeficiente de atrito não isotérmico: como

$$\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} = \frac{1,5246}{1,6933} = 0,900372 < 1 \text{ e o escoamento é turbulento, na Tabela}$$

$$4.13, i = 0,14: \phi_t = \left(\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} \right)^{0,14} = (0,900372)^{0,14} = 0,985$$

$$f_t = f \left(\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} \right)^{0,14} = 0,00261 \times 0,985 = 0,002571$$

. perda de carga por atrito nos tubos:

$$\Delta P_t = 8 \times 0,002571 \times \frac{19,666}{0,04866} \times \frac{62,2427 \times 8,3316^2 \times 4}{2 \times 32,1739 \times 144} = 15,5024 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga nos bocais dos tubos não mudou:

$$\Delta P_{\text{bocais}} = 0,1832 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga devido à expansão, contração e retorno no cabeçote: $n=4$ e $V_t=8,3316$ pés/s.

$$\Delta P_{\text{ecr}} = \frac{1,6 \times 4 \times 62,2427 \times 8,3316^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 2,9842 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga total do lado dos tubos: com

$$f_d = 1,41.$$

$$\Delta P_{tT} = n_{cs} (\Delta P_t + \Delta P_{\text{bocais}} + \Delta P_{\text{ecr}}) f_d = 1 \times (15,5024 + 0,1832 + 2,9842) \times 1,41$$

$\Delta P_{tT} = 26,3244 \text{ lbf/pol}^2$, que é muito maior do que a perda de carga admissível para os tubos. Assim, retorna-se ao início dos cálculos fixando o $n=2$. Os parâmetros anteriores ao do item 2.(i) continuam os mesmos.

Primeira Tentativa - 3.^a Rodada

2 - Definições preliminares e características do trocador

(i) Diferença média de temperaturas

$$\cdot \text{ DMLT} = 49,47^{\circ}\text{F}$$

$$\cdot \text{ Com } n_{cs}=1 \text{ e } n=2: F_t = 0,826131$$

$$\cdot \Delta T = \text{DMLT} \times F_t = 49,47 \times 0,826131 = 40,87^{\circ}\text{F}$$

(j) Com $F_t = 0,826132 > 0,8$, não há necessidade de cascos em série.

(k) Área de troca de calor

O coeficiente global continua o mesmo: $U_o = 80,0 \text{ BTU/h pé}^2^{\circ}\text{F}$

$$A_o = \frac{Q}{U_o \Delta T} = 2091,34 \text{ pé}^2$$

$$(l) \text{ Área de troca de calor por casco: } A_{ts} = 2091,34 \text{ pé}^2$$

(m) Número total de tubos no trocador e número de tubos por trajeto.

$$\cdot N_t = \frac{A_{ts}}{\pi D_2 L_1} = 541$$

Para o arranjo $\rightarrow \nabla$, $p=15/16 \text{ pol}$, $d_2=0,75 \text{ pol}$ e $n=2$, na Tabela 4.10 obtém-se $N_t=506$ que é o valor mais próximo ao calculado ($N_t=541$), com $d_1=25 \text{ pol}$ e $d_3=23,375 \text{ pol}$.

$$\text{Novo valor de } A_{ts}: A_{ts} = N_t \pi d_2 L_1 = \frac{506 \times \pi \times 0,75 \times 19,666}{12}$$

$$\rightarrow A_{ts} = 1.953,94 \text{ pé}^2$$

$$\text{Novo } A_o: A_o' = 1.953,94 \text{ pé}^2$$

$$\cdot N_{tt} = \frac{N_t}{n} = \frac{506}{2} = 253 \text{ tubos}$$

(n) Número de tubos na fileira central do trocador

Com $d_3 = 23,375 \text{ pol}$; $p = 0,9375 \text{ pol}$ e $d_2 = 0,75 \text{ pol}$:

$$n_c = \frac{23,375 - 0,75}{0,9375} + 1 = 25,13 \quad \rightarrow n_c = 25 \text{ tubos}$$

(q) Chicanas

. espaçamento: com $d_1 = 25,0 \text{ pol}$: $\ell_3 = 12,5 \text{ pol}$.

. com o tipo do trocador (BES), $P_{pbs} = 150,0 \text{ psi}$ e $d_1 = 25,0 \text{ pol}$, nas Figuras 4.7 e 4.8:

$$\ell_{31f} = 7,13 \text{ pol}$$

$$\ell_{32f} = 11,8 \text{ pol}$$

então: $\ell_{31\min} = 7 + 7,13 = 14,13 \text{ pol}$, tomar $\ell_{31} = 19,13 \text{ pol}$
 $\ell_{32\min} = 7 + 11,8 = 18,8 \text{ pol}$, tomar $\ell_{32} = 23,8 \text{ pol}$

$$\cdot N_{chi} = \frac{235,9999 - 19,13 - 23,8}{12,5} + 1 = 16 \text{ chicanas}$$

. novos valores de ℓ_{31} e ℓ_{32}

$$\text{Soma 1} = 19,13 + 23,8 = 42,93$$

$$\text{Soma 2} = 235,9999 - 12,5(16-1) = 48,5$$

$$\frac{\text{Soma}_2 - \text{Soma}_1}{2} = 2,785$$

$$\ell_{31} = 19,13 + 2,785 = 21,915 \rightarrow \ell_{31} = 21,9 \text{ pol}$$

$$0 = 23,8 + 2,785 = 26,585 \rightarrow \ell_{32} = 26,6 \text{ pol}$$

. corte: na Tabela 4.11 com $\frac{d_1}{\ell_3} = 2$: $c_{chi} = 0,258938$
então, $\ell_c = 0,258938 \times 25,0 \rightarrow \ell_c = 6,47345$ pol.

. diâmetro: na Tabela 4.12, com $d_1 = 25,0$ pol e classe R,

$$d_1 - d_{chi} = 0,175 \rightarrow d_{chi} = 24,825 \text{ pol.}$$

. d_4 : com $2 \times \ell_3 = 25,0$ pol, menor do que 36 pol,

$$d_4 = 0,78125 \text{ pol.}$$

3 - Troca de calor e perda de carga nos tubos

(a) Coeficiente de película

. Velocidade média do fluido dos tubos: com $S_{ti} = 0,00186017$ pé².

$$V_t = \frac{475.764,98}{62,2427 \times 253 \times 0,00186017 \times 3600} = 4,511577 \text{ pé/s}$$

. número de REYNOLDS:

$$Re_t = \frac{\rho_t V_t D_i}{\mu_t} = \frac{62,2427 \times 4,511577 \times 0,584 \times 3600}{1,6933 \times 12} = 29.054,74$$

. número de PRANDTL: $Prd_t = 5,0295$

. Fator de COLBURN:

$$\text{com } Re_t = 29.054,74$$

$$J_4 = \left\{ \frac{1}{29.054,74^{0,36}} + \frac{1}{\left[\frac{29.054,74^{1,6}}{7,831 \times 10^{-10}} + \left(\frac{1,969 \times 10^6}{29.054,74} \right)^8 \right]^{3/2}} \right\}^{1/12}$$

$$J_4 = 0,002495$$

. fator de COLBURN corrigido: $\left(\frac{\mu_t}{\mu_{Ti}} \right)^{0,14} = \frac{1}{0,985} = 1,015228$

$$J = J_4 \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Ti}} \right)^{0,14} = 0,002495 \times 1,015228 = 0,00299$$

. coeficiente de película

$$h_i = 0,00299 \times \left(\frac{0,998 \times 62,2427 \times 4,511577 \times 3600}{5,0295^{2/3}} \right)$$

$$h_i = 1027,58 \text{ BTU/h pē}^{20}\text{F}$$

(b) perda de carga

. coeficiente de atrito isotérmico: com

$$Re_t = 29.054,74 \text{ e } \epsilon = 0,000005 \text{ pē:}$$

$$A_2 = \left[2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{29.054,74} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \times 0,000005 \times 12}{0,584}} \right]^{16} = 1,585367 \times 10^{20}$$

$$B_2 = \left(\frac{37.530}{29.054,74} \right)^{16} = 60,06$$

$$f = \left[\left(\frac{8}{29.054,79} \right)^{22} + \frac{1}{(1,585367 \times 10^{20} + 60,06)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$f = 0,002985$$

. temperatura interna da parede dos tubos:

$$T_i = 93,2 + 80,0 \left(\frac{1}{1027,58} + 0,002 \right) \times \frac{0,75}{0,584} \times (159,8 - 93,2) =$$

$$T_i = 113,54^{\circ}\text{F}$$

. viscosidade à temperatura interna: com $X=10,2$, $Y=13,0$ e $T_i=113,54^{\circ}\text{F}$ na Figura 14 do KERN: $\mu_{T_i}=0,62 \text{ cp}$

$$\mu_{T_i} = 1,5004 \text{ lbm/h pē}$$

. coeficiente de atrito não isotérmico: $\frac{\mu_{Ti}}{\mu_t} = \frac{1,5004}{1,6933} = 0,88608$

é menor do que 1 e o escoamento turbulento na Tabela 4.13 $i=0,14$:

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_{Ti}}{\mu_t} \right)^{0,14} = (0,88608)^{0,14} = 0,983.$$

$$. f_t = f \phi_t = 0,002985 \times 0,983 \rightarrow f_t = 0,002934$$

. perda de carga por atrito nos tubos:

$$\Delta P_t = 8 \times 0,002934 \times \frac{19,666}{0,04866} \times \frac{62,2427 \times 4,51157^2 \times 2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 2,594 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga nos bocais dos tubos:

$$\Delta P_{\text{bocais}} = 0,1832 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga devido à expansão, contração e

$$\text{retorno: } \Delta P_{\text{ecr}} = 1,6 \times 2 \times \frac{62,2427 \times 4,51157^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 0,4375 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga total do lado dos tubos: com $f_d = 1,41$:

$$\Delta P_{tT} = 1 \times (2,594 + 0,1832 + 0,4375) \times 1,41 = 4,53$$

$$\Delta P_{tT} = 4,53 \text{ lbf/pol}^2 \quad \text{OK!}$$

4 - Troca de calor e perda de carga para o lado do casco

(a) Características geométricas do trocador

Ver a sequência de cálculo do método de BELL dada no Anexo A.3.

. distância entre centros de tubos adjacentes para lela ao escoamento no casco: para o arranjo $\rightarrow \triangle$, $p_p = 0,866 \times p$
 $p_p = 0,866 \times 0,9375 \rightarrow p_p = 0,811875 \text{ pol.}$

. número de fileiras de tubos encontradas pelo escoamento cruzado: $N_r = \frac{d_1 - 2x_c}{p_p} = \frac{25,0 - 2 \times 6,47345}{0,811875} = 14,846$

$$N_r = 15$$

. número de fileiras de tubos encontradas pelo es-

coamento na janela da chicana: $N_j = \frac{0,8\ell_c}{p_p} = \frac{0,8 \times 6,47345}{0,811875}$

$$N_j = 6,378765 \rightarrow N_j = 6$$

. ângulo de corte da chicana: $\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - \frac{2\ell_c}{d_1}\right)$

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - \frac{2 \times 6,47345}{25,0}\right) = 122,35^\circ = 2,1354 \text{ rad.}$$

. área de uma janela de chicana: $A_j = \frac{1}{2} r_1^2 (\theta - \sin \theta)$

$$A_j = \frac{1}{2} \left(\frac{25,0}{2}\right)^2 \left[2,1354 - \sin(122,35)\right] = 100,83 \text{ pol}^2$$

. área total da seção do casco:

$$A_T = \frac{\pi d_1^2}{4} = \frac{\pi \times 25,0^2}{4} = 490,87$$

$$A_T = 490,87 \text{ pol}^2$$

. razão entre a área de 2 seções de janela e a área total:

$$r = \frac{A_{Tj}}{A_T} = \frac{2 \times 100,83}{490,87} = 0,410818$$

. razão entre a área de 1 janela e a área total:

$$r_5 = \frac{100,83}{490,87} = 0,205411$$

. número de tubos por chicana:

$$N_{tchi} = N_t (1 - r_5) = 506 (1 - 0,20541)$$

$$N_{tchi} = 402 \text{ tubos}$$

. espaçadores na janela das chicanas: como $d_1 = 25,0$ pol < 33 pol, então $N_{espj} = 1$.

. número de tubos por janela: $N_{tj} = N_t - N_{tchi} = 506 - 402 = 104$

$N_{tj} = 104$ tubos.

. número de tubos na janela mais os espaçadores:

$$N_{tjl} = N_{tj} + N_{espj} = 104 + 1 = 105 \text{ tubos}$$

. número de fileiras de tubos encontradas pelo escoamento cruzado, em série no trocador:

$$N_{rl} = (N_{chi} + 1)N_r + (N_{chi} + 2)N_j = (16 + 1)15 + (16 + 2)6 \rightarrow N_{rl} = 363$$

. área mínima para o fluxo cruzado próximo à linha central do trocador: $S_m = (d_1 - n_c d_2) \ell_3 = (25,0 - 25 \times 0,75) \times 12,5$

$$S_m = 78,125 \text{ pol}^2 = 0,542535 \text{ pé}^2$$

. folga feixe-casco para o desvio: $\delta_{bp} = d_1 - (n_c - 1)p - d_2$

$$\delta_{bp} = 25,0 - (25 - 1) \times 0,9375 - 0,75 = 1,75 \text{ pol}$$

. área para o desvio em torno do feixe de tubos:

$$S_{bp} = \delta_{bp} \ell_3 \rightarrow S_{bp} = 2,25 \times 12,5 = 21,875 \text{ pol}^2$$

. fração da área do fluxo cruzado disponível para o desvio:

$$F_{bp} = \frac{S_{bp}}{S_m} = \frac{21,875}{78,125} = 0,28$$

. área para o vazamento tubo-chicana, por chicana:

$$S_{tb} = \frac{N_{tchi} \pi}{4 \times 144} (d_4^2 - d_2^2) = \frac{402 \times \pi}{4 \times 144} (0,78125^2 - 0,75^2) = 0,104918 \text{ pé}^2$$

. área para o vazamento casco-chicana, por chicana:

$$S_{sb} = \frac{\pi}{576} \left(\frac{360-6}{360} \right) (d_1^2 - d_{chi}^2) = \frac{\pi}{576} \left(\frac{360-122,35}{360} \right) (25,0^2 - 24,825^2)$$

$$S_{sb} = 0,031394 \text{ p\text{c}^2}$$

$$\cdot \text{ \text{\'area total de vazamento: } } S_{\ell} = S_{tb} + S_{sb} = 0,136312 \text{ p\text{c}^2}$$

$$\cdot \text{ raz\~ao entre } S_{\ell} \text{ e } S_m: S_3 = \frac{S_{\ell}}{S_m} = \frac{0,136312}{0,542535} = 0,25125$$

$$\cdot \text{ raz\~ao entre } S_{\ell}, S_{tb} \text{ e } S_{sb}: S_4 = \frac{S_{tb} + 2S_{sb}}{S_{\ell}}$$

$$S_4 = \frac{0,104918 + 2 \times 0,031394}{0,136312} = 1,23031$$

$$\cdot \text{ \text{\'area livre para o escoamento na janela da chican-}$$

na:

$$S_j = \frac{\pi}{144} \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \left(\frac{\theta}{360} \right) - \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \left(\frac{\sin \theta}{2,144} \right) - \left(\frac{\pi d_1^2 N_{tj1}}{4 \times 144} \right) \rightarrow$$

$$S_j = \frac{\pi}{144} \left(\frac{25,0}{2} \right)^2 \left(\frac{125,35}{360} \right) - \left(\frac{25,0}{2} \right)^2 \frac{\sin(122,35)}{2 \times 144} - \left(\frac{\pi \times 0,75^2 \times 105}{4 \times 144} \right) = 0,378137 \text{ p\text{c}^2}$$

$$\cdot \text{ \text{\'area efetiva do fluxo cruzado: } } A_{cx} = S_m - S_{bp}$$

$$A_{cx} = 78,125 - 21,875 = 56,25 \text{ pol}^2$$

$$\cdot \text{ tiras selantes (sealing strips): } d_1 - d_3 = 25,0 - 23,375 = 1,625 > 1,5 \text{ pol, ent\~ao: h\~a necessidade de tiras selantes.}$$

$$\cdot \text{ n\~umero de pares de tiras selantes: } N_{ss} = \frac{N_r}{6} = \frac{15}{6} = 2,5$$

$$\rightarrow N_{ss} = 3 \text{ pares.}$$

\cdot \text{ fator de corre\~ao para o coeficiente de pel\~cula do feixe ideal para levar em conta os efeitos das chicanas e das janelas:}

$$\phi_B = 1 - r + 0,524 r^{0,32} \left(\frac{S_m}{S_j} \right)^{0,03}$$

$$\phi_B = 1 - 0,410818 + 0,524 \times 0,410818^{0,32} \left(\frac{0,542535}{0,378137} \right)^{0,03} = 0,987658$$

(b) Coeficiente de película do lado do casco.

$$\text{. fluxo de massa: } G_m = \frac{W_s}{S_m} = \frac{110.687,82}{0,542535} = 204.019,69 \text{ lbm/hpé}^2$$

$$\text{. número de REYNOLDS: } Re_s = \frac{D_2 G_m}{\mu_s} = \frac{0,75 \times 204.019,69}{12 \times 0,9071}$$

$$Re_s = 14.057,14.$$

. fator de troca de calor para o banco de tubos ideal: na Figura 2.12, com $Re_s = 14.057,14$, $p_r = 1,25$ e arranjo $\rightarrow \triangleright$: $j_b \approx 0,009$.

. constante empírica dada na Tabela 2.2 para ξ_h e regime turbulento: $\alpha_1 = 1,35$.

. fator de correção para considerar o desvio entre o feixe de tubos e o casco:

$$N_{ss} = 3 \rightarrow \frac{N_r}{2} = \frac{15}{2} = 7,5 \rightarrow N_{ss} < \frac{N_r}{2} \text{ então}$$

$$\xi_{h,t} = \exp \left[-1,35 \times 0,28 \left(1 - \sqrt{\frac{2 \times 3}{15}} \right) \right] = 0,905302$$

. fator de correção para considerar o efeito do número real de fileiras de tubos no trocador comparado ao número de fileiras de tubos do banco de tubos ideal:

$$X_t = \frac{(h_m/h_\infty)_{\text{feixe ideal}}}{(h_m/h_\infty)_{\text{trocador}}}$$

para $N_r = 15$, na Tabela 2.1: $(h_m/h_\infty)_{\text{feixe ideal}} = 0,95$

para $N_{r1} = 365$ na Tabela 2.1: $(h_m/h_\infty)_{\text{trocador}} = 1,0$

$$X_t = \frac{0,95}{1,0} = 0,95$$

. coeficiente de película para o trocador sem vazamentos:

$$\text{pela equação (2.76): } h_{nc} = \frac{j_s \xi_{h,t} C_s G_m \phi K_s}{X_t C_s \mu_s}^{2/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_{fe}} \right)^{0,14}$$

$$j_s = j_b = 0,009$$

$$h_{nl} = \frac{0,009 \times 0,987658 \times 0,905302 \times 0,52 \times 204.019,69}{0,95} \times \left(\frac{0,0699}{0,52 \times 0,9071} \right)^{2/3} \times 1$$

$$h_{nl} = 251,66 \text{ BTU/h } \text{pé}^2\text{°F}$$

. coeficiente de troca de calor:

$$\begin{aligned} \left(1 - \frac{h_l}{h_{nl} \text{ ideal}}\right) &= 0,45S_3 + 0,10 \quad 1 - \exp(-30S_3) = \\ &= 0,45 \times 0,25125 + 0,10 \quad 1 - \exp(-30 \times 0,25125) \end{aligned}$$

$$\left(1 - \frac{h_l}{h_{nl} \text{ ideal}}\right) = 0,21309$$

$$\left(1 - \frac{h_l}{h_{nl} \text{ trocador}}\right) = \left(1 - \frac{h_l}{h_{nl} \text{ ideal}}\right) \times S_4 = 0,21309 \times 1,23031 = 0,262067$$

$$\frac{h_l}{h_{nl}} = 1 - 0,262067 = 0,737933$$

$$h_l = h_o = 0,737933 h_{nl} = 0,737933 \times 251,66 = 185,71$$

$$h_o = 185,7 \text{ BTU/h } \text{pé}^2\text{°F}$$

(c) Perda de carga do lado do casco.

. coeficiente de atrito: para arranjo triangular, $p_r = 1,25$ e $Re_s = 14.057,14 \rightarrow f_x = 0,161$.

. constante empírica dada na Tabela 2.2 para ξ_{AP} e regime turbulento: $\alpha_1 = 4,0$

. fator de correção para considerar o desvio entre o feixe de tubos e o casco: com $N_{ss} < \frac{N_r}{2}$:

$$\xi_{AP,t} = \exp \left[-\alpha_1 F_{bp} \left(1 - \sqrt{\frac{2N_{ss}}{N_r}}\right) \right] = \exp \left[-4,0 \times 0,28 \left(1 - \sqrt{\frac{2 \times 3}{15}}\right) \right]$$

$$\xi_{AP,t} = 0,744698$$

. temperatura externa da parede dos tubos:

$$T_e = T_s - U_o \left(\frac{1}{h_o} + r_{d_o} \right) (T_s - T_t) = 159,8 - 80,0 \left(\frac{1}{185,7} + 0,001 \right) (159,8 - 93,2)$$

$$T_e = 125,8^\circ \text{F}$$

. viscosidade do fluido do casco à temperatura externa da parede dos tubos: na tabela da Figura 14 do KERN^(4.5).
as coordenadas são $X=14,0$, $Y=10,5$. Com $T_e=125,8^\circ \text{F}$:

$$\mu_{T_o} = 0,46 \text{ cp} = 1,1132 \text{ lbm/h pē}$$

. fator de correção para considerar os efeitos do gradiente de viscosidade: $\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_{T_e}} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,9071}{1,1132} \right)^{0,14} = 0,9717$

$$\phi_s = 0,9717$$

. perda de carga no escoamento cruzado: da equação (2.56):

$$\Delta P_b = \frac{4f_x G_m^2 N_r}{2\rho_s \phi_s}$$

$$\Delta P_b = \frac{4 \times 0,161 \times (204,019,69)^2 \times 15}{2 \times 46,8537 \times 0,972 \times 32,1739 \times 3600^2 \times 144}$$

$$\Delta P_b = 0,073521 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\Delta P_{bp} = \xi_{\Delta P, t} \Delta P_b = 0,073521 \times 0,744698 = 0,054751 \text{ lbf/pol}^2$$

. velocidade máxima no fluxo cruzado: $V_m = \frac{G_m}{\rho_s}$

$$V_m = \frac{204,019,69}{46,8537 \times 3600} = 1,209557 \text{ pē/s}$$

. velocidade na janela: $V_j = \frac{W_s}{S_j \rho_s} = \frac{110,687,82}{0,378137 \times 46,8537 \times 3600}$

$$V_j = 1,735419 \text{ pē/s}$$

. velocidade média geométrica: $V_z = \sqrt{V_m V_j} \rightarrow$

$$V_z = \sqrt{1,209557 \times 1,735419} = 1,448823 \text{ pē/s}$$

. perda de carga na janela: como o escoamento é turbulento: $\Delta P_j = (2+0,6 N_j) \frac{\rho_s V_z^2}{2} = (2+0,6 \times 6) \frac{46,8537 \times 1,448823^2}{2 \times 32,1739 \times 144}$

$$\Delta P_j = 0,059438 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga do lado do casco:

$$\left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}} = 0,57 S_3 + 0,27 \left[1 - \exp(-20 S_3)\right]$$

$$\begin{aligned} \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}} &= 0,57 \times 0,25125 + 0,27 \left[1 - \exp(-20 \times 0,25125)\right] \\ &= 0,411438 < 0,7 \text{ então } \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}\right)_{\text{ideal}} = 0,411438 \end{aligned}$$

$$\left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}\right)_{\text{trocaador}} = 0,411438 \times S_4 = 0,411438 \times 1,23031 = 0,506196$$

$$\frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}} = 1 - 0,506196 = 0,493804$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 2 \Delta P_{bp} \left(1 + \frac{N_j}{N_r}\right) + \left[(N_{chi} - 1) \Delta P_{bp} + N_{chi} \Delta P_j\right] \left(\frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell}}\right) \\ &= 2 \times 0,054751 \left(1 + \frac{6}{15}\right) + \left[(16 - 1) 0,054751 + 16 \times 0,059438\right] \times 0,493804 \end{aligned}$$

$$\Delta P_s = 1,0284 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga nos bocais do casco:

$$V_{bs1} = V_{bs2} = \frac{W_s}{\frac{\pi}{4} D_{bs2}^2 \rho_s} = \frac{110.687,82 \times 4 \times 144}{46,8537 \times 7^2 \times \pi \times 3600} = 2,45544 \text{ pé/s}$$

$$\Delta P_{bocal 1} = \Delta P_{bocal 2} = \rho_s g Z$$

Na Figura 4.9, com $\frac{\mu_s (\text{cp})}{\rho_s D_{bs1}} = \frac{0,9071}{2,42 \times 46,8537 \times 7} = 0,001143 :$

$$Z = 0,186 \text{ pé}$$

$$\Delta P_{bocal 1} = \frac{46,8537 \times 0,186 \times 32,1739}{32,1739 \times 144} = 0,060519 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga total do lado do casco:

$$\Delta P_{ST} = \Delta P_S + \Delta P_{\text{bocal } 1} + \Delta P_{\text{bocal } 2} = 1,0284 + 0,060519 + 0,060519$$

$$\Delta P_{ST} = 1,149 \text{ lbf/pol}^2$$

(d) coeficiente global de troca de calor: da equação (4.24).

$$U = \frac{1}{\frac{0,75}{0,584} \times \frac{1}{1027,58} + \frac{0,75}{12 \times 2 \times 25} \ln\left(\frac{0,75}{0,584}\right) + \frac{1}{185,7} + 0,002 \times \frac{0,75}{0,584} + 0,001}$$

$$U = \frac{1}{0,010516} = 95,1 \text{ BTU/h pé}^2\text{°F}$$

(e) área de troca de calor: da equação (4.25)

$$A = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{6.837.850,77}{95,1 \times 40,87} = 1759,28 \text{ pé}^2$$

$$A \text{ área estimada foi: } A'_0 = 1953,94 \text{ pé}^2$$

$$\text{porcentagem: } 1 - \frac{1759,28}{1953,94} = 0,051$$

A área calculada está a 5% da área estimada e é razoável, mas como a perda de carga do lado do casco resultou um pouco baixa, pode-se continuar os cálculos com o mesmo coeficiente global inicial (80 BTU/h pé²°F) e com um menor espaçamento (λ_3) entre chicanas.

O programa de dimensionamento repete os cálculos, variando os valores dos espaçamentos e fazendo os testes entre as perdas de carga admissíveis e as perdas de carga calculadas, bem como entre a área calculada e a área estimada.

Analisando-se as tentativas na Tabela 4.15 (pág. 209), verifica-se que os melhores resultados da perda de carga no casco, dentro da faixa de 10% de diferença entre as áreas estimada e calculada, correspondem a um espaçamento entre chicanas $\lambda_3 = 5,50 \text{ pol.}$ O valor do coeficiente global de troca de calor estimado que dá a menor diferença entre as áreas calculada e estimada, correspondente à melhor perda de carga nos tubos e no casco é 124,0 BTU/h pé²°F.

O valor do diâmetro interno do casco correspondente é 21,0 pol.

Fazendo o cálculo para esses valores tem-se o trocador dimensionado. Descreve-se a seguir as etapas correspondentes a esta melhor tentativa.

2 - Definições preliminares e características do trocador.

(k) Área de troca de calor

$$U_o = 124,0 \text{ BTU/h } \text{pê}^2 \text{°F}$$

$$A_o = \frac{Q}{U_o \Delta T} = \frac{6.837.850,77}{124,0 \times 40,87} = 1349,25 \text{ pê}^2$$

(l) Área de troca de calor por casco: $A_{ts} = 1349,25 \text{ pê}^2$

(m) Número total de tubos no trocador e número de tubos por trajeto:

$$N_t = \frac{A_{ts}}{\pi D_2 L_1} = \frac{1349,25 \times 12}{\pi \times 0,75 \times 19,66} = 349,40 \rightarrow N_t = 349$$

Para o arranjo $\rightarrow \triangleright$, $p = 15/16$ pol, $d_2 = 3/4$ pol e $n = 2$, na Tabela 4.10 e número de tubos mais próximo ao N_t calculado é 342, para o qual $d_1 = 21,0$ pol e $d_3 = 19,25$ pol $\rightarrow N_t = 342$ tubos.

$$\text{com } n = 2: N_{tt} = \frac{342}{2} = 171 \text{ tubos}$$

$$\text{Novo } A_o: \text{ como } n_{cs} = 1, A'_o = A_{ts}: A_{ts} = \frac{342 \times \pi \times 0,75 \times 19,66}{12}$$

$$\rightarrow A'_o = 1320,65 \text{ pê}^2$$

(n) Número de tubos na fileira central do trocador:

$$\text{com } N_t = 342 < 2000 \text{ e arranjo } \rightarrow \triangleright, n_c = 1,29 \times 342^{1/2,11}$$

$$\rightarrow n_c = 20 \text{ tubos}$$

(q) Chicanas

$$\text{espaçamento: dado na tentativa anterior, } l_3 = 5,5$$

pol.

com $d_1 = 21,0$ pol e $P_{pbs} = 150$ psi, nas Figuras 4.7 e 4.8: $\ell_{31f} = 6,94$ pol
 $\ell_{32f} = 11,52$ pol

$$\ell_{31min} = 7 + 6,94 = 13,94 \text{ pol, tomar } \ell_{31} = 18,94 \text{ pol}$$

$$\ell_{32min} = 7 + 11,52 = 18,52 \text{ pol, tomar } \ell_{32} = 23,52 \text{ pol}$$

$$\text{. número de chicanas: } N_{chi} = \frac{235,9999 - 19,05 - 23,52}{4,65} + 1 = 36,19$$

$$\rightarrow N_{chi} = 36 \text{ chicanas}$$

Novos ℓ_{31} e ℓ_{32} :

$$Soma_1 = \ell_{31} + \ell_{32} = 42,46$$

$$Soma_2 = 235,9999 - 5,5(36-1) = 43,499$$

$$\frac{Soma_2 - Soma_1}{2} = 0,519995 = 0,52$$

$$\ell_{31} = 18,94 + 0,52 = 19,46 \text{ pol}$$

$$\ell_{32} = 23,52 + 0,52 = 24,04 \text{ pol}$$

$$\text{. corte das chicanas: na Tabela 4.11 com } \frac{d_1}{\ell_3} = \frac{21,0}{5,5} = 3,8181$$

$$\text{interpolando: } c_{chi} = \frac{\ell_c}{d_1} = 0,16712$$

$$\ell_c = 0,16712 \times 21,0 \rightarrow \ell_c = 3,50952 \text{ pol}$$

. diâmetro da chicana: Tabela 4.12 com $d_1 = 21,0$, classe R, $d_1 - d_{chi} = 0,15$ pol: $d_{chi} = 20,85$ pol.

. diâmetro dos orifícios da chicana: $d_4 = 0,78125$ pol.

3 - Troca de calor e perda de carga para o lado dos tubos

(a) coeficiente de película

. velocidade média do fluido nos tubos: com $S_{ti} = 0,00186017 \text{ ps}^2$

$$V_t = \frac{475.764,98}{62,2427 \times 171 \times 0,00186017 \times 3600} = 6,67502 \text{ p\text{é}/s}$$

$$\text{. n\text{ú}mero de REYNOLDS: } Re_t = \frac{62,2427 \times 6,67502 \times 0,584 \times 3600}{1,6933 \times 12}$$

$$Re_t = 42.987,4$$

$$\text{. n\text{ú}mero de PRANDTL: } Prd_t = 5,0295$$

$$\text{. fator de COLBURN: com } Re_t = 42.987,4$$

$$J_4 = \left\{ \frac{1}{42.987,4^{0,36}} + \frac{1}{\left[\frac{42.987,4^{1,6}}{7,831 \times 10^{-14}} + \left(\frac{1,969 \times 10^6}{42.987,4} \right)^8 \right]^{3/2}} \right\}^{1/12}$$

$$J_4 = 0,002723$$

$$\text{. fator de COLBURN corrigido: da tentativa anterior}$$

$$\phi_t = 0,975.$$

$$J = J_4 \frac{1}{\phi_t} = \frac{0,002723}{0,975} = 0,00279289$$

$$\text{. coeficiente de pel\text{í}cula}$$

$$h_i = J \left(\frac{C_t \rho_t V_t}{Prd_t^{2/3}} \right) = 0,00279289 \left(\frac{0,998 \times 62,2427 \times 6,67502 \times 3600}{5,0295^{2/3}} \right)$$

$$= 1.420,18 \rightarrow h_i = 1420,18 \text{ BTU/h p\text{é}^2 O F}$$

(b) Perda de carga

$$\text{. coeficiente de atrito isot\text{é}rmico: com } Re_t = 42.987,4$$

$$\text{e } \epsilon = 0,000005 \text{ p\text{é}.$$

$$A_2 = \left[2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{42.987,4} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \times 0,000005 \times 12}{0,584}} \right]^{16}$$

$$A_2 = 3,189086 \times 10^{20}$$

$$B_2 = \left(\frac{37.500}{42.987,4} \right)^{16} = 0,11247$$

$$f = \left[\left(\frac{8}{42.987.4} \right)^{1/2} + \frac{1}{(3.489086 \times 10^{-6} + 0.11247)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$f = 0,002736$$

. temperatura interna da parede dos tubos: com
 $h_i = 1420,18 \text{ BTU/h } \text{pé}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$T_i = 93,2 + 124,0 \left(\frac{1}{1420,18} + 0,002 \right) \frac{0,75}{0,584} (159,8 - 93,2) = 121,8795$$

$$T_i = 121,88^\circ\text{F}$$

. viscosidade do fluido dos tubos à temperatura T_i :
 na Figura 14 do KERN^(4.5), com $X=10,2$ e $Y=13,0$:

$$\mu_{T_i} \cong 0,58 \text{ cp} = 1,4036 \text{ lbm/h } \text{pé}$$

. coeficiente de atrito corrigido:

$$\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} = \frac{1,4036}{1,6933} = 0,8289 < 1 \text{ e escoamento turbulento:}$$

na Tabela 4.13, $i=0,14 \rightarrow \phi_t = \left(\frac{\mu_{T_i}}{\mu_t} \right)^{0,14} = (0,8289)^{0,14} = 0,974$

$$\phi_t = 0,974$$

$$f_t = f \phi_t = 0,002736 \times 0,974 = 0,002664$$

. perda de carga por atrito:

$$\Delta P_t = 8 \times 0,002664 \times \frac{19,666}{0,048666} \times \frac{62,2427 \times 6,67502^2 \times 2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 5,1553$$

$$\Delta P_t = 5,1553 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga nos bocais dos tubos:

$$\Delta P_{\text{bocais}} = 0,1832 \text{ lbf/pol}^2$$

. perda de carga devido à contração, expansão e re-

torno no cabeçote: $\Delta P_{\text{ocr}} = \frac{1,6 \times 2 \times 62,2427 \times 6,67502^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 0,95774 \text{ lbf/pol}^2$

. perda de carga total do lado dos tubos: com $f_d=1,41$

$$\Delta P_{tT} = (5,1553 + 0,1832 + 0,95774) \times 1,41 = 8,877698$$

$$\Delta P_{tT} = 8,88 \quad \text{lb f/pol}^2$$

4 - Troca de calor e perda de carga para o lado do casco (BELL)

(a) Características geométricas

$$. p_p = 0,811875 \text{ pol}$$

$$. N_r = \frac{d_1 - 2\ell_c}{p_p} = \frac{21,0 - 2 \times 3,50952}{0,811875} = 17,22$$

$$N_r = 17$$

$$. N_j = \frac{0,8\ell_c}{p_p} = \frac{0,8 \times 3,71256}{0,811875} = 3,458 \rightarrow N_j = 3$$

$$. \theta = 2\cos^{-1}\left(1 - \frac{2\ell_c}{d_1}\right) = 2\cos^{-1}\left(1 - \frac{2 \times 3,50952}{21,0}\right) = 96,52^\circ = 1,68456 \text{ rad}$$

$$. A_j = \frac{1}{2}r_1^2(\theta - \sin\theta) = \frac{1}{2}\left(\frac{21,0}{2}\right)^2 \left[1,68456 - \sin(96,52)\right] = 38,09$$

$$A_j = 38,09 \text{ pc}^2$$

$$. A_T = \frac{\pi d_1^2}{4} = \frac{\pi \times 21,0^2}{4} = 346,36 \text{ pc}^2$$

$$. r = \frac{2A_j}{A_T} = \frac{2 \times 38,09}{346,36} = 0,219944 = 0,22$$

$$. r_5 = \frac{38,09}{346,36} = 0,11$$

$$. N_{tchi} = N_t(1 - r_5) = 342(1 - 0,11) = 304,38 \rightarrow N_{tchi} = 304 \text{ tubos}$$

$$. N_{esp1} = 1$$

$$. N_{tj} = N_t - N_{tchi} = 342 - 304 = 38 \text{ tubos}$$

$$. N_{tj1} = N_{tj} + N_{espj} = 38 + 1 = 39 \text{ tubos}$$

$$\cdot N_{r1} = (N_{chi} + 1)N_r + (N_{chi} + 2)N_j = (36 + 1)17 + (36 + 2)3 = 743$$

$$\cdot S_m = (d_1 - n_c d_2) \ell_3 = (21,0 - 20 \times 0,75) \times 5,5 = 33,0$$

$$S_m = 33,0 \text{ pol}^2 = 0,22916 \text{ p}\tilde{e}^2$$

$$\cdot \delta_{bp} = d_1 - (n_c - 1)p - d_2 = 21,0 - (20 - 1) \times 0,9375 - 0,75$$

$$\cdot \delta_{bp} = 2,4375 \text{ pol}$$

$$\cdot S_{bp} = \delta_{bp} \times \ell_3 = 2,4375 \times 5,5 = 13,40625 \text{ pol}^2$$

$$\cdot F_{bp} = \frac{S_{bp}}{S_m} = \frac{13,40625}{33,0} = 0,40625$$

$$\cdot S_{tb} = \frac{N_{tchi} \pi}{576} (d_4^2 - d_2^2) = \frac{304 \times \pi}{576} = (0,78125^2 - 0,75^2) = 0,07934 \text{ p}\tilde{e}^2$$

$$\cdot S_{sb} = \frac{\pi}{576} \left(\frac{360 - 0}{360} \right) (d_1^2 - d_{chi}^2) = \frac{\pi}{576} \left(\frac{360 - 96,52}{360} \right) (21,0^2 - 20,85^2)$$

$$S_{sb} = 0,025059 \text{ p}\tilde{e}^2$$

$$\cdot S_\ell = S_{tb} + S_{sb} = 0,07934 + 0,025059 = 0,104399 \rightarrow S_\ell = 0,104399 \text{ p}\tilde{e}^2$$

$$\cdot S_3 = \frac{S_\ell}{S_m} = \frac{0,104399}{0,22916} = 0,45555927$$

$$\cdot S_4 = \frac{S_{tb} + 2S_{sb}}{S_\ell} = \frac{0,07934 + 2 \times 0,025059}{0,104399} = 1,240031$$

$$\cdot S_j = \frac{\pi}{144} \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \left(\frac{\theta}{360} \right) - \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \left(\frac{\text{sen}\theta}{2 \times 144} \right) - \left(\frac{\pi d_2^2}{4 \times 144} N_{tj1} \right),$$

$$S_j = \frac{\pi}{144} \left(\frac{21,0}{2} \right)^2 \left(\frac{96,52}{360} \right) - \left(\frac{21,0}{2} \right)^2 \left[\frac{\text{sen}(96,52)}{2 \times 144} \right] - \left(\frac{\pi \times 0,75^2 \times 39}{4 \times 144} \right)$$

$$S_j = 0,14489 \text{ p}\tilde{e}^2$$

$$A_{ex} = S_m - S_{sb} = 0,22916 - 0,025059 = 0,204108 \text{ p}\tilde{e}^2$$

. $d_1 - d_3 = 21,0 - 19,25 = 1,75 > 1,5$ por: há necessidade de tiras selantes.

$$. N_{ss} = \frac{N_r}{6} = \frac{17}{6} = 2,833 \quad \rightarrow \quad N_{ss} = 3 \text{ pares}$$

$$. \phi_B = 1 - r + 0,524 r^{0,72} \left(\frac{S_m}{S_j} \right)^{0,01} = 1 - 0,22 + 0,524 \times 0,22^{0,72} \times \left(\frac{0,22916}{0,14489} \right)^{0,01}$$

$$\phi_B = 1,10725$$

(b) Coeficiente de película

$$. G_m = \frac{W_s}{S_m} = \frac{110.687,82}{0,22916} = 483.001,4 \quad \text{lbm/h pé}^2$$

$$. Re_s = \frac{D_2 G_m}{\mu_s} = \frac{0,75 \times 483.001,4}{12 \times 0,9071} = 33.279,25$$

$$. j_b = 0,0066$$

$$. \alpha_1 = 1,35$$

$$. \frac{N_r}{2} = \frac{17}{2} = 8,5; N_{ss} = 3 \rightarrow N_{ss} < \frac{N_r}{2} \text{ então:}$$

$$\xi_{h,t} = \exp \left[-\alpha_1 F_{bp} \left(1 - \sqrt[3]{\frac{2N_{ss}}{N_r}} \right) \right]$$

$$\xi_{h,t} = \exp \left[-1,35 \times 0,40625 \left(1 - \sqrt[3]{\frac{2 \times 3}{17}} \right) \right] = 0,851413$$

$$. X_t = \frac{(h_m/h_\infty)_{ideal}}{(h_m/h_\infty)_{trocador}}$$

com $N_r = 17$, na Tabela 2.1, $(h_m/h_\infty)_{ideal} = 0,956$

com $N_{r1} = 743$; $(h_m/h_\infty)_{trocador} = 1$

$$X_t = \frac{0,956}{1} = 0,956$$

$$h_{nl} = \frac{j_s \phi_B \xi_{h,t} C_{SGm}}{X_t} \left(\frac{K_S}{C_S \mu_S} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu_S}{\mu_{Te}} \right)^{0,14}$$

da tentativa anterior: $\phi_S = \left(\frac{\mu_S}{\mu_{Te}} \right)^{0,14} = 0,968$

$$h_{nl} = \frac{0,0066 \times 1,10725 \times 0,851413 \times 0,52 \times 483.001,4}{0,956} \times \left(\frac{0,0699}{0,52 \times 0,9071} \right)^{2/3} \times 0,968$$

$$h_{nl} = 443,1 \text{ BTU/h pē}^{20}\text{F}$$

$$\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{nl}} \right)_{ideal} = 0,45 S_3 + 0,10 \left[1 - \exp(-30 S_3) \right] =$$

$$= 0,45 \times 0,45555927 + 0,10 \left[1 - \exp(-30 \times 0,45555927) \right] = 0,305$$

$$\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{nl}} \right)_{trocador} = \left(1 - \frac{h_\ell}{h_{nl}} \right)_{ideal} \times S_4 = 0,305 \times 1,240031$$

$$\left(1 - \frac{h_\ell}{h_{nl}} \right)_{trocador} = 0,378209 \rightarrow \frac{h_\ell}{h_{nl}} = 1 - 0,378209 = 0,62179$$

$$h_\ell = h_{nl} \times 0,62179 = 443,1 \times 0,62179 = 275,52$$

$$h_O = h_\ell = 276,0 \text{ BTU/h pē}^{20}\text{F}$$

(c) Perda de carga

$$Re_S = 33.279,23 \rightarrow f_x = 0,142$$

$$\alpha_1 = 4,0$$

$$\xi_{\Delta P, t} = \exp \left[-4,0 \times 0,40625 \left(1 - \sqrt[3]{\frac{2 \times 3}{17}} \right) \right] = 0,620881$$

$$T_e = 159,8 - 124,0 \left(\frac{1}{276,0} + 0,001 \right) (159,8 - 93,2) = 121,57^\circ\text{F}$$

$$\text{com } T_e = 122^\circ\text{F} \rightarrow \mu_{Te} = 0,47 \text{ cp} = 1,1374 \text{ lbm/h pē}$$

$$\cdot \text{ novo } \phi_s = \left(\frac{0,5}{RT_G} \right)^{0,16} = \left(\frac{0,9071}{1,1574} \right)^{0,16} = 0,968$$

$$\cdot \Delta P_{bp} = \Delta P_b \cdot \epsilon_{AP,t} = \frac{4F \times G_m^2 N}{2\rho_s \phi_s r} \times \epsilon_{AP,t}$$

$$\Delta P_{bp} = \frac{4 \times 0,142 \times (485,001,4)^2 \times 17 \times 0,620881}{2 \times 46,8537 \times 0,968 \times 32,1739 \times 3600^2 \times 144} = 0,25679228$$

$$\Delta P_{bp} = 0,2568 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\cdot V_m = \frac{G_m}{\rho_s} = \frac{485,001,4}{46,8537 \times 3600} = 2,86555 \text{ p\text{e}/s}$$

$$\cdot V_j = \frac{W_s}{S_j \rho_s} = \frac{110,687,82}{0,14489 \times 46,8537 \times 3600} = 4,52915 \text{ p\text{e}/s}$$

$$\cdot V_z = \sqrt{V_m V_j} = \sqrt{2,86553 \times 4,52915} = 3,6015 \text{ p\text{e}/s}$$

$$\cdot \Delta P_j = (2+0,6N_j) \cdot \frac{\rho_s V_z^2}{2} = (2+0,6 \times 5) \times \frac{46,8537 \times 3,6015^2}{2 \times 32,1739 \times 144} = 0,2492 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\cdot \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{ideal} = 0,57S_3^{+0,27} \left[1 - \exp(-20S_3)\right] =$$

$$= 0,57 \times 0,45555927^{+0,27} \left[1 - \exp(-20 \times 0,45555927)\right] = 0,5296$$

$$\cdot \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{trocador} = \left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{ideal} \times S_4^{=0,5296 \times 1,240031} = 0,65672$$

$$\left(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)_{trocador} = 0,65672 \times \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}} = 1 - 0,65672 = 0,34328$$

$$\cdot \Delta P_s = 2\Delta P_{bp} \left(1 + \frac{N_j}{N_r}\right) + \left[(N_{chi}-1)\Delta P_{bp} + N_{chi}\Delta P_j\right] \left(\frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n\ell}}\right)$$

$$\Delta P_s = 2 \times 0,2568 \left(1 + \frac{3}{17}\right) + \left[(56-1) \times 0,2568 + 36 \times 0,2492\right] \times 0,34328$$

$$\Delta P_s = 6,7693 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\Delta P_{\text{bocal } 1} = \Delta P_{\text{bocal } 2} = \rho_s g Z = 0,058567 \text{ lbf/pol}^2$$

$$\text{com } \frac{\mu_s (\text{cp})}{\rho_s \mu_{\text{bsl}}} = 0,001143 \rightarrow Z \cong 0,18 \text{ pé}$$

$$\Delta P_{\text{sl}} = \Delta P_s + \Delta P_{\text{bocal } 1} + \Delta P_{\text{bocal } 2} = 6,7693 + 2 \times 0,58567 = 6,8864$$

$$\Delta P_{\text{ST}} = 6,886 \text{ lbf/pol}^2$$

. Coeficiente global de troca de calor:

$$U = \frac{1}{\frac{0,75}{0,584} \times \frac{1}{1.420,18} + \frac{0,75}{12 \times 2 \times 25,0} \ln\left(\frac{0,75}{0,584}\right) + \frac{1}{276,0} + 0,002 \times \frac{0,75}{0,584} + 0,001}$$

$$U = \frac{1}{0,0084} = 119,05 \rightarrow U = 119,0 \text{ BTU/h pé}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{. Área de troca de calor: } A = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{6.837.850,77}{119,0 \times 40,87}$$

$$A = 1405,94 \text{ pé}^2$$

$$\text{. Área estimada } \rightarrow A_o^1 = 1.320,65 \text{ pé}^2$$

$$\text{. Área calculada } \rightarrow A = 1.405,94 \text{ pé}^2$$

Porcentagem

$$1 - \frac{A}{A_o^1} = 0,0606 \rightarrow \text{A área calculada está a } 6,06 \% \text{ da}$$

área estimada e o trocador encontra-se dimensionado, com os parâmetros seguintes:

diâmetro interno do casco: $d_1 = 21,0 \text{ pol}$

diâmetro externo dos tubos: $d_2 = 0,75 \text{ pol} = 3/4 \text{ pol}$

diâmetro interno dos tubos: $d_i = 0,584 \text{ pol}$

diâmetro do feixe de tubos: $d_3 = 19,25 \text{ pol}$

diâmetro das chicanas: $d_{\text{chi}} = 20,85 \text{ pol}$

diâmetro dos orifícios das chicanas: $d_4 = 0,7812 \text{ pol}$

distância entre centros de tubos adjacentes:

$$p = 0,9375 \text{ pol} = 15/16 \text{ pol}$$

comprimento total dos tubos: $L = 20 \text{ pé}$

comprimento efetivo dos tubos: $L_1 = 19,66 \text{ pé}$

espaçamento entre chicanas: $\ell_3 = 5,5$ pol
 distância entre a chicana e o espelho de tubos da entrada: $\ell_{31} = 19,46$ pol
 distância entre a chicana e o espelho de tubos da saída: $\ell_{32} = 24,04$ pol
 espessura da parede dos tubos (BWG=14): $e = 0,083$ pol
 espessura dos espelhos de tubos: $e_e = 2,0$ pol
 corte das chicanas: $c_{chi} = 16,71\%$
 número de trajatos de tubos: $n=2$
 número de cascos em série: $n_{cs} = 1$
 número total de tubos no trocador: $N_t = 342$ tubos
 número de chicanas: $N_{chi} = 36$ chicanas
 número de pares de tiras selantes: $N_{ss} = 3$
 diâmetro dos bocais do casco, entrada e saída: $D_{bs1} = D_{bs2} = 7$ pol
 diâmetro dos bocais dos tubos, entrada e saída: $D_{bt1} = D_{bt2} = 10$ pol
 número de tubos na janela da chicana: $N_{tj} = 38$ tubos
 número de tubos por chicana: $N_{tchi} = 304$ tubos
 número de tubos na fileira central do trocador: $n_c = 20$ tubos

5 - Discussão

O trocador do exemplo tem seus parâmetros dimensionados de maneira que a área de troca de calor seja suficiente para atender aos requisitos do processo, com o melhor aproveitamento possível das perdas de carga admissíveis do lado dos tubos e do casco. Na Tabela 4.15, são apresentados alguns parâmetros listados pelo computador durante a execução do programa de dimensionamento. Eles fornecem uma base para a análise das tentativas realizadas, sendo ACALC o valor da porcentagem entre as áreas estimada e calculada. I2 é o número que indica quantas tentativas foram realizadas com cada valor admitido do coeficiente global de troca de calor. No fim de cada tentativa são feitos testes entre as áreas estimada e calculada e entre as perdas de carga admissível e calculada. Neste ponto o programa altera ou não o valor do coeficiente global de troca de calor e/ou do espaçamento entre as chicanas. O número de

trajetos de tubos foi fixado na primeira tentativa como resultado dos testes entre as perdas de carga do lado dos tubos admissível e calculada. Estão mostrados os resultados consecutivos das tentativas realizadas, até a tentativa nº 73, que dá os melhores resultados para $U_o = 118,5 \text{ BTU/h pē}^{20}\text{F}$. Para valores de U_o iguais a 124,0, 129,5 e 135,0 BTU/h pē²⁰F só estão mostrados os resultados da melhor tentativa obtidas com cada um deles.

Como pode ser visto na referida tabela, pode ocorrer que valores diferentes do coeficiente global de troca de calor estimado inicialmente (U_o), levem a um mesmo trocador, isto é, a uma mesma área A_o' . O processo de otimização encontra o espaçamento entre chicanas, para cada U_o , que leva a uma menor diferença entre as áreas estimada e calculada e, simultaneamente, ao melhor aproveitamento das perdas de carga disponíveis.

O trocador escolhido é dado por:

$$\begin{aligned} U_o &= 124,0 \text{ BTU/h pē}^{20}\text{F} , \\ d_1 &= 21,0 \text{ pol} , \\ l_3 &= 5,5 \text{ pol} , \\ n &= 2 . \end{aligned}$$

A Tabela 4.16 mostra os parâmetros do trocador listados pelo computador no final do dimensionamento. A Figura 4.12 mostra a folha de dados, padrão da TEMA, preenchida com os parâmetros do trocador dimensionado.

TABELA 4.15 - PARÂMETROS LISTADOS PELO COMPUTADOR, PARA ANÁLISE DAS TENTATIVAS DO DIMENSIONAMENTO DA ÁREA DE TROCA DE CALOR

TENTATIVAS							
PARÂMETROS	1. ^a	2. ^a	3. ^a	4. ^a	5. ^a	6. ^a	7. ^a
I ₂	0	1	0	1	0	1	0
U _o	80,0	80,0	85,5	85,5	91,0	91,0	96,5
ℓ ₃	12,5	12,0	12,50	12,0	12,5	12,0	12,5
d ₁	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0	23,25
ΔP _{tT}	4,53	4,53	4,525	4,525	4,525	4,525	6,223
A _o ¹	1953,94	1953,94	1953,94	1953,94	1953,94	1953,94	1621,85
A	1746,01	1745,96	1772,54	1747,58	1774,22	1749,00	1763,57
ΔP _{ST}	1,112	1,241	1,113	1,242	1,114	1,243	1,091
ACALC	0,106	0,106	0,093	0,106	0,092	0,105	0,08
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	8. ^a	9. ^a	10. ^a	11. ^a	12. ^a	13. ^a	14. ^a
I ₂	1	2	3	4	5	6	7
U _o	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5
ℓ ₃	12,0	11,5	11,0	10,5	10,0	9,5	9,0
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223
A _o ¹	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1736,11	1713,37	1684,90	1631,03	1605,57	1588,07	1565,68
ΔP _{ST}	1,22	1,323	1,486	1,70	1,90	2,161	2,418
ACALC	0,066	0,053	0,037	0,006	0,01	0,021	0,035
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	15. ^a	16. ^a	17. ^a	18. ^a	19. ^a	20. ^a	21. ^a
I ₂	8	9	10	11	12	13	14
U _o	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5	96,5
ℓ ₃	8,5	8,0	7,5	7,0	6,5	6,0	5,5
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223	6,223
A _o ¹	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1550,07	1530,16	1516,20	1500,15	1488,19	1476,60	1472,63
ΔP _{ST}	2,744	3,172	3,416	3,890	4,535	5,228	5,987
ACALC	0,044	0,057	0,065	0,075	0,082	0,09	0,092

TABELA 4.15 - PARÂMETROS LISTADOS PELO COMPUTADOR, PARA ANÁLISE DAS TENTATIVAS DO DIMENSIONAMENTO DA ÁREA DE TROCA DE CALOR - (continuação)

TENTATIVAS							
PARÂMETROS	22 ^a	23 ^a	24 ^a	25 ^a	26 ^a	27 ^a	28 ^a
I ₂	15	16	0	1	2	3	4
U _o	96,5	96,5	102,0	102,0	102,0	102,0	102,0
ℓ ₃	5,0	4,05	11,625	11,125	10,625	10,125	9,625
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,223	6,223	6,217	6,217	6,217	6,217	6,217
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1471,48	1472,28	1714,06	1693,24	1638,61	1612,81	1594,19
ΔP _{sT}	6,105	6,403	1,308	1,463	1,761	1,867	2,128
ACALC	0,093	0,092	0,054	0,042	0,010	0,006	0,017
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	29 ^a	30 ^a	31 ^a	32 ^a	33 ^a	34 ^a	35 ^a
I ₂	5	6	7	8	9	10	11
U _o	102,0	102,0	102,0	102,0	102,0	102,0	102,0
ℓ ₃	9,125	8,625	8,125	7,625	7,125	6,625	6,125
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,217	6,217	6,217	6,217	6,217	6,217	6,217
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1572,58	1555,52	1536,03	1520,97	1504,51	1488,61	1479,66
ΔP _{sT}	2,366	2,701	3,012	3,363	3,831	4,372	5,023
ACALC	0,030	0,041	0,053	0,062	0,072	0,082	0,088
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	36 ^a	37 ^a	38 ^a	39 ^a	40 ^a	41 ^a	42 ^a
I ₂	12	13	0	1	2	3	4
U _o	102,0	102,0	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5
ℓ ₃	5,625	5,125	11,625	11,125	10,625	10,125	9,625
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,217	6,217	6,21	6,21	6,21	6,21	6,21
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1474,31	1471,42	1714,78	1700,29	1645,20	1614,26	1595,59
ΔP _{sT}	5,81	6,01	1,313	1,469	1,763	1,869	2,129
ACALC	0,091	0,093	0,054	0,046	0,014	0,005	0,016

TABELA 4.15 - PARÂMETROS LISTADOS PELO COMPUTADOR, PARA ANÁLISE DAS TENTATIVAS DO DIMENSIONAMENTO DA ÁREA DE TROCA DE CALOR -(continuação)

TENTATIVAS							
PARÂMETROS	43. ^a	44. ^a	45. ^a	46. ^a	47. ^a	48. ^a	49. ^a
I ₂	5	6	7	8	9	10	11
U _o	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5
ℓ ₃	9,125	8,625	8,125	7,625	7,125	6,625	6,125
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,21	6,21	6,21	6,21	6,21	6,21	6,21
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1573,94	1556,85	1536,57	1522,22	1505,02	1489,79	1480,15
ΔP _{ST}	2,368	2,703	3,0142	3,366	3,834	4,375	5,027
ACALC	0,030	0,040	0,053	0,061	0,072	0,081	0,087
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	50. ^a	51. ^a	52. ^a	53. ^a	54. ^a	55. ^a	56. ^a
I ₂	0	1	2	3	4	5	6
U _o	113,0	113,0	113,0	113,0	113,0	113,0	113,0
ℓ ₃	11,625	11,125	10,625	10,125	9,625	9,125	8,625
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25
ΔP _{tT}	6,205	6,205	6,205	6,205	6,205	6,205	6,205
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85
A	1715,52	1700,11	1645,88	1620,65	1597,00	1574,53	1557,42
ΔP _{ST}	1,313	1,469	1,77	1,871	2,131	2,37	2,705
ACALC	0,055	0,046	0,015	0,001	0,015	0,029	0,040
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	57. ^a	58. ^a	59. ^a	60. ^a	61. ^a	62. ^a	63. ^a
I ₂	7	8	9	10	11	12	0
U _o	113,0	113,0	113,0	113,0	113,0	113,0	118,5
ℓ ₃	8,125	7,625	7,125	6,625	6,125	5,625	10,5
d ₁	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	23,25	21,0
ΔP _{tT}	6,205	6,205	6,205	6,205	6,205	6,205	8,89
A' _o	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1621,85	1320,65
A	1537,86	1522,75	1506,24	1490,29	1481,31	1475,28	1633,39
ΔP _{ST}	3,017	3,368	3,837	4,378	5,03	5,818	1,637
ACALC	0,052	0,061	0,071	0,081	0,087	0,09	0,191

TABELA 4.15 - PARÂMETROS LISTADOS PELO COMPUTADOR, PARA ANÁLISE DAS TENTATIVAS DO DIMENSIONAMENTO DA ÁREA DE TROCA DE CALOR - (continuação).

TENTATIVAS							
PARÂMETROS	64 ^a	65 ^a	66 ^a	67 ^a	68 ^a	69 ^a	70 ^a
I ₂	1	2	3	4	5	6	7
U _o	118,50	118,50	118,50	118,50	118,50	118,50	118,50
ℓ ₃	10,0	9,5	9,0	8,5	8,0	7,5	7,0
d ₁	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0	21,0
ΔP _{tT}	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89	8,89
A' _o	1320,65	1320,65	1320,65	1320,65	1320,65	1320,65	1320,65
A	1622,40	1593,63	1572,63	1545,53	1485,11	1461,38	1444,75
ΔP _{sT}	1,878	2,111	2,434	2,745	3,275	3,691	4,382
ACALC	0,186	0,171	0,16	0,146	0,111	0,096	0,086
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	71 ^a	72 ^a	73 ^a	...	85 ^a	...	97 ^a
I ₂	8	9	10	...	10	...	10
U _o	118,5	118,5	118,5	...	124,0	...	129,5
ℓ ₃	6,5	6,0	5,5	...	5,5	...	5,5
d ₁	21,0	21,0	21,0	...	21,0	...	21,0
ΔP _{tT}	8,89	8,89	8,89	...	8,883	...	8,876
A' _o	1320,65	1320,65	1320,65	...	1320,65	...	1320,65
A	1424,02	1409,45	1392,67	...	1392,52	...	1394,20
ΔP _{sT}	5,094	5,945	6,806	...	6,811	...	6,815
ACALC	0,073	0,063	0,052	...	0,052	...	0,053
TENTATIVAS							
PARÂMETROS	...	109 ^a					
I ₂	...	10					
U _o	...	135,0					
ℓ ₃	...	5,5					
d ₁	...	21,0					
ΔP _{tT}	...	8,869					
A' _o	...	1320,65					
A	...	1394,66					
ΔP _{sT}	...	6,82					
ACALC	...	0,053					

TABELA 4.16 - RESULTADOS DOS PARÂMETROS DO TROCADOR, DIMENSIONA
DOS NO COMPUTADOR.

TYPE RESULT,1

PROCES=	RESERV	TIPO=	CTIPUS
ARR =	TRIANG	TUBO =	TUBORE
MATERS=	ACCARB	ACARER=	ACCARB
ROD =	0.0010	ROD =	0.0020
DELPAS=	7.20	DELPAS=	9.40
PPS =	102.54	PPS =	68.34
PPBS =	150.00	PPBS =	150.00
Q =	6832850.77	QCALC =	0.055
HJ =	1003.10	HJ =	281.80
WS =	110687.82	WS =	475744.98
RDS =	46.8937	DS =	0.5200
KS =	0.0699	DS =	0.9071
ROT =	62.2427	DT =	0.9980
KY =	0.3360	NH =	1.6933
TS1 =	219.20	TS =	100.40
TT1 =	95.00	TT =	9.1.20
TS =	159.80	TS =	143.20
TFS =	209.80	TS =	1396.04
AO =	1326.65	TS =	120.62
HO =	128.00	TS =	0.7500
DIFD =	21.0000	TS =	0.7812
D3PD =	19.2500	TS =	20.8000
DTFD =	0.5840	TS =	20.6000
PPD =	0.9375	TS =	5.5000
LIPE =	19.6667	TS =	24.0139
L3J =	19.4841	TS =	2.0000
LCFO =	3.5000	TS =	1.2500
E =	0.0830	TS =	0.000005
D =	0.1875	TS =	1
N =	2	TS =	36
NT =	342	TS =	14
RSS =	3	TS =	7
DBS1 =	7	TS =	10
DBT1 =	10	TS =	304
NTJ =	38	TS =	0.16712
NC =	20	TS =	6.68
KPT =	25.0000	TS =	8.88
DELPST=	6.81	TS =	

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 4.1 - GOLDSTEIN JP. L. e GUMIEIRO, D. - "Projeto de Trocadores Casco e Tubo", Apostila do Curso de Informação sobre Trocadores de Calor, Instituto Brasileiro de Petróleo - Parte 1.
- 4.2 - STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION - TEMA, Inc., 5th edition, 4th printing, New York (1974).
- 4.3 - SHAH, R.K. - "Classification of Heat Exchangers", do livro Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, editado por S. Kakaç, A.E. Bergles e F. Mayinger, McGraw-Hill Book Company, pp. 9-46, (1980).
- 4.4 - BELL, K.J. - "Construction Features of Shell and Tube Heat Exchangers", do livro Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, editado por S. Kakaç, A. E. Bergles e F. Mayinger, McGraw-Hill Book Company, pp. 537-558 (1980).
- 4.5 - KERN, D.Q. - "Process Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co., New York (1950).
- 4.6 - SHAMES, I.H. - "Mecânica dos Fluidos - Análise de escoamentos", Editora Edgard Blücher Ltda., Capítulo 10, vol. 2, (1973).
- 4.7 - TELLES, P.C.S. - "Tubulações Industriais", Editora Livros Técnicos e Científicos, Rio de Janeiro (1974).
- 4.8 - KREITH, F. - "Princípios de Transmissão de Calor", Editora Edgard Blücher Ltda., Capítulo 12 (1977).
- 4.9 - BOWMANN, B.A., MUELLER, A.C. and NAGLE, W.M. - "Mean Temperature Difference in Design", Transactions of the ASME, May, pp. 283-294 (1940).

- 4.10 - BELL, K.J. - "Preliminary Design of Shell and Tube Heat Exchangers" - do livro Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, Editado por S. Kakaç, A. E. Bergles and F. Mayinger, McGraw-Hill Book Co., New York, pp. 559-579 (1980).
- 4.11 - BELL, K.J. - "Estimate S&T Exchanger Design Fast", Oil and Gas Journal, Dec. 4, vol. 76 nº 49 (1978).
- 4.12 - SCOVILL HEAT EXCHANGER TUBE MANUAL - Scovill Manufacturing Co., Connecticut, USA, 3rd edition, p. 69 (1957).
- 4.13 - MUELLER, A.C. - "Heat Exchangers", Handbook of Heat Transfer, editado por W.M. Rohsenow e J.P. Hartnett, Capítulo 18, McGraw-Hill Book Co., New York (1973).
- 4.14 - BELL, K.J. - "Delaware Method for Shell Side Design", do livro Heat Exchangers Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design, editado por S. Kakaç, A. E. Bergles e F. Mayinger, McGraw-Hill Book Company, New York, pp. 581-618, (1980).
- 4.15 - TINKER, T. - "Shell Side Characteristics of Shell-and-Tube Heat Exchangers - A Simplified Rating System for Commercial Heat Exchangers", Transactions of the ASME, January, pp. 36-52 (1958).
- 4.16 - KAYS, W.M. and PERKINS, H.C. - "Forced Convection, Internal Flow in Ducts", Handbook of Heat Transfer, por W. M. Rohsenow e J.P. Hartnett, Capítulo 7, McGraw-Hill Book Co., New York (1973).
- 4.17 - PIERCE, B.L. - "Heat Transfer Colburn-Factor Equation Spans all Fluid-Flow Regimes", Chemical Engineering, December 17, pag. 113 (1979).
- 4.18 - CHURCHILL, S.W. - "Friction-Factor Equation Spans all Fluid Flow Regimes", Chemical Engineering, November 7, pp. 91-92 (1977).

- 4.19 - KAYS, W.M. - "Loss Coefficients for Abrupt Changes in Flow Cross Sections with Low Reynolds Number Flow in Single and Multiple-Tube Systems", Transactions of the ASME, vol. 72, pp. 1067-1074 (1950).

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES

Os métodos de KERN, TINKER e BELL para o cálculo do coeficiente de película e da perda de carga do escoamento do lado do casco, para trocadores de calor casco e tubo sem mudança de fase, foram comparados entre si e em relação a dados experimentais. Como resultado da análise, pode-se dizer o seguinte:

O método de KERN é o mais simples de todos; ele não leva em conta o tipo de arranjos de tubos, cortes de janela diferentes de 25%, nem os desvios e vazamentos que ocorrem no trocador, e isto pode ser uma explicação do porque, da maior dispersão e imprecisão dos seus resultados, comparados com os outros dois métodos examinados. Como o método de KERN admite que o casco é preenchido totalmente pelo feixe de tubos, o que resulta em maiores velocidades para o escoamento cruzado no casco, pode-se verificar uma maior precisão de cálculo para os trocadores com menores folgas casco-feixe de tubos. É o caso, por exemplo, dos trocadores 7, 10 e 11, que têm menores folgas do que os trocadores 1, 2, 3, 6 e 12. Observa-se também que, o método de KERN oferece resultados mais precisos no regime turbulento do que nos regimes laminar e de transição. Os resultados do coeficiente de película são sempre subestimados e a perda de carga sempre superestimada.

Tanto quanto se pode constatar, é a primeira vez na literatura aberta que o método de KERN é comparado a valores experimentais.

O método de TINKER é o mais elaborado de todos, permitindo que se quantifique e se identifique o efeito das várias correntes em que se divide o escoamento do lado do casco, havendo interação entre as mesmas, o que não ocorre nos demais métodos. Os resultados da perda de carga mostram uma tendência à superestimação em REYNOLDS baixos e à subestimação para REYNOLDS altos. Uma certa proximidade da estimativa correta ocorreu para REYNOLDS entre 300 e 10.000. Os coeficientes de película foram previstos muito melhores do que foram as perdas de carga, sendo os resultados mais agrupados do que os métodos de KERN e BELL nas faixas de

REYNOLDS entre 1 e 500; para REYNOLDS acima de 500, BELL se mostrou bem melhor.

O método de BELL, diferentemente do método de TINKER considera os fatores de correção independentes um do outro; mesmo assim ele apresentou em geral, um melhor agrupamento dos pontos de comparação dos valores calculados e experimentais, tanto para a troca de calor como para a perda de carga. Os trocadores 2, 3, 4, 6, 9 e 12, que possuem maiores folgas mas utilizam tiras selantes, favorecem a uma melhor estimativa da troca de calor ao longo dos regimes de escoamento. Na faixa dos números de REYNOLDS entre 500 e 10.000, ele se mostra melhor agrupado em torno do valor 1,0, na troca de calor, do que o método de TINKER. Embora a perda de carga tenha mostrado vários pontos na região de subestimação, o método apresenta uma melhor estimativa à medida que o escoamento do lado do casco se aproxima do regime turbulento. Os trocadores acima também são os que obtiveram uma melhor estimativa para a perda de carga pelo método de BELL.

Os resultados deste trabalho são relativamente modestos do ponto de vista de dados experimentais apresentados porque, qualquer novo levantamento experimental é oneroso e complicado, não consistindo objetivo deste trabalho, e não há, como se pode constatar, outros dados disponíveis na literatura aberta. Mesmo assim, foram apresentados mais dados experimentais do que separadamente cada autor, isto é, BELL ou TINKER tiveram à disposição, visto que aqui foram reunidos os resultados de testes utilizados por ambos.

Num exame crítico das figuras que mostram a comparação dos valores calculados e experimentais, pelos métodos de KERN, TINKER e BELL, verifica-se que o resultado não é animador, levantando a dúvida quanto à validade de sua aplicação e quanto ao aparente sucesso dos trocadores que ao longo do tempo têm sido calculados por esses métodos, sendo o de KERN o mais popular de todos, devido à sua acessibilidade e simplicidade.

Quanto à validade da aplicação desses métodos pode-se argumentar que não há outros métodos disponíveis na literatura aberta. Qualquer novo desenvolvimento esbarra na complexidade do problema e na possível concorrência de métodos mais sofisticados disponíveis contra pagamento por parte de instituições particulares, como o HTRI nos Estados Unidos e o HTFS na Inglaterra. Tais métodos decorrem de aperfeiçoamentos introduzidos na metodo-

logia básica de TINKER e requerem computadores poderosos para sua aplicação. Os custos da implantação destes métodos são elevados, reduzindo o número de usuários que justifiquem sua aquisição. Pode-se concluir que há espaço para métodos mais simples, disponíveis na literatura aberta. Faltava, no entanto, compará-los entre si e estabelecer as margens de erro envolvidas.

Como explicar o aparente sucesso dos trocadores calculados usando os métodos em discussão, sabendo-se agora a taxa de erros envolvida:

A perda de carga é consistentemente superestimada por praticamente todos os métodos, principalmente pelo de KERN. As condições de processo, portanto, são sempre respeitadas, e a folga introduzida praticamente absorvida no sistema de tubulações de processo, onde outras folgas costumam ser consideradas.

A superestimação do coeficiente de película, que significa um subdimensionamento da superfície de troca térmica, ocorre apenas em determinadas situações, para determinados regimes de escoamento. O erro se torna importante apenas quando o coeficiente de película do lado do casco constitui a resistência térmica dominante. Mesmo assim, tem-se uma margem de segurança adicional, representada pelo fator de depósito ou incrustação, normalmente superestimado. Este fator, aliás, ainda constitui área em que muita pesquisa deve ser feita.

Os erros que poderiam levar ao subdimensionamento da superfície de troca térmica são, pois, contornados pelas margens de segurança mencionadas. O que pode ocorrer e deve ter ocorrido na maioria das vezes é o superdimensionamento dos trocadores, o que geralmente passa sem ser percebido. O maior mérito dos métodos mais recentes, desenvolvidos pelo HTRI e HTFS, é a sua maior precisão e confiabilidade, que resulta em trocadores mais compactos e, portanto, de menor investimento do que os provenientes dos métodos disponíveis na literatura aberta, que foram estudados neste trabalho.

O método de cálculo proposto permite a otimização da superfície de troca térmica, indicando a área mínima de troca de calor para um máximo aproveitamento das perdas de carga disponíveis.

ANEXO A

SEQUÊNCIAS DE CÁLCULO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO NO CASCO

A.1 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E DA PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO DO LADO DOS TUBOS E DO LADO DO CASCO, ATRAVÉS DO MÉTODO DE KERN.

(a) Troca de calor para o escoamento dentro dos tubos

. área da seção de escoamento nos tubos: $a_t = \frac{a'_t N_t}{144n} (\text{pé}^2)$ (A.1.a)

onde a'_t é encontrada na Tabela 4.4 em função do diâmetro externo do tubo (d_2) e do BWG do tubo.

. fluxo de massa: $G_t = \frac{w_t}{a_t} \text{ (lbm/hpe}^2\text{)}$ (A.1.b)

. velocidade do fluido nos tubos: $V_t = \frac{G_t}{3600 \rho_t} \text{ (pé/s)}$ (A.1.c)

. número de REYNOLDS: $Re_t = \frac{D_i G_t}{\mu_t}$ (A.1.d)

onde d_i é encontrado na Tabela 4.4, em função de d_2 e do BWG do tubo, e $D_i = \frac{d_i}{12} \text{ (pé)}$.

μ_t é encontrado na Figura 14 do KERN^(2.1) na temperatura média do fluido do tubo (ou temperatura calórica calculada pelas equações (2.1), (2.2), (2.3), (2.4a) e (2.4b)) com as coordenadas x e y retiradas na tabela da figura.

. fator de troca de calor (f_t): definido pela equação (2.9) e encontrado na Figura A.1.1^(2.1) com o valor do número de REYNOLDS e com o valor de (L_1/d_i) .

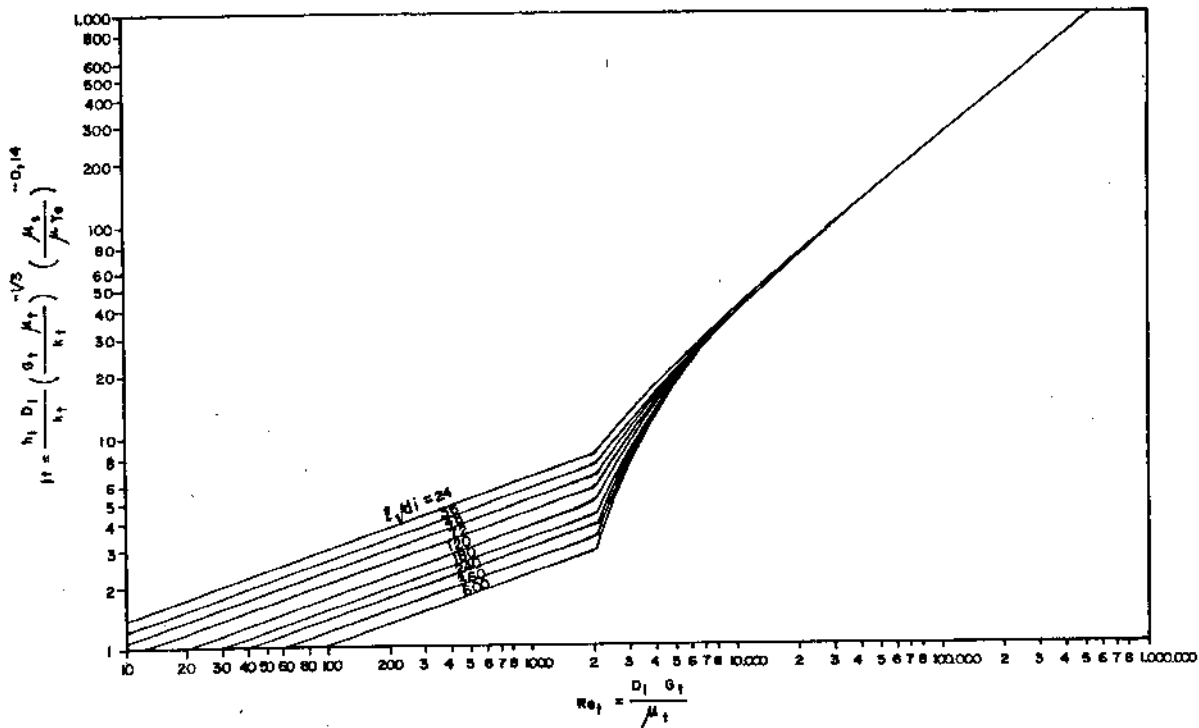


FIGURA A.1.1 - FATOR DE TROCA DE CALOR PARA O FLUIDO ESCOANDO NO INTERIOR DOS TUBOS^(2.1).

. número de PRANDTL: $Pr_t = \frac{C_t \mu_t}{K_t}$ (A.1.e)

. coeficiente de película para o lado dos tubos. Da definição do fator de troca de calor para os tubos, equação (2.9) vem:

$$h_i = j_t \frac{K_t}{D_i} \left(\frac{C_t \mu_t}{K_t} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_{Te}} \right)^{0,14} \quad (\text{BTU/h pé}^2\text{°F}) \quad (\text{A.1.f})$$

(b) Troca de calor para o escoamento do lado do casco.

. área da seção de escoamento equivalente no casco (a_s): equação (2.5).

. fluxo de massa (G_s): equação (2.6).

. número de REYNOLDS (Re_s): equação (2.11) onde D_e é calculado pelas equações (2.7) e (2.8), em p_e e o μ_s é retirado da Figura

14 do KERN(2.1) com a temperatura média do fluido do casco (ou temperatura calórica calculada pelas equações (2.1), (2.2), (2.3), (2.4a) e (2.4b)) com as coordenadas x e y retiradas na tabela da figura.

. fator de troca de calor (j_s): definido pela equação (2.10) e encontrado na Figura 2.1 em função do Re_s .

. número de PRANDTL: $Prd_s = \frac{C_s \mu_s}{K_s}$ (A.1.g)

. coeficiente de película para o lado do casco (h_o). Da definição do fator de troca de calor para o casco, equação (2.10) vem:

$$h_o = j_s \frac{K_s}{D_e} \left(\frac{C_s \mu_s}{K_s} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_{T_e}} \right)^{0,14} \text{ (BTU/h pé}^{20}\text{F)} \quad (\text{A.1.h})$$

(c) Temperatura da parede do tubo e correção para h_o e h_i .

. a temperatura da parede do tubo é calculada pelas equações (2.12a), (2.12b), (2.13a) e (2.13b), usando os valores não corrigidos de h_o e h_{io} , isto é, $\frac{h_o}{\phi_s}$ e $\frac{h_{io}}{\phi_t}$ pois ainda não se conhece a temperatura da parede.

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_{T_e}} \right)^{0,14} \quad (\text{A.1.i})$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_{T_e}} \right)^{0,14} \quad (\text{A.1.j})$$

. com a temperatura T_e , retira-se o valor de μ_{T_e} na Figura 14 do KERN(2.1), usando as coordenadas x e y para o fluido dos tubos, retiradas na tabela da figura.

. com o valor de μ_{T_e} determina-se ϕ_t e ϕ_s .

. com os valores de ϕ_t e ϕ_s corrige-se h_o e h_i como indicado nas equações (2.14) e (2.15), sendo:

$$h_{io} = h_i \left(\frac{d_i}{d_2} \right) \quad (\text{A.1.k})$$

(d) Perda de carga para o escoamento do lado dos tubos.

. fator de atrito (f_t): encontrado na Figura A.1.2 em função do número de REYNOLDS Re_t .

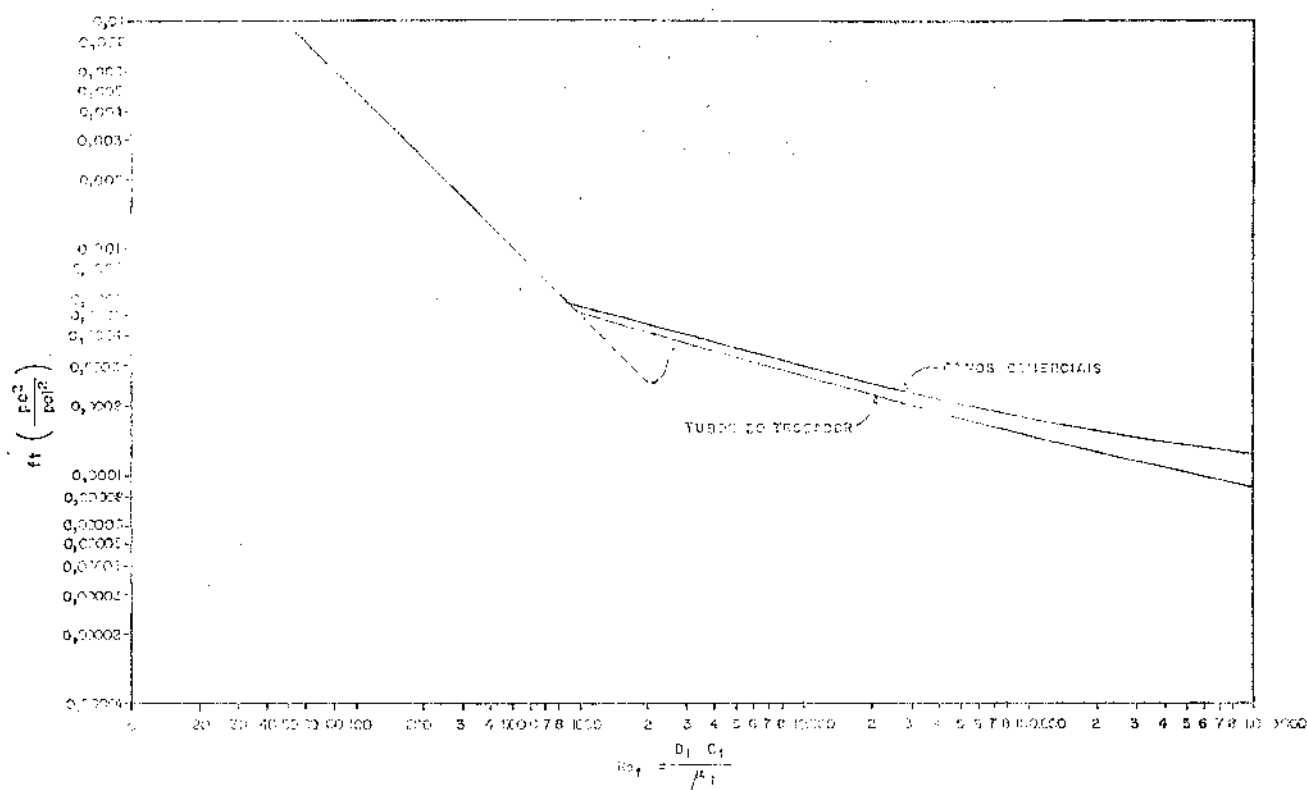


FIGURA A.1.2 - FATOR DE ATRITO PARA O FLUIDO DOS TUBOS^(2.1).

$$\text{perda de carga: } \Delta P_t = \frac{f_t G_t^2 L_t n}{2 \rho_t D_t \phi_t (3600)^2} \left(\frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2} \right) \quad (\text{A.1.2})$$

. perda de carga no retorno dos tubos (ΔPr):

$$\text{definida por: } \Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{V_t^2}{2} \left(\frac{62,5}{144} \right) \left(\frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2} \right) \quad (\text{A.1.m})$$

onde s é a densidade relativa do fluido do tubo, encontrada na Figura 6 do KERN^(2.1) para hidrocarbonetos e água, em função da temperatura.

Para densidades relativas iguais a 1,0, o termo $\frac{V_t^2}{2} \left(\frac{62,5}{144} \right)$ é encontrado na Figura 27 do KERN^(2.1) em função do fluxo de massa nos tubos (G_t).

. perda de carga total para o escoamento do lado dos tubos:

$$\Delta P_{-T} = \Delta P_t + \Delta Pr \left(\frac{\text{lb f}}{\text{pol}^2} \right) \quad (\text{A.1.n})$$

(c) Perda de carga para o escoamento do lado do casco
(ΔP_{ST})

- . fator de atrito para o escoamento do lado do casco (f_s): encontrado na Figura 2.3 em função do número de REYNOLDS (Re_s).
- . número de vezes que o feixe é cruzado (N_{cruza}): definido pela equação (2.16).
- . perda de carga para o lado do casco (ΔP_s): definida pela equação (2.17).

A.2 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E PERDA DE CARGA PARA O ESCOAMENTO DO LADO DO CASCO ATRAVÉS DO MÉTODO DE TINKER

A.2.1 - Sequência de Cálculo

(a) Características geométricas do trocador

- . constantes c_{14} , c_{15} e c_{16} : equações (2.25a), (2.25b) e (2.25c) respectivamente.

Caso sejam usadas tiras selantes, calcula-se e usa-se um novo c_{14} : equação (2.25e).

- . constante c_3 : equação (2.25d) onde c_2 é suposto ser igual ao corte da chicana.

- . constante para a área do escoamento cruzado (C_c): equações (2.29a), (2.29b) ou (2.29c), com $c_4 = 0,97$ na Tabela A.2.

- . área da seção do escoamento cruzado limitado pelo feixe de tubos (A_x): equação (2.33).

- . fração da seção transversal do casco não ocupada por tubos (α): equação (2.28).

- . multiplicador de A_x , para obter a média geométrica de A_x , A_j (M_j): equações (2.26) e (2.27) com C definido no texto.
- . multiplicador de A_x para o cálculo do número de REYNOLDS para a troca de calor (M): equações (2.28) e (2.31).
- . correção para o coeficiente de película do lado do casco (E_s): equações (2.37) e (2.38).
- . constante para as fileiras dos tubos cruzadas no escoamento cruzado (C_y): equações (2.50a), (2.50b) e (2.50c).
- . fator de perda de carga para a janela da chicana (Y): equações (2.55) e (2.56).
- . número de espaços entre chicanas (N_{ec}): equação (2.49).

(b) Troca de calor para o escoamento do lado do casco

- . parâmetro para o cálculo da troca de calor (N_h): equações (2.22), (2.23) e (2.24).
- . fração da descarga do escoamento que atravessa a seção A_x , para cálculo do número de REYNOLDS para a troca de calor (F_h): equação (2.20).
- . número de REYNOLDS para a troca de calor (Re_h): equação (2.32).
- . fator de transferência de calor (B_c): Figuras 2.5, 2.6 e 2.7 em função do número de REYNOLDS e da razão p/d_2 .
- . coeficiente de película para o escoamento entre as chicanas extremas (h_{ob}): equação (2.36).
- . coeficiente de película para o lado do casco (B_o): equação (2.39).

(c) Perda de carga para o lado do casco.

- . parâmetro para cálculo da perda de carga (K_p): equações (2.44), (2.45) e (2.46).
- . fração da descarga do escoamento que atravessa a seção A_x , para o cálculo do número de REYNOLDS para a perda de carga (F_p):

equação (2.42).

. número de REYNOLDS para a perda de carga (Re_p): equação (2.47).

. fator de atrito do fluxo cruzado para a perda de carga (f_x): Figuras 2.8, 2.9 e 2.10 em função do número de REYNOLDS e da razão p/d_2 .

. perda de carga para o lado do casco (ΔP_s): equação (2.54), multiplicada por 344 para obter o resultado em lb/ft^2 .

A.2.2 - Dedução das expressões finais para os parâmetros de troca de calor N_h e de perda de carga N_p definidos no método de TINKER (2.5).

(a) Parâmetro N_h para o cálculo da troca de calor.

O parâmetro N_h foi definido no capítulo 2 pela equação (2.21):

$$N_h = \frac{Q_{CR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1} \right)^{1/2} + \frac{Q_{AR}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1} \right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1} \right)^{1/2} \quad (A.2.1.a)$$

onde Q_{AR} , Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} são as frações do escoamento segundo as correntes A, B, C, D e E (Figura 2.4) respectivamente, apresentadas na referência (2.5); elas são resumidas na Tabela A.1 para cada tipo de arranjo de tubos no trocador.

Para teste de aplicação das suposições feitas por TINKER, foram realizados experimentos em uma ampla faixa de trocadores comerciais. Essas suposições estão listadas na Tabela A.2 juntamente com os erros de aproximação correspondentes.

. N_h para o arranjo triangular de tubos. Substituindo na equação (A.2.1.a) as expressões de Q_{AR} , Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} para o arranjo triangular de tubos tem-se:

TABELA A.1 - QUANTIDADES RELATIVAS DAS CORRENTES DE FLUIDO NO TROCADOR PARA OS ARRANJOS DE TUBOS TRIANGULAR, QUADRA DO E QUADRADO ROTACIONADO^(2.5).

CORRENTES	ARRANJOS DE TUBOS
	TRIANGULAR
Q_{AR}	$0,97 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-2} (d_4^2 - d_2^2)$
Q_{BR}	$0,95 c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)$
Q_{CR}	$0,95 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}$
Q_{ER}	$3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})$
	QUADRADO
Q_{AR}	$0,927 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-2} (d_4^2 - d_2^2)$
Q_{BR}	$1,0 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)$
Q_{CR}	$1,0 (c_7 c_9 c_{10})^{1/2} \epsilon_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}$
Q_{ER}	$3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})$
	QUADRADO ROTACIONADO
Q_{AR}	$0,927 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-2} (d_4^2 - d_2^2)$
Q_{BR}	$1,18 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)$
Q_{CR}	$0,84 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}$
Q_{ER}	$3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})$

onde os parâmetros $c_1, c_3, c_4, c_5, c_6, c_7, c_8, c_9, c_{10}, c_{11}, P, d_1, d_2, d_3, d_4, d_{chi}, \epsilon_3$ e $(1+x)$ estão definidos na nomenclatura dada.

TABELA A.2 - SUPOSIÇÕES QUANTO ÀS DIMENSÕES E FATORES DE RESISTÊNCIA PARA TROCADORES COMERCIAIS; COM OS CORRESPONDENTES ERROS DE APROXIMAÇÃO^(2.5).

DIMENSÕES	VALOR	ERRO(%)
Largura média do feixe de tubos entre as janelas das chicanas relativamente ao diâmetro do feixe:		
c_4	0,97	± 3
Fração aproximada dos tubos existentes relativamente à contagem teórica admissível: c_1	0,94	± 4
Valor de M_j : baseado num p/d_2 de 1,25 a 1,50	-	± 7
FATORES DE RESISTENCIA		
Multiplicador do fator de atrito para alta velocidade de corrente C: c_{10}	0,667	± 18
Perda de altura dinâmica através dos orifícios tubo-chicana: c_6	4	± 50
Perda de altura dinâmica para o fluxo através de uma fileira de tubos: $c_7=c_8$	0,6	± 20
Perda de altura dinâmica no escoamento entre a chicana e o casco: c_{11}	3,0	± 50
Perda de altura dinâmica no escoamento através da janela da chicana: c_{12}	2,0	± 50
Expressão: $(1 - \frac{\lambda_c}{d_1})^{1/2} (1+x)^{1/2}$	0,95	± 10

onde:

$(1+x)$ = fator para a perda de carga relativa no escoamento cruzado pela janela da chicana.

M_j = multiplicador da área A_x para obter a média geométrica de A_x e A_j , sendo:

A_x = área da seção do escoamento cruzado limitado pelo feixe de tubos.

A_j = área para o escoamento na janela da chicana.

$$\begin{aligned}
N_h = & \frac{p^{1/2} [0,93 (c_8 c_9 c_{10})^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}]}{d_1^{1/2} [0,93 c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} + \\
& + \frac{p^{1/2} [1,07 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-2} (d_4^2 - d_2^2)]}{d_1^{1/2} [0,93 c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} + \\
& + \frac{p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} (d_1 - d_{chi})]}{d_1^{1/2} [0,93 c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} \quad (A.2.1.b)
\end{aligned}$$

Das equações (2.25a), (2.25b) e (2.25c) tem-se respectivamente:

$$d_3 = \frac{d_1}{c_{14}} \quad ; \quad d_4 - d_2 = c_{15} d_2 \quad ; \quad d_1 - d_{chi} = c_{16} d_1$$

TINKER definiu também:

$$c_5 = c_9 = 1 - \frac{\ell_c}{d_1} \quad ; \quad d_4^2 - d_2^2 = 2d_2 (d_4 - d_2)$$

Mas $d_4 - d_2 = c_{15} d_2$ então: $d_4^2 - d_2^2 = 2d_2 (c_{15} d_2) = 2c_{15} d_2^2$

Substituindo na equação (A.2.1.b) e desenvolvendo, tem-se:

$$\begin{aligned}
N_h = & \frac{0,93 p^{1/2} c_8^{-1/2} c_9^{-1/2} c_{10}^{-1/2} \ell_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}}\right)^{-1/2} p^{1/2} \left(d_1 - \frac{d_1}{c_{14}}\right)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}}{0,93 d_1^{1/2} c_4 c_8^{-1/2} c_9^{-1/2} \ell_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}}\right)^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)} + \\
& + \frac{1,07 p^{1/2} c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} \left(\frac{d_1}{c_{14}}\right)^2 p^{-2} 2c_{15} d_2^2}{0,93 d_1^{1/2} c_4 c_8^{-1/2} \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1}\right)^{-1/2} \ell_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}}\right)^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)} + \\
& + \frac{3,14 p^{1/2} \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1}\right) (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 c_{16} d_1}{0,93 d_1^{1/2} c_4 c_8^{-1/2} \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1}\right)^{-1/2} \ell_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}}\right)^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)}
\end{aligned}$$

Resolvendo:

$$\begin{aligned}
 N_h = & \frac{p^{1/2} p^{1/2} \left(\frac{d_1 c_{14} - d_1}{c_{14}} \right)^{3/2} p^{1/2}}{c_{10}^{1/2} \frac{d_1^{1/2}}{c_{14}^{1/2}} (p-d_2)^{1/2} d_1^{1/2} c_8 \frac{d_1^{1/2}}{c_{14}^{1/2}} (p-d_2)} + \\
 & + \frac{1,25 p^{1/2} c_1 c_3 (1+x)^{1/2} \frac{d_1^2}{c_8^2} 2c_{15} d_2^2 d_8^{1/2} \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right)^{1/2} p^{1/2}}{c_6^{1/2} p^2 d_1^{1/2} c_4^2 c_3 \frac{d_1^{1/2}}{c_{14}^{1/2}} (p-d_2)} + \\
 & + \frac{3,376 p^{1/2} \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right) (1+x)^{1/2} c_{10} c_8^{1/2} \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right)^{1/2} p^{1/2}}{c_{11}^{1/2} d_1^{1/2} c_4^2 c_3 \frac{d_1^{1/2}}{c_{14}^{1/2}} (p-d_2)}
 \end{aligned}$$

Ainda:

$$\begin{aligned}
 N_h = & \frac{p^{3/2} \frac{d_1^{3/2} (c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{3/2}} c_{14}^{1/2}}{c_4 c_{10}^{1/2} d_1^{1/2} d_1^{1/2} d_1^{1/2} (p-d_2)^{1/2}} + \\
 & + \frac{2,3 c_1 c_3 c_{15} c_8^{1/2} (1+x)^{1/2} \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right)^{1/2} p d_2^2 d_1^2 c_{14}^{1/2}}{c_6^{1/2} c_4 c_{14}^2 d_1^{1/2} d_1^{1/2} c_3 p^2 (p-d_2)} + \\
 & + \frac{3,376 \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right) \left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right)^{1/2} (1+x)^{1/2} p c_{10} c_8^{1/2} d_1^2 c_{14}^{1/2}}{c_{11}^{1/2} d_1 c_4^2 c_3 (p-d_2)} \quad (A.2.1.c)
 \end{aligned}$$

Tomando os valores de c_1 , c_4 , c_6 , c_7 , c_8 , c_{10} , c_{11} e de $(1+x)^{1/2}$ vezes $\left(1 - \frac{c_8}{d_1}\right)^{1/2}$ dado na Tabela A.2 e substituindo na equação (A.2.1.c) ob-
tém-se:

$$\begin{aligned}
N_h = & \frac{d_1^{3/2} (c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{-1/2} c_{14}^{3/2} (0,97) (0,667)^{1/2} d_1^{3/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + \\
& + \frac{2,5(0,94) c_3 c_{15} (0,60)^{1/2} (0,95)}{(4,0)^{1/2} (0,97) c_{14}^{-1/2} c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) + \\
& + \frac{3,576(0,95) c_{14}^{1/2} c_{16} (0,60)^{1/2}}{(3,0)^{1/2} (0,97)} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right)
\end{aligned}$$

Resulta então na expressão para o N_h :

$$\begin{aligned}
N_h = & 1,26 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,82 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{d_2}{p} \right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2} \right) + \\
& + 1,48 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (\text{A.2.1.d})
\end{aligned}$$

. N_h para o arranjo quadrado de tubos: Analogamente à dedução do N_h para o arranjo triangular de tubos, substitui-se na equação (A.2.1.a) as expressões de Q_{AR} , Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} para o arranjo quadrado de tubos:

$$\begin{aligned}
N_h = & \frac{p^{1/2} [1,0 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1-d_3)^{3/2} (p-d_2)^{-1/2}]}{d_1^{1/2} [1,0 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{-1/2} (p-d_2)]} + \\
& + \frac{p^{1/2} [0,927 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-1/2} (d_4^2-d_2^2)]}{d_1^{1/2} [1,0 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{-1/2} (p-d_2)]} + \\
& + \frac{p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} \ell_1 (d_1-d_{ch})]}{d_1^{1/2} [1,0 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{-1/2} (p-d_2)]}
\end{aligned}$$

Substituindo e desenvolvendo obtém-se:

$$N_h = 1,26 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2}\right)^{3/2} + 0,661 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\lambda_3}\right) \left(\frac{d_2}{p}\right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2}\right) +$$

$$+ 1,378 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\lambda_3}\right) \left(\frac{p}{p-d_2}\right) \left(1 - \frac{\lambda_3}{d_1}\right) \quad (\text{A.2.1.e})$$

. N_h para o arranjo quadrado rotacionado de tubos: Ainda, analogamente ao procedimento usado para a dedução do N_h para o arranjo triangular, substitui-se na equação (A.2.1.a) as expressões de Q_{AR} , Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} para o arranjo quadrado rotacionado de tubos:

$$N_h = \frac{p^{1/2} [0,84 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \lambda_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}]}{d_1^{1/2} [1,18 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \lambda_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} +$$

$$+ \frac{p^{1/2} [0,927 c_1 c_3 (1+x)^{1/2} c_6^{-1/2} d_3^2 p^{-2} (d_4^2 - d_2^2)]}{d_1^{1/2} [1,18 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \lambda_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} +$$

$$+ \frac{p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})]}{d_1^{1/2} [1,18 c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \lambda_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]}$$

Substituindo e desenvolvendo obtém-se:

$$N_h = 0,9 \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2}\right)^{3/2} + 0,281 \frac{c_3 c_{15}}{c_{14}^{3/2}} \left(\frac{d_1}{\lambda_3}\right) \left(\frac{d_2}{p}\right)^2 \left(\frac{p}{p-d_2}\right) +$$

$$+ 1,37 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\lambda_3}\right) \left(\frac{p}{p-d_2}\right) \left(1 - \frac{\lambda_3}{d_1}\right) \quad (\text{A.2.1.f})$$

(b) Parâmetro N_p para o cálculo da perda de carga

Definido no capítulo 2, N_p é dado pela equação (2.43):

$$N_p = \frac{Q_{CR}}{1,25 Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1} \right)^{1/2} + \frac{Q_{ER}}{1,25 Q_{BR}} \left(\frac{p}{d_1} \right)^{1/2} \quad (A.2.1.g)$$

N_p para o arranjo triangular de tubos.

Tomando as expressões para Q_{BR} , Q_{CR} e Q_{ER} dadas na Tabela A.1 e substituindo na equação (A.2.1.g) obtém-se:

$$N_p = \frac{p^{1/2} [0,93 (c_8 c_9 c_{10})^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}]}{d_1^{1/2} [(1,25) (0,93) c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \epsilon_3 c_5^{-1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} + \frac{p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})]}{d_1^{1/2} [(1,25) (0,93) c_4 (c_8 c_9)^{-1/2} \epsilon_3 d_3^{-1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} \quad (A.2.1.h)$$

Com os valores definidos para d_3 , $(d_4 - d_2)$, $(d_1 - d_{chi})$ e $(d_4^2 - d_2^2)$ no item "a" e substituindo em (A.2.1.h), obtém-se:

$$N_p = \frac{0,93 p^{1/2} c_8^{-1/2} c_9^{-1/2} c_{10}^{-1/2} \epsilon_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}} \right)^{-1/2} p^{1/2} \left(d_1 - \frac{d_1}{c_{14}} \right)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}}{(1,25) (0,93) d_1^{1/2} c_4 c_8^{-1/2} c_9^{-1/2} \epsilon_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}} \right)^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)} + \frac{2,7 p^{1/2} \left(1 - \frac{\epsilon_c}{d_1} \right) (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 c_{16} d_1}{d_1^{1/2} c_4 c_8^{-1/2} \left(1 - \frac{\epsilon_c}{d_1} \right)^{-1/2} \epsilon_3 \left(\frac{d_1}{c_{14}} \right)^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)}$$

Assim:

$$N_p = \frac{0,80 p^{3/2} d_1^{3/2} \frac{(c_{14} - 1)^{3/2}}{c_{14}^{3/2}} c_{14}^{-1/2}}{c_4 c_{10}^{-1/2} d_1^{3/2} (p - d_2)^{3/2}} + 2,7 \frac{c_{16} c_8^{1/2} c_{14}^{1/2} d_1^2 \left(1 - \frac{\epsilon_c}{d_1} \right) \left(1 - \frac{\epsilon_c}{d_1} \right)^{1/2} (1+x)^{1/2}}{c_4 c_{11}^{1/2} \epsilon_3 d_1 (p - d_2)} \quad (A.2.1.i)$$

Tomando os valores de c_4 , c_8 , c_{11} , $(1 - \frac{\ell_c}{d_1})^{1/2} (1+x)^{1/2}$ dados na Tabela A.2 e substituindo na equação (A.2.1.i), resulta a expressão para N_p :

$$N_p = \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 3,18 \frac{c_{16} c_{14}^{1/2}}{\ell_3} \left(\frac{d_1}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (\text{A.2.1.j})$$

. N_p para o arranjo quadrado de tubos.

Usando o mesmo procedimento da geometria anterior, tem-se para o arranjo quadrado que:

$$N_p = \frac{p^{1/2} [1,0 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{-1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}]}{d_1^{1/2} [(1,25) (1,0) c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]} +$$

$$+ \frac{p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{11}^{-1/2} d_1 (d_1 - d_{chi})]}{d_1^{1/2} [(1,25) (1,0) c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]}$$

Substituindo os valores definidos para d_3 , $(d_4 - d_2)$, $(d_1 - d_{chi})$, $(d_4^2 - d_2^2)$, c_4 , c_7 , c_{10} , c_{11} e $(1+x)^{1/2} (1 - \frac{\ell_c}{d_1})^{1/2}$, e resolvendo obtêm-se a expressão para N_p :

$$N_p = \frac{(c_{14}-1)^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p-d_2} \right)^{3/2} + 0,93 \frac{c_{16} c_{14}^{1/2}}{\ell_3} \left(\frac{d_1}{p-d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right) \quad (\text{A.2.1.k})$$

. N_p para o arranjo quadrado rotacionado de tubos.

Analogamente ao arranjo quadrado, primeiramente obtêm-se:

$$N_p = \frac{p^{1/2} [0,84 (c_7 c_9 c_{10})^{-1/2} \ell_3 d_3^{-1/2} p^{1/2} (d_1 - d_3)^{3/2} (p - d_2)^{-1/2}] + p^{1/2} [3,14 c_5 (1+x)^{1/2} c_{15}^{-1/2} d_2 (d_1 - d_{chi})]}{d_1^{1/2} [(1,25) (1,18) c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)] + d_1^{1/2} [(1,25) (1,18) c_4 (c_7 c_9)^{-1/2} \ell_3 d_3^{1/2} p^{-1/2} (p - d_2)]}$$

Fazendo as substituições citadas, obtém-se a expressão para o N_p :

$$N_p = 0,72 \frac{(c_7 c_9 c_{10})^{3/2}}{c_{14}^{1/2}} \left(\frac{p}{p - d_2} \right)^{3/2} + 0,93 c_{16} c_{14}^{1/2} \left(\frac{d_1}{\ell_3} \right) \left(\frac{p}{p - d_2} \right) \left(1 - \frac{\ell_c}{d_1} \right)$$

(A.2.1.2)

A.3 - SEQUÊNCIA DE CÁLCULO PARA A DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE PELÍCULA E DA PERDA DE CARGA PARA O LADO DO CASCO PELO MÉTODO DE BELL.

(a) Características Geométricas do Trocador

- . distância entre centros de tubos adjacentes, paralela ao escoamento (pp): equações (2.59a), (2.59b) e (2.59c).
- . número de fileiras de tubos encontradas no escoamento cruzado (N_T): equação (2.57).
- . número de fileiras de tubos encontradas pelo escoamento na janela (N_j): equação (2.65).
- . ângulo do corte da chicana (θ): equação (2.67).
- . área de uma janela de chicana (A_j): equação (2.72) ou na tabela da área de segmentos circulares na TEMA (2.4).
- . área total da seção do casco (A_T): equação (2.70).
- . razão entre a área da seção de 2 janelas e a área da seção do casco (β): equação (2.75). Caso sejam conhecidos o número total

de tubos no trocador (N_t) e o número de tubos na janela de chicana (N_{tj}), calcula-se por:

$$r = \frac{2N_{tj}}{N_t}$$

. número de tubos por chicana (N_{tchi}): caso não seja conhecido, calcula-se por $N_{tchi} = N_t(1-r_5)$ (equação (4.42)) com $r_5 = \frac{A_j}{A_T}$ (equação (4.47)).

. número de tubos na janela da chicana (N_{tj1}): equação (3.3)

. número de tubos na janela mais os espaçadores (N_{tj1}): equação (3.4).

. número de fileiras de tubos encontradas no escoamento cruzado em série no trocador (N_{r1}): equação (2.78).

. área mínima para o escoamento cruzado próxima à linha central do trocador (S_m):

$$S_m = (d_1 - n_c d_2) l_3 \quad (\text{pol}^2) \quad (\text{A.3.b})$$

onde n_c é dado pelas equações (4.26), (4.27), (4.28) e (4.29) do capítulo 4.

. área para o desvio em torno do feixe de tubos (S_{bp}):

$$\delta_{bp} = d_1 - (n_c - 1)p - d_2 \quad (\text{pol}) \quad (\text{A.3.c})$$

$$S_{bp} = \delta_{bp} l_3 \quad (\text{pol}^2) \quad (\text{A.3.d})$$

. fração da área do fluxo cruzado disponível para o desvio (F_{bp}): equação (2.61).

. distância do corte da chicana medida do topo da chicana até o casco (L_c): equação (2.58).

. área para o vazamento tubo-chicana, por chicana (S_{tb}):

$$S_{tb} = \frac{N_{tchi}}{(4)} \frac{\pi}{(2.44)} (d_c^2 - d_2^2) \quad (\text{pe}^2) \quad (\text{A.3.e})$$

. área para o vazamento casco-chicana, por chicana (S_{sb}):

$$S_{sb} = \frac{\pi}{(4)(144)} \left(\frac{360-\theta}{360} \right) (d_1^2 - d_{chi}^2) (pe^2) \quad (A.3.f)$$

com θ em graus

. área total para os vazamentos da chicana (S_ℓ):

$$S_\ell = S_{tb} + S_{sb} \quad (A.3.g)$$

. área livre para o escoamento através da janela (S_j):

$$S_j = \frac{\pi}{144} \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \left(\frac{\theta}{360} \right) - \left(\frac{d_1^2}{2} \right) \left(\frac{\sin \theta}{(2)(144)} \right) - \left(\frac{\pi d_2^2 N_{tj1}}{(4)(144)} \right) (pé'^2) \quad (A.3.h)$$

com θ em graus.

. fator de correção para o coeficiente de película do feixe ideal para levar em conta os efeitos das chicanas e das janelas (ϕ): equação (2.74).

(b) Troca de calor para o escoamento do lado do casco.

. fluxo de massa para o escoamento cruzado, baseado em S_m (G_m):

$$G_m = \frac{W_s}{S_m (pe^2)} \left(\frac{lbm}{hpe^2} \right) \quad (A.3.i)$$

. número de REYNOLDS para o casco (Re_s): equação (2.55).

. fator de troca de calor do banco de tubos ideal (j_b); com o arranjo de tubos, o número de REYNOLDS e o p_r nas Figuras 2.11 e 2.12.

. fator de correção considerando o efeito do desvio, no coeficiente de troca de calor do escoamento cruzado (ξ_h): equações (2.59) e (2.60), com o valor de α_1 na Tabela 2.2 para o regime de escoamento considerado.

. fator de correção para considerar o efeito do número real de fileiras de tubos no trocador comparado ao número de fileiras de tubos do banco de tubos ideal (X):

$$- \text{Re}_s \leq 100, X_\ell = \left(\frac{N_{R1}}{N_r} \right)^{0,18}$$

$$- 100 < \text{Re}_s < 1000, X = 1,0$$

- $\text{Re}_s \geq 1000$, X_t é dado pela equação (2.77) com os valores de $(h_m/h_\infty)_{\text{ideal}}$ e $(h_m/h_\infty)_{\text{trocador}}$ na Tabela 2.2 em função de N_r e N_{r1} , respectivamente.

. coeficiente de película para o trocador sem desvio e sem vazamentos ($h_{n\ell}$)

- regime turbulento: equação (2.76)

- regime laminar: equação (2.79)

. coeficiente de troca de calor para o lado do casco (h_o):

- $(1 - \frac{h_\ell}{h_{n\ell} \text{ ideal}})$ é dada pela equação (2.85) ou na Figura (2.16) em função de S_ℓ/S_m .

- $(1 - \frac{h_\ell}{h_{n\ell} \text{ trocador}})$ é dada pela equação (2.84).

- com $(1 - \frac{h_\ell}{h_{n\ell} \text{ trocador}})$ encontra-se h_ℓ

O coeficiente de película procurado (h_o) é o h_ℓ calculado.

(c) Perda de carga para o escoamento do lado do casco.

. coeficiente de atrito do banco de tubos ideal (f_x): com o arranjo de tubos, o número de REYNOLDS e o p_r , nas Figuras 2.11, 2.13 e 2.14.

. fator de correção considerando o desvio, na perda de carga do escoamento cruzado (ϵ_{Ap}): equações (2.59) e (2.60), com o valor

de α_1 na Tabela 2.2, para o regime de escoamento considerado.

. perda de carga no fluxo cruzado (ΔP_b): equação (2.56) com $m=0,14$.

. perda de carga no fluxo cruzado corrigida levando em conta o desvio:

$$\Delta P_{bp} = \Delta P_b \xi_{\Delta p} \quad (\text{lbft}/\rho \dot{v}^2) \quad (\text{A.3.j})$$

. velocidade máxima no escoamento cruzado (V_m):

$$V_m = \frac{G_m}{\rho_s 3600} \quad (\text{pé/s}) \quad (\text{A.3.k})$$

. velocidade na janela da chicana (V_j):

$$V_j = \frac{W_s}{S_j \rho_s 3600} \quad (\text{pé/s}) \quad (\text{A.3.l})$$

. velocidade média geométrica de V_m e V_j : equação (2.64).

. perda da carga na janela da chicana (ΔP_j):

- $Re_s \leq 100$: equações (2.66) e (2.68)

- $Re_s > 100$: equação (2.69).

. perda de carga do lado do casco (ΔP_s):

- $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell \text{ ideal}}})$ é dada pela equação (2.82) ou na Figura

(2.15), em função de S_ℓ/S_m .

Se o valor de $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell \text{ ideal}}})$ for maior do que 0,7, assu

me-se igual a 0,7 constante.

- $(1 - \frac{\Delta P_\ell}{\Delta P_{n_\ell \text{ trocador}}})$ é dada pela equação (2.81), em função

do valor anterior.

- com $(1 - \frac{\Delta P_{\ell}}{\Delta P_{n\ell}})$ encontra-se $(\frac{\Delta P_{\ell}}{\Delta P_{n\ell}})$
 $\Delta P_{n\ell}$ trocador

A perda de carga procurada é dada, finalmente, pela equação (2.83).

Na Figura A.1.3 está mostrado o desenho de um trocador tendo as suas dimensões representadas pelos símbolos correspondentes:

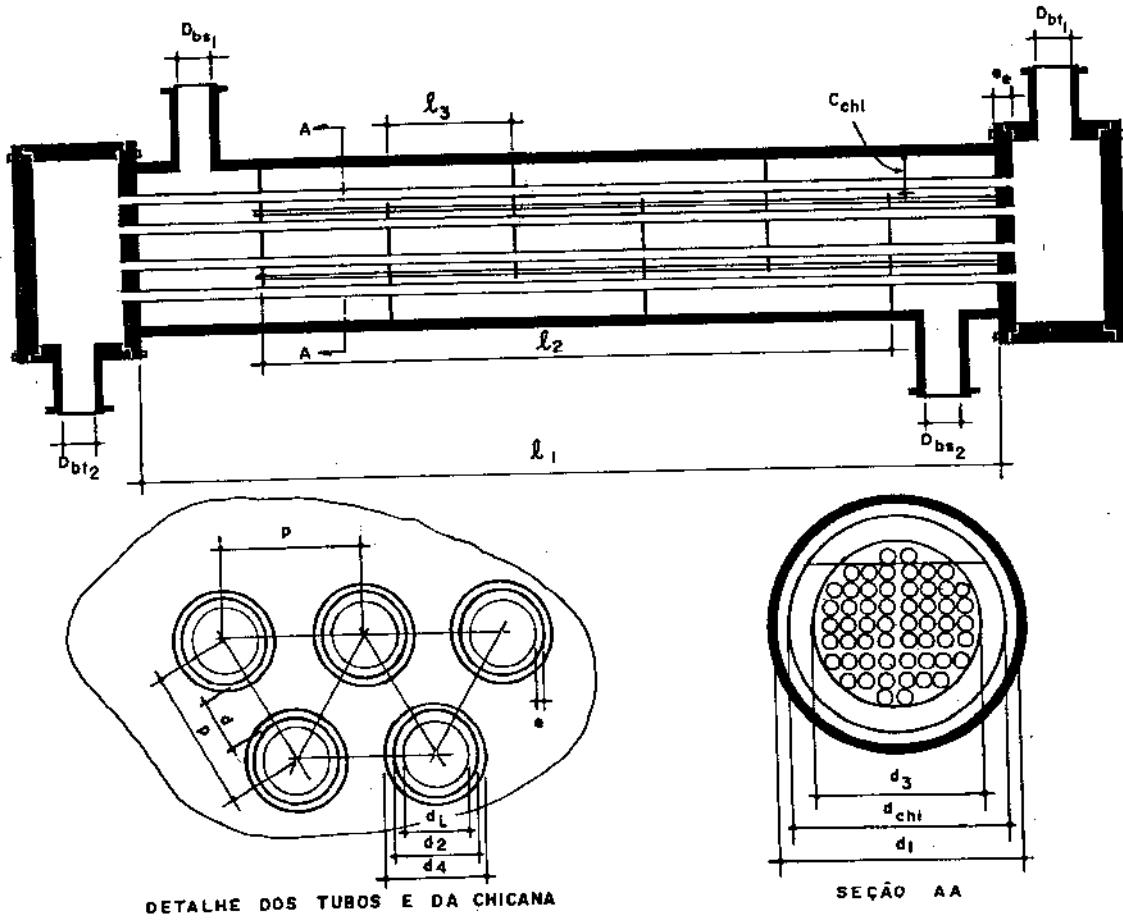


FIGURA A.1.3 - DESENHO DE UM TROCADOR COM SUAS DIMENSÕES REPRESENTADAS.

ANEXO B

DIAGRAMA DE BLOCOS E LISTAGENS DOS PROGRAMAS DOS MÉTODOS DE CÁLCULO DA TROCA TÉRMICA E PERDA DE CARGA NO CASCO.

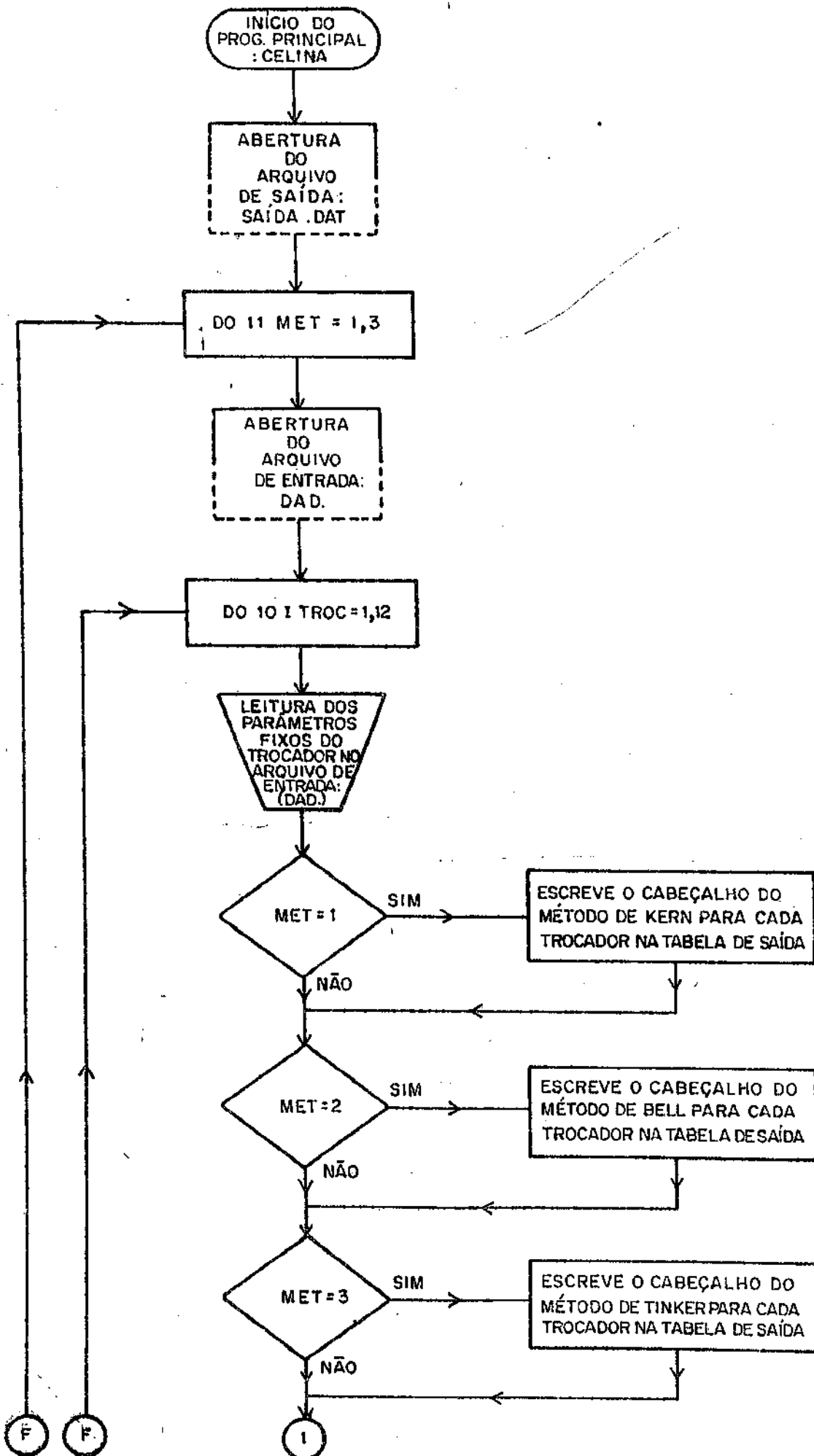
B.1 - DIAGRAMA DE BLOCOS

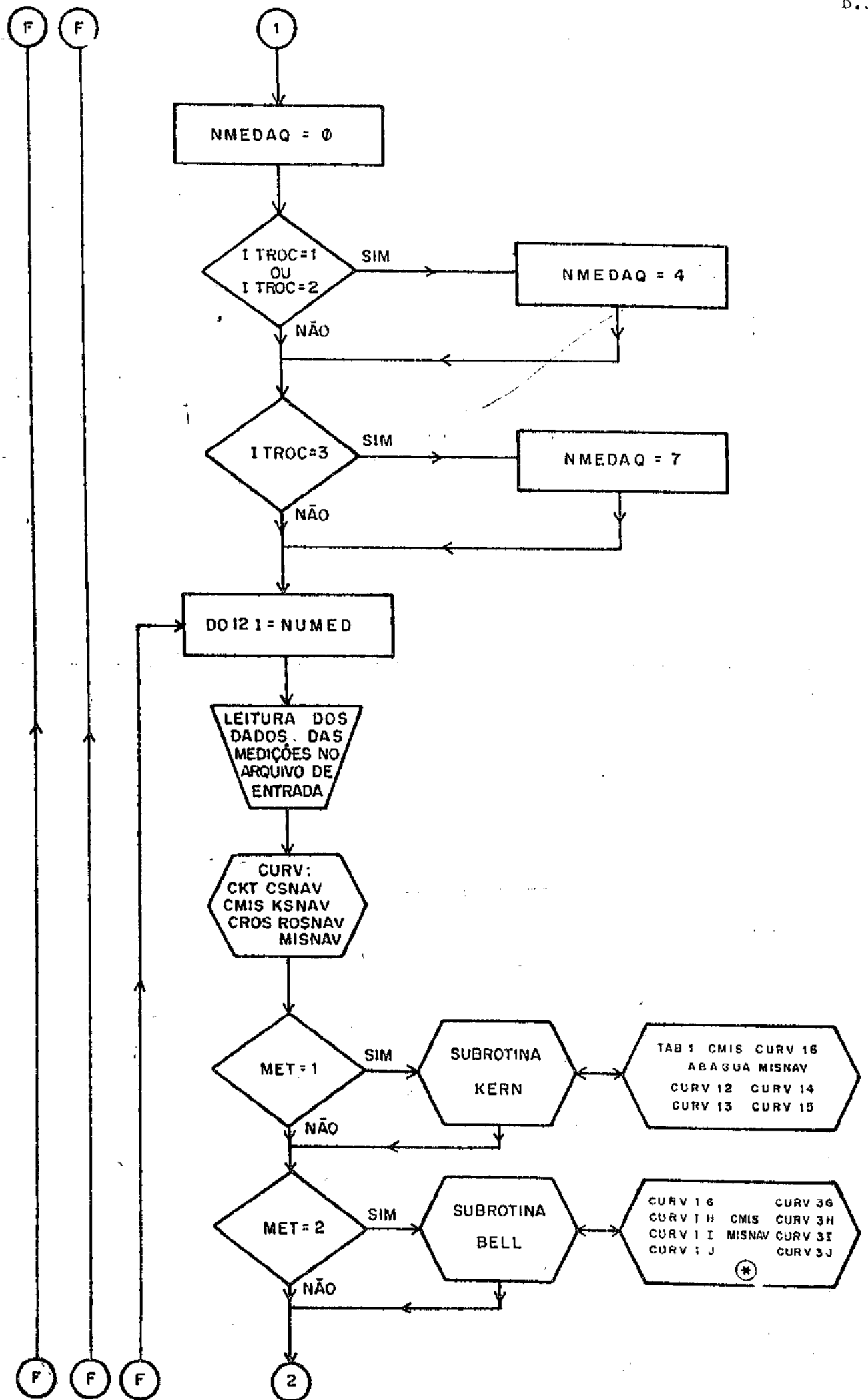
No diagrama de blocos é mostrada a lógica utilizada nos programas para o cálculo da comparação entre os métodos de KERN, TINKER e BELL, discutidos nos Capítulos 2 e 3, e no Anexo A.

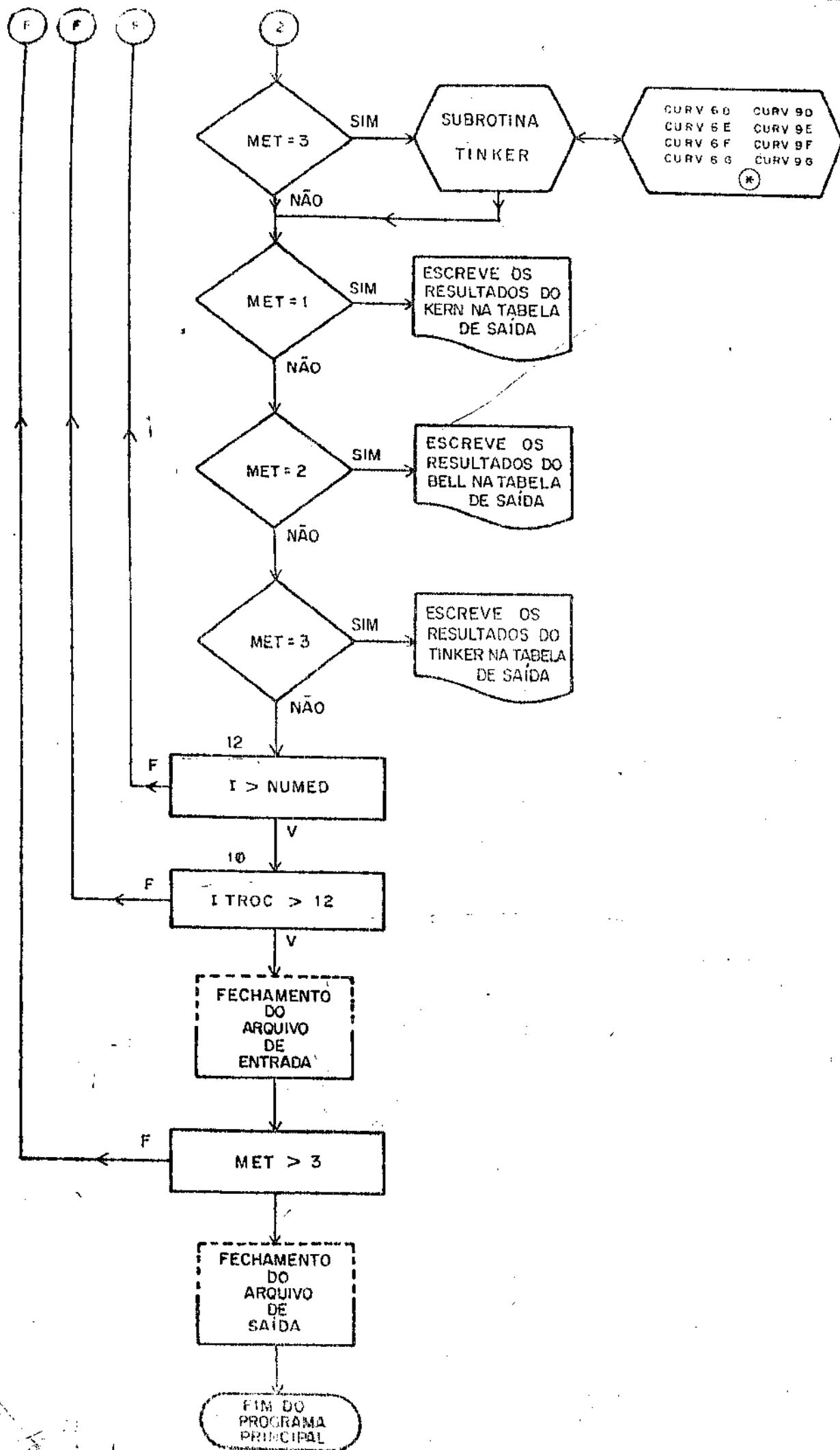
B.2 - LISTAGENS

As listagens dos referidos programas estão apresentadas na sequência seguinte:

- . CELINA - programa principal que fornece os dados de entrada, chama as subrotinas dos 3 métodos e prepara o arquivo de saída dos resultados.
- . KERN - subrotina do método de KERN.
- . TINKER - subrotina do método de TINKER.
- . BELL - subrotina do método de BELL.
- . CURV - arquivo com as funções correspondentes às curvas dos gráficos de cada método, montadas através do programa CEL, a partir de tabelas das coordenadas de cada curva, utilizando o método dos mínimos quadrados (interpolação linear e polinomial). A função ABAGUA (viscosidade da água) foi montada através do programa CRIASU, pelo método das diferenças divididas. A 'TABELA.DAT' é a TAB1 do KERN.
- . DAD - tabela dos dados de entrada (trocadores e respectivos dados experimentais).
- . DISF - arquivo com o restante das funções dos métodos que não se encontra em CURV.

DIAGRAMA DE BLOCOS PARA OS PROGRAMAS DA COMPARAÇÃO
DOS MÉTODOS DE CÁLCULO





PROGRAMA PARA A COMPARAÇÃO ENTRE OS MÉTODOS DE BELL, TINKER E
KERN: LE OS DADOS, CHAMA AS SUBROTINAS E ESCRVE A TABELA DE SAÍ-
DA DOS RESULTADOS

PROGRAMA CCL11A
IMPLICIT REAL*8 (A-Z)
PARAMETER PI=3.1415926, GC=32.1739

LOGICAL EQCASC

INTEGER HO, NT, I, L1CHI, NCHI, NTJ, NSS, BWG, NMEDAO, NUMED, ITRUC, N,
MET, NT, NTJ, NC, PROCES, ARR, NUTROC, MED

OPEN(UNIT=10, DEVICE='DSK', ACCESS='SEQUENT', FILE='SAIDA.DAT')

PARA:

MET=1 - MÉTODO USADO KERN
MET=2 - MÉTODO USADO BELL
MET=3 - MÉTODO USADO TINKER

DO 11 MET=1,3

OPEN(UNIT=20, DEVICE='DSK', ACCESS='SEQUENT', FILE='DAD.')

INICIO DO CÁLCULO PARA OS TROCADORES

LEITURA DOS PARÂMETROS FIXOS DOS TROCADORES

DO 10 ITRUC=1,12

TYPE 1599, ITRUC

FORMAT(/10X,4* TROCADOR 'I2'#4')

READ(20,1) ARR, CCHI, D1PO, D3PO, D2PO, D4PO, L3PO, NCHI, NTJ, NTCHI, NTJ1
1 NSS

READ(20,111) L1PO, PPO, D, PR, BWG, DCHIPO, FYS, CI, NT, N, NUMED

TYPE 989, ARR, CCHI, D1PO, D3PO, D2PO, D4PO, L3PO, NCHI, NTJ, NTCHI, L1PO
1 PPO, D, PR, DCHIPO, BWG, FYS, CI, NT, N, NTJ1, NSS, NUMED

FORMAT(A3,6F,5I)

FORMAT(4F,1,3F,3I)

FORMAT(1XA3,6F,3I,5F,1,2F,5I)

NUTROC=ITROC

IF(ITROC.EQ.1) WRITE(10,78101)

FORMAT('1')

IF(MET.EQ.1) WRITE(10,8) ITRUC

FORMAT(76X'TROCADOR #I2,2X'-'2X'KERN'/76X21('*)/1X106('=')/1X'
1 MED'6X'PROCES'6X'RES'9X'HO'9X'HOE'9X'DELPS'7X'DELPEK'8X'HO/HOE
2'5X'DELPS/DELPEK'/1X106('='))

IF(MET.EQ.2.AND.NUTROC.EQ.11) GO TO 117

IF(MET.EQ.2) WRITE(10,15) ITRUC

FORMAT(76X'TROCADOR #I2,2X'-'2X'BELL'/76X21('*)/1X106('=')/1X'
1 MED'6X'PROCES'6X'RES'9X'HO'9X'HOE'9X'DELPS'7X'DELPSE'8X'HO/HOE
2'5X'DELPS/DELPSE'/1X106('='))

IF(MET.EQ.3) WRITE(10,18) ITRUC

FORMAT(76X'TROCADOR #I2,2X'-'2X'TINKER'/76X23('*)/1X106('=')/
11X' MED'2X'PROCES'6X'REH'6X'REP'8X'HO'9X'HOE'7X'DELPS'8X'
2'DELPSE'6X'HO/HOE'4X'DELPS/DELPSE'/1X106('='))

NMEDAO=0

IF(ITROC.EQ.1.OR.ITROC.EQ.2) NMEDAO=4

IF(ITROC.EQ.3) NEEDED=7
IF(ITROC.EQ.12) NEEDED=11

CALCULO PARA AS MEDICACOES

FOCASC=.FALSE.

DO 12 I=1,NUTRO

TYPE 9999,I

FORMAT(10X,'** MEDICAO N°12')
MED=I

LEITURA DOS DADOS DAS MEDICACOES

READ(20,50)M,TECP,WS,TF1,TF2,WT,TQ1,TQ2,HQE,DELPEK,DELPS
TYPE 5,MITECP,WS,TF1,TF2,WT,TQ1,TQ2,HQE,DELPEK,DELPS

FORMAT(F,1,2F,1,5F)

IF(1.GT.NEEDED)FOCASC=.TRUE.

TMFF=(TF1+TF2)/2.000

TMFQ=(TQ1+TQ2)/2.000

IF(FOCASC) GO TO 6

TS=TMFF

TI=TMFQ

IF(.NOT.FOCASC) GO TO 7

TS=TMFQ

TI=TMFF

KT=CKI(TI)

CI=CCI(TI)

ROT=CKOI(TI)

IF(ITROC.EQ.4) GO TO 16

CS=0.581937346+7.660350-4*TS

KS=.439801401+5.789338970-4*TS

RS=.0833846154-2.477752040-5*TS

ROS=CROS(TS)

MIS=CMIS(TS)

GO TO 21

CS=CSNAV(TS)

KS=KSNV(TS)

ROS=ROSNV(TS)

MIS=MISNAV(TS)

IF(FOCASC) PROCES='RESFRI'

IF(.NOT.FOCASC) PROCES='AGUECI'

IF(ITROC.LT.4) NC=24

TYPE 999,CS,ROS

FORMAT(10X,'CS='F11.6' ROS='F11.6')

TYPE 990,TS,MIS

FORMAT(10X,'TS='F11.6' MIS='F11.6')

TYPE 997,TT,KT

FORMAT(10X,'TT='F11.6' KT='F11.6')

IF(MET.EQ.1)CALL KERN(ARR,D2PO,BWG,WT,N,KT,WT,ROT,L1PO,D1PO,D,
L3PO,PPD,WS,PI,MIS,KS,CS,ROS,HO,DELPS,PES,CT,GC,TS,TT,FOCASC,
NUTROC,RDIU,MED,MITECP)

IF(MET.EQ.2.AND.NUTROCEQ.11) GO TO 24

IF(MET.EQ.2) CALL BELL(ARR,PI,D1PO,D2PO,D4PO,L3PO,NT,PPD,NSS,PR,

1WS,NCHI,DCHPO,NTJ,FIS,CCHI,NTCHI,GC,HO,DELPS,RES,MIS,ROS,KS,CS,
2,D,NTJ1,NC,RDIU,TT,NUTROC,D3PO,MED,MITECP)

IF(MET.EQ.3) CALL TINKER(ARR,PI,NSS,NHT,PPD,DCHPO,D1PO,D2PO,
1D4PO,L3PO,WS,MIS,FIS,ROS,CCHI,NT,L1PO,HO,DELPS,REH,REP,CS,KS,NC

2.RO,IO,IT,NUTROC,PR,D3PD,MED,MITECP)

REL1=HO/HOE

IF(MET.EQ.1)REL2=DELPS/DELPEK

IF(MET.NE.1)REL2=DELPS/DELPSE

IF(MET.EQ.1)WRITE(10,9) 1,PROCES,RES,HO,HOE,DELPS,DELPEK,REL1,
1 REL2

9 FORMAT(2X12,6XA7,5XF6.1,4X2(F7.2,4X)2(F9.3,5X)1XF8.6,4X,F10.6)

IF(MET.EQ.2)AND(NUTROC.EQ.11) GO TO 25

IF(MET.EQ.2)WRITE(10,9) 1,PROCES,RES,HO,HOE,DELPS,DELPSE,REL1,
2 REL2

25 IF(MET.EQ.3)WRITE(10,17) 1,PROCES,RES,REF,HO,HOE,DELPS,DELPSE,
1 REL1,REL2

17 FORMAT(2X12,3XA6,4XF6.1,3XF8.1,4X2(F7.2,4X)F9.3,3XF9.3,4XF9.6,
1 5XF9.6)

12 CONTINUE

WRITE(10,13)

13 FORMAT(1X100('='))///)

15 CONTINUE

WRITE(10,14)

14 FORMAT(////)

CLOSE(UNIT=20)

11 CONTINUE

CLOSE(UNIT=10)

STOP 'EXECUCAO CONCLUIDA POR MEIOS NORMAIS'

END

SUBROTINA KERN(ARK,D2PO,BWG,NT,N,KT,MT,ROT,D1PO,D1PO,D,
1 L3PO,DPO,MS,PI,HIS,KS,CS,RDS,RO,DG,PS,RES,CT,GC,TS,TT,FJCASC,
2 NUTROC,RDIO,MFO,MITECP)

SUBROTINA QUE CALCULA A TROCA DE CALOR E A PERDA DE CARGA
PARA O FLUIDO DO LADO DO CASCO PELO METODO DE KERN

IMPLICIT REAL*8 (A-D)

INTEGER KE,NCRUZA,NT,L,BWG,MT,NUTROC,ORD,MFO

LOGICAL FJCASC

TYPE 994

FORMAT(//10X,'* * * ENTREI NA KERN * * *'
1 H O C A O R C A L O R

LADO DOS TUBOS

ATUBOI=0.0295
IF(NUTROC-GE.4) ATUBOI=TAB1(D2PO,BWG,1)
AFTUBO=ATUBOI*NT/(144*N)
GT=MT/AFTUBO
VT=GT/(360*ROT)
D1PO=0.194
IF(NUTROC-GE.4) D1PO=TAB1(D2PO,BWG,2)
DIPE=D1PO/12.0
MITCP=ABAGUA(TT)
MIT=MITCP*2.42
RET=DIPE*GT/MIT
JTKERN=CURV12(RET)
ROI=JTKERN*KT/DIPL*(CT*MIT/KT)**(1./3.)
RDIO=ROI*D1PO/D2PO

LADO DO CASCO

ASSPE=D1PO*D*L3PO/(144*PPD)
GS=MS/ASSPE
IF(ARK.EQ.'TRI') DEPO=4*(0.43*PPD**2-PI*D2PO**2/8.0)/(PI*D2PO
1 /2.0)
IF(ARK.EQ.'QUA'-OR.ARK.EQ.'GRO') DEPB=4*(PPD**2-PI*D2PO**2/4.0)/
1 (PI*D2PO)
DEPE=DEPO/12.0
RES=DEPE*GS/MIS
JSKERN=CURV13(RES)
RDO=(JSKERN*KS/DEPE)*(CS*MIS/KS)**(1./3.)
IF(FJCASC) TE=TT+RDO*(TS-TT)/(RDIO+RDO)
IF(.NOT. FJCASC) TE=TT+RDO*(TT-TS)/(RDIO+RDO)
MITECP=ABAGUA(TE)
MITET=MITECP*2.42
IF(NUTROC-GE.4) GO TO 1
MITES=CNIS(TE)
GO TO 2
MITES=MITECP*2.42
FIT=(MIT/MITET)**0.14
FIS=(MIS/MITES)**0.14
HI=ROI*FIT
HO=RDO*FIS

PERDA DE CARGA

LADD DLS TURNS

```
FTKERN=ORV14(5P)  
FSKERN=ORV15(8P)  
LIPF=LIPF/12.0  
DELPT=(FTKERN*GT**2)*LIPF*N/(2*ROT*3600**2*GC*DIPF*FIT)  
DRELT=CURV10(TT)  
DELPR=4*CV1**2*62.5/(DRELT*2*GC*144)  
DELPTT=DELPT+DELPR
```

LADD DU CASCH

```
NCRUZA=12*LIPF/L3PD  
DIPF=DIPF/12.0  
DELPF=144*FSKERN*NCRUZA*DIPF*GS**2/(2*ROS*FIS*GC*DEPE*3600**2)  
IF(NUTROC.EQ.2.AND.MED.EQ.1) GO TO 3000  
IF(NUTROC.EQ.4.AND.MED.EQ.1) GO TO 3000  
GO TO 4000
```

TYPE 2500

FORMAT(/10X** SUBROTINA KERN **)

AUX1=PI : AUX2=GC

TYPE 2200,NUTROC,MED

FORMAT(10X'NUTROC='111.10X'MED'3X'='111)

TYPE 995,IT,DRELT

FORMAT(10X'TT'4X'='F11.4.10X'DRELT'='F11.6)

TYPE 996,RES,FSKERN

FORMAT(10X'RES'='F11.4.10X'FSKERN='F11.6)

TYPE 997,RET,FTKERN

FORMAT(10X'RET'='F11.4.10X'FTKERN='F11.6)

TYPE 998,DEPD,JSKERN

FORMAT(10X'DEPD'='F11.4.10X'JSKERN='F11.6)

TYPE 2000,ASSPE,GC

FORMAT(10X'ASSPE'='F11.6.10X'GS'4X'='F11.2)

TYPE 1500,RDI,RDIO

FORMAT(10X'RDI'='F11.6.10X'RDIO'='F11.6)

TYPE 993,JTKERN,MITET,MIT,GT,WT,AFTUBO,N,NCHI,MITES,TE

FORMAT(10X'JTKERN='F11.6.10X'MITET'='F11.6/10X'MIT'3X'='F11.6
1.10X'GT'4X'='F11.2/10X'WT'4X'='F11.10X'AFTUBO='F11.6/10X'N'5X'='F11.6
2111.10X'NCHI'='F11.10X'MITES'='F11.6.10X'TE'4X'='F11.6)

TYPE 1000,OLLP,ASSPE,WS,ROS,PPD,L3PD,D,DIPD,TE,MITECP,FIS,FIT

FORMAT(10X'OLLP'='F11.6.10X'ASSPE'='F11.6/10X'WS'4X'='F11.6
1.10X'ROS'3X'='F11.6/10X'PPD'3X'='F11.6.10X'L3PD'='F11.6/10X
2.D.5X'='F11.6.10X'DIPD'='F11.6/10X'TE'4X'='F11.6.10X'MITECP='F11.6/10X'FIS'3X'='F11.6.10X'FIT'3X'='F11.6/10X'NCRUZA='F11.10X
4'DEPE'='F11.6/10X'P1'4X'='F11.6.10X'GC'4X'='F11.6/10X'FQASC='F11.6/10X'ROS'3X'='F11.6/10X'MIS'3X'='F11.6.10X'KS'4X'='F11.6/10X
5L11.10X'RDI'3X'='F11.6/10X'RDIO'3X'='F11.6.10X'N'5X'='F11.6/10X'NCHI'='F11.6.10X'MITES'='F11.6.10X'TE'4X'='F11.6.10X'MITECP='F11.6/10X'FIS'3X'='F11.6.10X'FIT'3X'='F11.6/10X'NCRUZA='F11.10X
6'CS'4X'='F11.6.10X'RDI'3X'='F11.6/10X'RDIO'3X'='F11.6.10X'N'5X'='F11.6/10X'NCHI'='F11.6.10X'MITES'='F11.6.10X'TE'4X'='F11.6.10X'MITECP='F11.6/10X'FIS'3X'='F11.6.10X'FIT'3X'='F11.6/10X'NCRUZA='F11.10X
7'='F11.6/10X'HI'4X'='F11.6.10X'HD'4X'='F11.6)

RETURN

END

SUBROTINA TINKER(ARR,PI,ASS,NCHI,PPD,DCHIPD,D1PD,D2PD,D4PD
1,L3PD,WS,MIS,PTS,KOS,CCHI,NT,L1PD,HD,DELPS,REF,REP,CS,K5,NC
2,PDIO,TT,INTROC,PR,D3PD,MED,MITECP)

SUBROTINA QUE CALCULA A TROCA DE CALOR E A PERDA DE CARGA
PARA O FLUIDO DO LADO DO CASCO PELA METODO DE TINKER

IMPLICI1 REAL*8 (A-Z)

INTEGER ASS,NT,NC,ND,ACHT,NB,ARR,INTROC,MED

CALCULO DAS CARACTERISTICAS GEO-

C4 = 0.97

C7 = 0.66

C11 = 3.0

LCPO=CCHI*D1PD

IF(NTROC.EQ.3) D3PD=(NC-1)*PPD+D2PD

C14=D1PD/D3PD

C15=(D4PD-D2PD)/D2PD

C16=(D1PD-DCHIPD)/D1PD

IF(ASS.EQ.0) C14=1+(C14-1)/4.0+1.5*C16

C2=CCHI

C3=1-C2

IF(ARR.EQ.'TRI'.OR.ARR.EQ.'QUA') CA=C4*(PPD-D2PD)/(PPD*144)

IF(ARR.EQ.'CRO') CA=1.414*C4*(PPD-D2PD)/(PPD*144)

AXSPE=CA*D3PD*L3PD

IF(ARR.EQ.'TRI') C=866

IF(ARR.EQ.'QUA') C=1.0

IF(ARR.EQ.'CRO') C=.9999

ALFA=1-(0.786/C)*(D2PD/PPD)**2

EMINHO=DSQRT(0.786*C2*D1PD*ALFA/(144*CA*L3PD))

MJ=DSQRT(C14)*EMINHO

SJ=0.7*L3PD/D1PD

M=(1/(1+SJ*(1/MJ**0.6-1)))*1.67

D2PE=D2PD/12.0

L2PD=L3PD*(NCHI-1)

ES=(L2PD+(D1PD-L2PD)*(2*L3PD/(D1PD-L2PD))*0.6)/D1PD

IF(ARR.EQ.'TRI') CX=1.155*(1-LCPO/D1PD)

IF(ARR.EQ.'QUA') CX=1.0*(1-LCPO/D1PD)

IF(ARR.EQ.'CRO') CX=1.414*(1-LCPO/D1PD)

YZINHO=(4.06/CX)*(144*CA*L3PD/(C2*D1PD*ALFA))*0.85

Y=YZINHO/C14**0.85

NB=NCHI+1

TROCA DE CALOR

BLOCO1=((C14-1)**1.5/DSQRT(C14))*(PPD/(PPD-D2PD))*1.5

BLOCO2=(D1PD/L3PD)*(D2PD/PPD)**2*PPD/(PPD-D2PD)

BLOCO3=(D1PD/L3PD)*(1-LCPO/D1PD)*PPD/(PPD-D2PD)

IF(ARR.EQ.'TRI') NH=1.26*BLOCO1+0.82*C15*C3*BLOCO2/C14**1.5+

1.146*C16*DSQRT(C14)*BLOCO3

IF(ARR.EQ.'QUA') NH=1.26*BLOCO1+0.661*C15*C3*BLOCO2/C14**1.5+

1.1378*C16*DSQRT(C14)*BLOCO3

IF(ARR.EQ.'CRO') NH=0.9*BLOCO1+0.281*C15*BLOCO2/C14**1.5+1.167

1*C16*C3*DSQRT(C14)*BLOCO3/DSQRT(C11)

PH=1/(1+NH*DSQRT(D1PD/PPD))

MISCP=MIS/2.42

REF=D2PD*PH*WS/(29*MISCP*M*AXSPE)

IF(ARR.EQ.'TRI') GO TO 10

```

IF (PR.EQ.1.25) RD=CURV6A(REH)
IF (PR.EQ.1.33) RD=CURV6B(REH)
IF (PR.EQ.1.50) RD=CURV6C(REH)
IF (PR.EQ.1.200) RD=CURV6D(REH)
IF (PR.EQ.1.208) RD=CURV6E(REH)
IF (PR.EQ.1.375) RD=CURV6F(REH)
IF (PR.EQ.1.416) RD=CURV6G(REH)
GO TO 20

```

```

10 IF (ARR.EQ.'GUA') RD=CURV7(REH)
20 IF (ARR.EQ.'URO') RD=CURV8(REH)
  RD=(16.1+RD*KS/100)*(CS*MISCP/KS)**(1.0/3.0)
  IF (FOCASC) IF=TT+RD*(TS-TT)/(RD10+RD)
  IF (NOT_FOCASC) TL=IT+RD*(TT-TS)/(RD10+RD)
  IF (NUTROC.EQ.4) GO TO 30
  MITE=CMIS(IF)
  GO TO 40
  MITE=MITECU*2.40
  FIS=(MIS/MITE)**0.14
  HDB=RD0,FIS
  HD=ES,HDB

```

PERDA DE CARGA

```

IF (ARR.EQ.'THI') RP=BLOC01+1.18*C16*DSORT(C14)*BLUC03
IF (ARR.EQ.'GUA') RP=BLOC01+0.93*C16*DSORT(C14)*BLUC03
IF (ARR.EQ.'URO') RP=0.72*BLOC01+0.93*C16*DSORT(C14)*BLUC03
FP=1/(0.8+NI*DSORT(D1PO/PP0))
REP=D1PO*FP*WS/(29*MISCP*AXSPE)

```

```

IF (ARR.EQ.'TRI') GO TO 50
IF (PR.EQ.1.25) FTINK=CURV9A(REP)
IF (PR.EQ.1.33) FTINK=CURV9B(REP)
IF (PR.EQ.1.50) FTINK=CURV9C(REP)
IF (PR.EQ.1.200) FTINK=CURV9D(REP)
IF (PR.EQ.1.208) FTINK=CURV9E(REP)
IF (PR.EQ.1.375) FTINK=CURV9F(REP)
IF (PR.EQ.1.416) FTINK=CURV9G(REP)
GO TO 60

```

```

50 IF (ARR.EQ.'GUA') FTINK=CURV10(REP)
60 IF (ARR.EQ.'URO') FTINK=CURV11(REP)
  DELPS=144*(FP*WS/(1.05*AXSPE))**2*(1+V*PP0/D1PO)*0.335*CX*D1PO*
  1 NB*FTINK/(RHS*MIS*PP0*4)
  IF (NUTROC.EQ.2.AND.MED.EQ.1) GO TO 222
  IF (NUTROC.EQ.4.AND.MED.EQ.1) GO TO 222
  GO TO 333

```

PROCEDIMENTO PARA TESTAR A SUBROTINA

```

222 TYPE 111
111 FORMAT(///26X'### SUB ROTINA "TINKER"',)
  TYPE 1,NUTROC,MED,MITECP,MITES,NC,D3PO,C14,C15,C16,MIS
  FORMAT(10X'NUTROC='114,10X'MED'3X'='114,10X'MITECP='F14.6,10X
1 1,MITES='F14.6/10X,NC'4X'='114,10X,D3PO='F14.8/10X,C14'3X'='F14.8
  210X'C15'3X'='F14.8/10X,C16'3X'='F14.8,10X'MIS'3X'='F14.8)
  TYPE 2,C2,C3,CA,AXSPE,C,ALFA,EMINHO,FTS
  FORMAT(10X'C2'4X'='F14.6,10X'C3'4X'='F14.6/10X,CA'4X'='F14.8,10X
1 1,AXSPE='F14.8/10X,C'5X'='F14.6,10X,ALFA='F14.8/10X,EMINHO=
  2 F14.8,10X,FIS'3X'='F14.6)
  TYPE 3,MJ,SJ,M,L2PO,ES,CX,YZINHO,Y,NB,D1PO
  FORMAT(10X'MJ'4X'='F14.8,10X'SJ'4X'='F14.8/10X,M'5X'='F14.8,10X
1 1,L2PO='F14.8/10X,ES'4X'='F14.8,10X,CX'4X'='F14.8/10X,YZINHO=

```

2 *F14.6,10X*Y*5X*='F14.8/10X*NB*4X*='Y14,10X*01PO ='F14.6)
TYPE 4,BLOCC1,BLOCC2,BLOCC3,VH,PH,REH,BO,HOB,BO,RUS
FORMAT(10X*BLOCC1='F14.6,10X*BLOCC2='F14.8/10X*BLOCC3='F14.8,10X
1 *NH*4X*='F14.8/10X*FH*4X*='F14.8,10X*REH*3X*='F14.5/10X*BO*4X
2 *='F14.5,10X*HOB*3X*='F14.5/10X*BO*4X*='F14.5,10X*RUS*3X*='F14.6)
TYPE 5,RP,FP,REP,FTINK,BELPS,MISCP,C4,NSS
FORMAT(10X*RP*4X*='F14.8,10X*FP*4X*='F14.8/10X*REP*3X*='F14.5,
1 10X*FTINK*='F14.8/10X*BELPS*='F14.5,10X*MISCP*='F14.8/10X*C4
2 4X*='F14.6,10X*NSS*3X*='Y14)
RETURN
END

SUBROTINA BELL(NR,PI,D1PO,D2PO,D4PO,L3PO,NT,PPD,NSS,PK,
1 NS,NCHI,DCHIPO,NTJ,FIS,CCHI,NTCHI,G,NO,DELPS,RES,MIS,POS,KS,CS
2 ,O,NTJ1,NC,RDIO,TT,NUTROC,D1PO,XED,NITECP)

SUBROTINA QUE CALCULA A TROCA DE CALOR E A PERDA DE CARGA
PARA O FLUIDO DO LADO DO CASCO PELO METODO DE BELL

IMPLICIT REAL*8(A-Z)

INTEGER NTCHI,NP1,NSS,NT,NR,NTJ,NCHI,NS,NTJ1,ARR,NUTROC,NC
1 *MED

TYPE 400

FORMAT(///26X'### SUB ROTINA "BELL"/')

C A R A C T E R I S T I C A S G E O M E T R I C A S

D2PE=D2PO/12.0

IF(NUTROC.LE.3) NTFC=NC

IF(NUTROC.GE.4) NTFC=(D3PO-D2PO)/PPD+1.0

SMSPO=(D1PO-NTFC*D2PO)*L3PO

SMSPE=SMSPO/144.0

IF(NUTROC.GE.4) GO TO 80

SBPSPU=(D1PO-(NTFC-1)*PPD-D2PO)*L3PO

GO TO 90

SBPSPU=(D1PO-D3PO)*L3PO

FBP=SBPSPU/SMSPO

NC=NTFC

IF(ARR.EQ.'TRI') GO TO 1

IF(ARR.EQ.'QUA') GO TO 2

IF(ARR.EQ.'GRD') GO TO 3

PNPO=PPD/2.0

PPPO=0.6660254*PPD

GO TO 4

PNPO=PPD

PPPO=PPD

GO TO 4

PNPO=0.7071068*PPD

PPPO=PNPO

LCPO=CCHI*D1PO

NR=D1PO*(1-2*LCPO/D1PO)/PPPO+0.5

R1=2.*DFLOAT(NTJ)/DFLOAT(NT)

NJ=0.8*LCPO/PPPO

NR1=(NCHI+1)*NR+(NCHI+2)*NJ

STBSPE=(D4PO**2-D2PO**2)*NTCHI*PI/576.0

TET=DOUBLE(2.0*ACOS(SNGL(1-2*LCPO/D1PO)))

TETA=TET*180./PI

SSBSPE=(PI/576.0)*((360-TETA)/360.0)*(D1PO**2*DCHIPO**2)

SLSPE=STBSPE+SSBSPE

S3=SLSPE/SMSPE

S4=(STBSPE+2*SSBSPE)/SLSPE

SJSPE=(PI*(D1PO/2.0)**2*TETA/360.0-(D1PO/2.0)**2*DSIN(TET)

1/2.0*PI*D2PO**2*NTJ1/4.0)/144.0

FI=1-K1+0.524*R1**0.32*(SMSPE/SJSPE)**0.03

L3PE=L3PO/12.0

T R O C A D E C A L O R

GM=NS/SMSPE

RES=D2PE*GM/MIS

IF(ARR.EQ.'TRI') GO TO 5

```

IF(ARR.EQ.'QUA') GO TO 6
IF(ARR.EQ.'QRO') GO TO 7
5 IF(PR.EQ.1.25 OR PR.EQ.1.33) JBELL=CURV1A(RES)
IF(PR.EQ.1.200) JBELL=CURV1G(RES)
IF(PR.EQ.1.208) JBELL=CURV1H(RES)
IF(PR.EQ.1.375) JBELL=CURV1I(RES)
IF(PR.EQ.1.416) JBELL=CURV1J(RES)
IF(PR.EQ.1.50) JBELL=CURV1D(RES)
GO TO 11
6 IF(PR.EQ.1.25 OR PR.EQ.1.33) JBELL=CURV1B(RES)
IF(PR.EQ.1.50) JBELL=CURV1E(RES)
GO TO 11
7 IF(PR.EQ.1.25 OR PR.EQ.1.33) JBELL=CURV1C(RES)
IF(PR.EQ.1.50) JBELL=CURV1F(RES)
GO TO 11
11 IF(RES.LT.100.0) ALFA1=1.5
IF(RES.GE.100.0) ALFA1=1.35
IF(NSS.LE.(NR/2)) RNS=DFLOAT(NSS)/DFLOAT(NR)
IF(NSS.LE.(NR/2)) GCIH=DEXP(-ALFA1*FRP*(1-(2*RNS)**(1.0/3.0)))
IF(NSS.GT.(NR/2)) GCIH=1.0
IF(RES.LE.100.0) AIS=(DFLOAT(NR1)/DFLOAT(NR))*0.1R
IF(RES.GT.100.0 AND RES.LT.1000.0) AIS=1.0
IF(RES.GE.1000.0) AIS=1/(1.073-0.744/NR1+0.351/NR1**3)
RDO=(JBELL*FI*GCIH*(S*GM/XIS)*(KS/(S*MTS))**((2.0/3.0)
IF(POCASC) IE=TT+RDO*(TS-TT)/(RDI0+RDO)
IF(.NOT.POCASC) TE=TT-RDO*(TT-TS)/(RDI0+RDO)
IF(NUITRO.GL.4) GO TO 12
MITES=CMIS(TE)
GO TO 13
12 MITES=MITECP*2.42
13 FIS=(MIS/MITES)**0.14
HNL=RDO*FIS
RELHID=0.45*S3+0.10*(1-DEXP(-70*S3))
RELH=RELHID*S4
HO=(1-RELH)*HNL

```

P E R D A D E C A R G A

```

IF(ARR.EQ.'TRI') GO TO 20
IF(ARR.EQ.'QRO') GO TO 30
IF(ARR.EQ.'QUA') GO TO 40
20 IF(PR.EQ.1.25) FBELL=CURV3A(RES)
IF(PR.EQ.1.33) FBELL=CURV3B(RES)
IF(PR.EQ.1.50) FBELL=CURV3E(RES)
IF(PR.EQ.1.200) FBELL=CURV3G(RES)
IF(PR.EQ.1.208) FBELL=CURV3H(RES)
IF(PR.EQ.1.375) FBELL=CURV3I(RES)
IF(PR.EQ.1.416) FBELL=CURV3J(RES)
GO TO 50
30 IF(PR.EQ.1.25) FBELL=CURV3C(RES)
IF(PR.EQ.1.33) FBELL=CURV3D(RES)
IF(PR.EQ.1.50) FBELL=CURV3F(RES)
GO TO 50
40 IF(PR.EQ.1.25) FBELL=CURV4A(RES)
IF(PR.EQ.1.33) FBELL=CURV4B(RES)
IF(PR.EQ.1.50) FBELL=CURV4C(RES)
50 IF(RES.LT.100.0) ALFA2=1.0
IF(RES.GE.100.0) ALFA2=1.0
IF(NSS.LE.(NR/2)) GCIFC=DEXP(-ALFA2*FRP*(1-(2*RNS)**(1.0/3.0)))

```

```

IF(NSS.GT.(NR/2)) QCIPC=1.0
DELPHP=4*HLL*GM*2*QCIPC*NR/(2*ROS*CC*FIS*3600*2)
VM=GM/(ROS*3600)
VJ=WS/(SJSPE*ROS*3600)
VZ=DSQRT(VM*VJ)
IF(RES.GT.100.0) GO TO 60
RD1PD=D1PD/2.0
RD1PE=RD1PD/12.0
PMJ=PI*0.21F*NTJ1+RD1PE*P*F
DJPE=4*SJSPE/PMJ
DELPJ=20*(MIS*VZ*12/(GC*D*3600))*NJ+26*(MIS*VZ/(GC*DJPE*3600))
1 *DJPE/DJPE+ROS*VZ**2/GC
GO TO 70
DELPJ=(2+0.0*HJ)*DELPJ*VZ**2/(2*GC)
RELPID=0.57*S3+0.27*(1-DJAP*(-20*S3))
IF(RELPID.GT.0.7) RELPID=0.7
DELP=RELPID*54
RELPI=1.0-RELPI
DELP5=2*DELPHP*(1+NJ/NR)+((NCHI-1)*DELPHP+NCHI*DELPJ)*RELPI
IF(NUTROC.EQ.2.AND.MED.EQ.1) GO TO 101
IF(NUTROC.EQ.4.AND.MED.EQ.1) GO TO 101
IF(NUTROC.EQ.5.AND.MED.EQ.11) GO TO 101
IF(NUTROC.EQ.7.AND.MED.EQ.1) GO TO 101
GO TO 777

```

ROTINA PARA TESTE DA SUB ROTINA:

```

TYPE 100
FORMAT(/10X** SUBROTINA BELL **)
TYPE 102,NUTROC,MED,D3PD,PMJ,CS,KS,NTFC,TS
FORMAT(10X,NUTROC='I14,10X,MED'3X='I14,10X,D3PD ='F14.6,10X
1 *PMJ'3X='F14.6/10X,CS'4X='F14.6,10X,KS'4X='F14.6/10X,NIFC'
2 2X='F14.6,10X,TS'4X='F14.6)
TYPE 111,NC,SMSPD,SMSPE,GM,RES,D2PD,MIS,JBELL
FORMAT(10X,NC'4X='I14,10X,SMSPD ='F14.8/10X,SMSPE ='F14.8,10X
1 *GM'4X='F14.6/10X,RES'3X='F14.6,10X,D2PD ='F14.6/10X,MIS'3X
2 ='F14.6,10X,JBELL ='F14.8)
TYPE 222,VM,NTCHI,VJ,SJSPE,ROS,WS,TETA,NCHI,NJ,QCIH
FORMAT(10X,VM'4X='F14.6,10X,NTCHI ='I14/10X,VJ'4X='F14.6,10X
1 *SJSPE ='F14.8/10X,ROS'3X='F14.6,10X,WS'4X='I14/10X,TETA ='
2 F14.6,10X,NCHI ='I14/10X,NJ'4X='F14.6,10X,QCIH'2X='F14.8)
TYPE 333,SSBSPE,FIS,VZ,STBSPE,RELP,DELPHP,SBSPD,RELHID,D4PD,NT
FORMAT(10X,SSBSPE='F14.6,10X,FIS'3X='F14.6/10X,VZ'4X='F14.6,
1 10X,STBSPE='F14.6/10X,RELP ='F14.6,10X,DELPHP='F14.6/10X,SB
2 SPD='F14.6,10X,RELHID='F14.6/10X,D4PD ='F14.6,10X,NT'4X='I14)
TYPE 444,CCHI,FBP,PPPD,LCPO,NR,R1,FI,NR,XIS,NTJ
FORMAT(10X,CCHI ='F14.6,10X,FBP'3X='F14.8/10X,PPPD ='F14.8,
1 10X,LCPO ='F14.8/10X,NR'4X='I14,10X,R1'4X='F14.7/10X,FI'4X
2 ='F14.8,10X,NR1'3X='I14/10X,XIS'3X='F14.8,10X,NTJ'3X='I14)
TYPE 555,RD,SLSPE,S3,S4,D1PD,NSS,TE,MITES
FORMAT(10X,RD'3X='F14.5,10X,SLSPE ='F14.8/10X,S3'4X='F14.8,10X
1 *S4'4X='F14.8/10X,D1PD ='F14.6,10X,NSS'3X='I14/10X,TE'4X
2 ='F14.6,10X,MITES ='F14.6)
TYPE 666,FBELL,QCIPC,TET,DELPJ,RELPI,RELPI,HQ,DELP5,DJPE,RELH
FORMAT(10X,FBELL ='F14.8,10X,QCIPC ='F14.8/10X,TET'3X='F14.8,
1 10X,DELPJ ='F14.5/10X,RELPID='F14.6,10X,RELPI ='F14.6,10X,HQ'
2 4X='F14.4,10X,DELP5 ='F14.5/10X,DJPE ='F14.6,10X,RELH'2X
3 ='F14.6)
RETURN
END

```

COMPUTER PROGRAM APPROX (TT)
DOUBLE PRECISION (7, E(6), XL

IF (TT) L1 -20.000000, OR, TT, GT, 10.000000) GU TO 1
A(1) = -0.20000000000000000000+02 : B(1) = -0.20000000000000000000+02
A(2) = -0.10000000000000000000+02 : B(2) = -0.30000000000000000000+01
A(3) = 0.00000000000000000000+00 : B(3) = -0.40000000000000000000+01
A(4) = 0.10000000000000000000+02 : B(4) = -0.49999999999999999970+03
A(5) = 0.20000000000000000000+02 : B(5) = -0.16666666666666666660+04
A(6) = 0.30000000000000000000+02 : B(6) = -0.83333333333333333320+06
A(7) = 0.40000000000000000000+02 : B(7) = -0.33333333333333333340+07
B(8) = 0.97222222222222222260+00

1 IF (TT) L1 40.000000, OR, TT, GT, 100.000000) GU TO 2
A(1) = 0.40000000000000000000+02 : B(1) = 0.40000000000000000000+02
A(2) = 0.50000000000000000000+02 : B(2) = 0.14000000000000000000+01
A(3) = 0.60000000000000000000+02 : B(3) = -0.15000000000000000000+01
A(4) = 0.70000000000000000000+02 : B(4) = 0.00000000000000000000+00
A(5) = 0.80000000000000000000+02 : B(5) = 0.83333333333333333360+05
A(6) = 0.90000000000000000000+02 : B(6) = -0.41666666666666666680+06
A(7) = 0.10000000000000000000+03 : B(7) = 0.16666666666666666670+07
B(8) = -0.62499999999999999990+00

2 IF (TT) L1 100.000000, OR, TT, GT, 160.000000) GU TO 3
A(1) = 0.10000000000000000000+03 : B(1) = 0.10000000000000000000+03
A(2) = 0.11000000000000000000+03 : B(2) = 0.75000000000000000000+00
A(3) = 0.12000000000000000000+03 : B(3) = -0.99999999999999999990+02
A(4) = 0.13000000000000000000+03 : B(4) = 0.24999999999999999990+03
A(5) = 0.14000000000000000000+03 : B(5) = -0.83333333333333333320+05
A(6) = 0.15000000000000000000+03 : B(6) = 0.20833333333333333310+06
A(7) = 0.16000000000000000000+03 : B(7) = -0.41666666666666666650+08
B(8) = 0.69444444444444444420+10

3 IF (TT) L1 160.000000, OR, TT, GT, 220.000000) GU TO 4
A(1) = 0.10000000000000000000+03 : B(1) = 0.10000000000000000000+03
A(2) = 0.17000000000000000000+03 : B(2) = 0.40000000000000000000+00
A(3) = 0.10000000000000000000+03 : B(3) = -0.30000000000000000000+02
A(4) = 0.19000000000000000000+03 : B(4) = 0.00000000000000000000+00
A(5) = 0.20000000000000000000+03 : B(5) = -0.18352380523843174000+22
A(6) = 0.21000000000000000000+03 : B(6) = 0.13764285392882380500+23
A(7) = 0.22000000000000000000+03 : B(7) = 0.8333333333333333332770+09
B(8) = -0.55555555555555555540+10

4 IF (TT) L1 220.000000, OR, TT, GT, 200.000000) GU TO 5
A(1) = 0.22000000000000000000+03 : B(1) = 0.22000000000000000000+03
A(2) = 0.23000000000000000000+03 : B(2) = 0.24000000000000000000+00
A(3) = 0.24000000000000000000+03 : B(3) = -0.20000000000000000000+02
A(4) = 0.25000000000000000000+03 : B(4) = -0.29646153153900511900+21
A(5) = 0.26000000000000000000+03 : B(5) = 0.19764102102600341200+22
A(6) = 0.27000000000000000000+03 : B(6) = 0.4166666666666666665900+07
A(7) = 0.28000000000000000000+03 : B(7) = -0.2499999999999999999800+08
B(8) = 0.8333333333333333332700+10

5 IF (TT) L1 270.000000, OR, TT, GT, 300.000000) GU TO 6
A(1) = 0.27000000000000000000+03 : B(1) = 0.27000000000000000000+03
A(2) = 0.28000000000000000000+03 : B(2) = 0.16000000000000000000+00
A(3) = 0.29000000000000000000+03 : B(3) = -0.10000000000000000000+02
A(4) = 0.30000000000000000000+03 : B(4) = 0.27528570785764761000+21
A(5) = 0.31000000000000000000+03 : B(5) = -0.91761902619215870000+23
A(6) = 0.32000000000000000000+03 : B(6) = 0.22940475654803967500+24
A(7) = 0.33000000000000000000+03 : B(7) = -0.45880951309607935000+26
B(8) = 0.35293039468929180800+20

6 XL=B(8)
DO 7 I=7,2,-1
7 AL=B(I)+(TT-A(I-1))*XL
ABAGUA=XL

RETURN

END

REAL FUNCTION TAB1(D2PD, BWG, N)

REAL A1, A2, A3

INTEGER M, BWG

OPEN(UNIT=10, DEVICE='DISK', FILE='TABELA.DAT')

READ(40,1,END=100) D2PD1, BWGTAB, A1, A2, A3

FORWRITE(F,1,3F)

IF(BWGTAB.EQ.BWG.AND.D2PD1.EQ.D2PD) GO TO 10

IF(N.EQ.1) TAB1=A1

IF(N.EQ.2) TAB1=A2

IF(N.EQ.3) TAB1=A3

RETURN

TYPE 20, BWG, D2PD

FORMAT(10A'???'//) TABELA NAO EXISTE BWG='14' E D2PD='F11.6'///

STOP '???' EXECUCAO INTERROMPIDA DEVIDO A UM ERRO FATAL

END

REAL FUNCTION CURV16(X)

REAL*8 X

IF(X.LT. .60000D+02)

*CURV16=-.12111D-05*X**2+ .18578D-03*X+ .90024D+00

IF(X.GE. .60000D+02.AND.X.LT. .70000D+03)

*CURV16=-.12111D-05*X**2+ .18578D-03*X+ .90024D+00

IF(X.LT. .60000D+02)

*CURV16=-.12111D-05*X**2+ .18578D-03*X+ .90024D+00

IF(X.GE. .60000D+02.AND.X.LT. .70000D+03)

*CURV16=-.12111D-05*X**2+ .18578D-03*X+ .90024D+00

IF(X.LT. .60000D+02.OR.X.GT. .70000D+03) WRITE(5,100)

FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES

* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')

RETURN

END

REAL FUNCTION CURV14(X)

REAL*8 X

X=DLOG(X)

IF(X.LT. .40943D+01) CURV14=DEXP(-.98102D+00*X+-.77816D+00)

IF(X.GE. .40943D+01.AND.X.LT. .46052D+01)

*CURV14=DEXP(-.98102D+00*X+-.77816D+00)

IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .49078D+01)

*CURV14=DEXP(-.10056D+01*X+-.65353D+00)

IF(X.GE. .49078D+01.AND.X.LT. .52103D+01)

*CURV14=DEXP(-.27242D+00*X+-.57041D+01)

IF(X.GE. .52103D+01.AND.X.LT. .55130D+02)

*CURV14=DEXP(-.25838D+00*X+-.58383D+01)

IF(X.GE. .55130D+02.AND.X.LT. .58159D+02)

*CURV14=DEXP(-.22124D+00*X+-.62733D+01)

IF(X.GE. .58159D+02) CURV14=DEXP(-.22124D+00*X+-.62733D+01)

IF(X.LT. .40943D+01.OR.X.GT. .58159D+02) WRITE(5,100)

FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES

* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')

X=DEXP(X)

RETURN

END

REAL FUNCTION CURV13(X)

REAL*8 X

X=DLOG(X)

IF(X.LT. .23026D+01) CURV13=DEXP(.46383D+00*X+-.46065D+00)

IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .52983D+01)

*CURV13=DEXP(.46383D+00*X+-.46065D+00)

IF(X.GE. .52983D+01.AND.X.LT. .69078D+01)

```

*CURV13=DEXP( .117450+01*X**2+ .362510+00*Y+- .250800+00)
IF(X.GE. .690780+01.AND.X.LT. .921030+01)
*CURV13=DEXP( .691710+03*X**2+ .511220+00*Y+- .767270+00)
IF(X.GE. .921030+01.AND.X.LT. .115130+02)
*CURV13=DEXP( .547820+00*X+- .104380+01)
IF(X.GE. .115130+02.AND.X.LT. .138160+02)
*CURV13=DEXP( .557460+00*X+- .116980+01)
IF(X.GE. .138160+02) CURV13=DEXP( .557460+00*X+- .116980+01)
IF(X.LT. .230260+01.OR.X.GT. .138160+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* PARA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV15(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .230260+01)
*CURV15=DEXP( .105370+00*X**2+- .157530+01*Y+- .754420+01)
IF(X.GE. .230260+01.AND.X.LT. .449980+01)
*CURV15=DEXP( .105370+00*X**2+- .157530+01*Y+- .754420+01)
IF(X.GE. .449980+01.AND.X.LT. .599150+01)
*CURV15=DEXP( .105120+00*X**2+- .145270+01*Y+- .616550+00)
IF(X.GE. .599150+01.AND.X.LT. .689240+01)
*CURV15=DEXP( .166890+00*X+- .455540+01)
IF(X.GE. .689240+01.AND.X.LT. .910500+01)
*CURV15=DEXP( .197890+00*X+- .434200+01)
IF(X.GE. .910500+01.AND.X.LT. .114080+02)
*CURV15=DEXP( .186740+00*X+- .444190+01)
IF(X.GE. .114080+02.AND.X.LT. .137100+02)
*CURV15=DEXP( .423090+00*X+- .157010+01)
IF(X.GE. .137100+02.AND.X.LT. .138160+02)
*CURV15=DEXP( .146630+02*X+- .209590+03)
IF(X.GE. .138160+02) CURV15=DEXP( .146630+02*X+- .209590+03)
IF(X.LT. .230260+01.OR.X.GT. .138160+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* PARA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV12(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .340120+01) CURV12=DEXP( .341940+00*X+- .899900+00)
IF(X.GE. .340120+01.AND.X.LT. .460520+01)
*CURV12=DEXP( .341940+00*X+- .899900+00)
IF(X.GE. .460520+01.AND.X.LT. .690780+01)
*CURV12=DEXP( .335280+00*X+- .866730+00)
IF(X.GE. .690780+01.AND.X.LT. .921030+01)
*CURV12=DEXP( .159480+00*X**2+- .156160+01*Y+ .454350+01)
IF(X.GE. .921030+01.AND.X.LT. .105970+02)
*CURV12=DEXP( .121560+00*X**2+- .159680+01*Y+ .801640+01)
IF(X.GE. .105970+02.AND.X.LT. .115130+02)
*CURV12=DEXP( .826190+00*X+- .394710+01)
IF(X.GE. .115130+02.AND.X.LT. .131220+02)
*CURV12=DEXP( .758850+00*X+- .317560+01)
IF(X.GE. .131220+02) CURV12=DEXP( .758850+00*X+- .317560+01)
IF(X.LT. .340120+01.OR.X.GT. .131220+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* PARA DOS INTERVALOS TABELADOS')

```

```

X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CSNAV (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .50000D+02) CSNAV = .55938D-03*X+ .40120D+00
IF(X.GE. .50000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CSNAV = .55938D-03*X+ .40120D+00
IF(X.LT. .50000D+02) CSNAV = .55938D-03*X+ .40120D+00
IF(X.GE. .50000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CSNAV = .55938D-03*X+ .40120D+00
IF(X.LT. .50000D+02.OR.X.GT. .20000D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION ROSNAV(X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .50000D+02) ROSNAV=-.22511D-01*X+ .58500D+02
IF(X.GE. .50000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*ROSNAV=-.22511D-01*X+ .58500D+02
IF(X.LT. .50000D+02) ROSNAV=-.22511D-01*X+ .58500D+02
IF(X.GE. .50000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*ROSNAV=-.22511D-01*X+ .58500D+02
IF(X.LT. .50000D+02.OR.X.GT. .20000D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION MISNAV(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .39120D+01) MISNAV=DEXP(-.32807D+01*X+ .20628D+02)
IF(X.GE. .39120D+01.AND.X.LT. .52983D+01)
*MISNAV=DEXP(-.32807D+01*X+ .20628D+02)
IF(X.LT. .39120D+01) MISNAV=DEXP(-.32807D+01*X+ .20628D+02)
IF(X.GE. .39120D+01.AND.X.LT. .52983D+01)
*MISNAV=DEXP(-.32807D+01*X+ .20628D+02)
IF(X.LT. .39120D+01.OR.X.GT. .52983D+01) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION KSNAV (X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .39120D+01)
*KSNAV =DEXP( .59667D+00*X**2+-.53425D+01*X+ .93451D+01)
IF(X.GE. .39120D+01.AND.X.LT. .46052D+01)
*KSNAV =DEXP( .59667D+00*X**2+-.53425D+01*X+ .93451D+01)
IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .52983D+01)
*KSNAV =DEXP( .15140D-01*X**2+-.26555D+00*X+-.17007D+01)
IF(X.GE. .52983D+01)
*KSNAV =DEXP( .15140D-01*X**2+-.26555D+00*X+-.17007D+01)
IF(X.LT. .39120D+01.OR.X.GT. .52983D+01) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN

```

```

END
REAL*8 FUNCTION CURVIG(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURVIG=DEXP(-.69374D+00*X+.55376D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .36889D+01)
*CURVIG=DEXP(-.69374D+00*X+.55376D+00)
IF(X.GE. .36889D+01.AND.X.LT. .55215D+01)
*CURVIG=DEXP(-.14166D+01*X**2+-.53185D+00*X+.13637D+00)
IF(X.GE. .55215D+01.AND.X.LT. .86995D+01)
*CURVIG=DEXP(-.38097D+00*X+-.11404D+01)
IF(X.GE. .86995D+01.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURVIG=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURVIG=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURVIH(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURVIH=DEXP(-.69214D+00*X+.53929D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .36889D+01)
*CURVIH=DEXP(-.69214D+00*X+.53929D+00)
IF(X.GE. .36889D+01.AND.X.LT. .55215D+01)
*CURVIH=DEXP(-.79894D+02*X**2+-.58424D+00*X+.23807D+00)
IF(X.GE. .55215D+01.AND.X.LT. .86995D+01)
*CURVIH=DEXP(-.38097D+00*X+-.11404D+01)
IF(X.GE. .86995D+01.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURVIH=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURVIH=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURVIJ(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURVIJ=DEXP(-.66837D+00*X+.26594D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .36889D+01)
*CURVIJ=DEXP(-.66837D+00*X+.26594D+00)
IF(X.GE. .36889D+01.AND.X.LT. .55215D+01)
*CURVIJ=DEXP(-.77992D+01*X**2+-.312779D+01*X+.14570D+01)
IF(X.GE. .55215D+01.AND.X.LT. .86995D+01)
*CURVIJ=DEXP(-.38097D+00*X+-.11404D+01)
IF(X.GE. .86995D+01.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURVIJ=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURVIJ=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURVII(X)
REAL*8 X

```

```

X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV1I=DEXP(-.67100D+00*X+.30620D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .36889D+01)
*CURV1I=DEXP(-.67100D+00*X+.30620D+00)
IF(X.GE. .36889D+01.AND.X.LT. .55215D+01)
*CURV1I=DEXP(.69754D+01*X**2+-.12186D+01*X+.13794D+01)
IF(X.GE. .55215D+01.AND.X.LT. .86995D+01)
*CURV1I=DEXP(-.38097D+00*X+-.11404D+01)
IF(X.GE. .86995D+01.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURV1I=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV1I=DEXP(-.33525D+00*X+-.13645D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.LT. .11513D+02) WRITE(5,100)
100  FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURV6D(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV6D=DEXP(.45900D+00*X+-.40249D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
*CURV6D=DEXP(.45900D+00*X+-.40249D+00)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .46052D+01)
*CURV6D=DEXP(.49038D+00*X+-.46753D+00)
IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV6D=DEXP(.58615D+00*X+-.92156D+00)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .92103D+01)
*CURV6D=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.GE. .92103D+01) CURV6D=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .92103D+01) WRITE(5,100)
100  FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURV6E(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV6E=DEXP(.45969D+00*X+-.40791D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
*CURV6E=DEXP(.45969D+00*X+-.40791D+00)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .46052D+01)
*CURV6E=DEXP(.49154D+00*X+-.47434D+00)
IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV6E=DEXP(.58662D+00*X+-.92457D+00)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .92103D+01)
*CURV6E=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.GE. .92103D+01) CURV6E=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .92103D+01) WRITE(5,100)
100  FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURV6G(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV6G=DEXP(.51726D+00*X+-.61093D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)

```

ILC

```
*CURV6G=DEXP(.51726D+00*X+-.61093D+00)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .46052D+01)
*CURV6G=DEXP(.49502D+00*X+-.54828D+00)
IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV6G=DEXP(.60066D+00*X+-.10153D+01)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .92103D+01)
*CURV6G=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.GE. .92103D+01) CURV6G=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .92103D+01) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
```

ILC

```
REAL*8 FUNCTION CURV6F(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV6F=DEXP(.43125D+00*X+-.55537D+00)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
*CURV6F=DEXP(.44125D+00*X+-.55537D+00)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .46052D+01)
*CURV6F=DEXP(.52053D+00*X+-.64271D+00)
IF(X.GE. .46052D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV6F=DEXP(.59765D+00*X+-.99589D+00)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .92103D+01)
*CURV6F=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.GE. .92103D+01) CURV6F=DEXP(.59383D+00*X+-.95980D+00)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .92103D+01) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
```

ILC

```
REAL*8 FUNCTION CURV9D(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .23026D+01) CURV9D=DEXP(-.10529D+01*X+ .60166D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .42485D+01)
*CURV9D=DEXP(-.10529D+01*X+ .60166D+01)
IF(X.GE. .42485D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV9D=DEXP(.12677D+00*X**2+-.19252D+01*X+ .75112D+01)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
*CURV9D=DEXP(.35114D-01*X**2+-.85352D+00*X+ .241874D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURV9D=DEXP(-.14528D+00*X+ .62113D+00)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV9D=DEXP(-.14528D+00*X+ .62113D+00)
IF(X.LT. .23026D+01.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
```

```
REAL*8 FUNCTION CURV9E(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .23026D+01) CURV9E=DEXP(-.10432D+01*X+ .59573D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .42485D+01)
*CURV9E=DEXP(-.10432D+01*X+ .59573D+01)
IF(X.GE. .42485D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV9E=DEXP(.12246D+00*X**2+-.19447D+01*X+ .75471D+01)
```

100

```

IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
*CURV9E=DEXP( .33668D-01*X**2+-.82320D+00*X+ .40284D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURV9E=DEXP(-.14528D+00*X+ .62113D+00)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV9E=DEXP(-.14528D+00*X+ .62113D+00)
IF(X.LT. .23026D+01.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

```

REAL*8 FUNCTION CURV9G(X)

```

```

REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .23026D+01) CURV9G=DEXP(-.88501D+00*X+ .48634D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .42485D+01)
*CURV9G=DEXP(-.88501D+00*X+ .48634D+01)
IF(X.GE. .42485D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV9G=DEXP( .13052D+00*X**2+-.19976D+01*X+ .72323D+01)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
*CURV9G=DEXP( .22473D-01*X**2+-.55468D+00*X+ .24107D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURV9G=DEXP(-.11668D+00*X+ .29634D+00)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV9G=DEXP(-.11668D+00*X+ .29634D+00)
IF(X.LT. .23026D+01.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

100

```

REAL*8 FUNCTION CURV9F(X)

```

```

REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .23026D+01) CURV9F=DEXP(-.90374D+00*X+ .50190D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .42485D+01)
*CURV9F=DEXP(-.90374D+00*X+ .50190D+01)
IF(X.GE. .42485D+01.AND.X.LT. .69078D+01)
*CURV9F=DEXP( .13377D+00*X**2+-.20481D+01*X+ .74619D+01)
IF(X.GE. .69078D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
*CURV9F=DEXP( .20807D-01*X**2+-.53280D+00*X+ .23729D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
*CURV9F=DEXP(-.12363D+00*X+ .37535D+00)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV9F=DEXP(-.12363D+00*X+ .37535D+00)
IF(X.LT. .23026D+01.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

100

```

REAL*8 FUNCTION CURV3G(X)

```

```

REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV3G=DEXP(-.10001D+01*X+ .45321D+01)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
*CURV3G=DEXP(-.10001D+01*X+ .45321D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .63969D+01)
*CURV3G=DEXP( .10823D+00*X**2+-.18054D+01*X+ .58464D+01)
IF(X.GE. .63969D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
*CURV3G=DEXP( .26135D-01*X**2+-.36965D+00*X+ .21308D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)

```

100

```

CURV3G=DEXP(-.11582D+00*X+-.10886D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV3G=DEXP(-.11582D+00*X+-.10886D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3H(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV3H=DEXP(-.10009D+01*X+.44865D+01)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
CURV3H=DEXP(-.10009D+01*X+.44865D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .63969D+01)
CURV3H=DEXP(-.10790D+00*X**2+-.17954D+01*X+.57759D+01)
IF(X.GE. .63969D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
CURV3H=DEXP(-.26058D-01*X**2+-.69051D+00*X+.20747D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
CURV3H=DEXP(-.11467D+00*X+-.11016D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV3H=DEXP(-.11467D+00*X+-.11016D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

100

```

REAL*8 FUNCTION CURV3J(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV3J=DEXP(-.10212D+01*X+.34208D+01)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
CURV3J=DEXP(-.10212D+01*X+.34208D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .63969D+01)
CURV3J=DEXP(-.99001D-01*X**2+-.15551D+01*X+.42188D+01)
IF(X.GE. .63969D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
CURV3J=DEXP(-.23731D-01*X**2+-.55891D+00*X+.92578D+00)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
CURV3J=DEXP(-.92652D-01*X+-.13509D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV3J=DEXP(-.92652D-01*X+-.13509D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)
FORMAT(5X'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
X=DEXP(X)
RETURN
END

```

100

```

REAL*8 FUNCTION CURV3I(X)
REAL*8 X
X=DLOG(X)
IF(X.LT. .00000D+00) CURV3I=DEXP(-.10081D+01*X+.36549D+01)
IF(X.GE. .00000D+00.AND.X.LT. .23026D+01)
CURV3I=DEXP(-.10081D+01*X+.36549D+01)
IF(X.GE. .23026D+01.AND.X.LT. .63969D+01)
CURV3I=DEXP(-.10085D+00*X**2+-.16000D+01*X+.44886D+01)
IF(X.GE. .63969D+01.AND.X.LT. .10597D+02)
CURV3I=DEXP(-.24466D-01*X**2+-.58568D+00*X+.11292D+01)
IF(X.GE. .10597D+02.AND.X.LT. .11513D+02)
CURV3I=DEXP(-.95750D-01*X+-.13158D+01)
IF(X.GE. .11513D+02) CURV3I=DEXP(-.95750D-01*X+-.13158D+01)
IF(X.LT. .00000D+00.OR.X.GT. .11513D+02) WRITE(5,100)

```

```

100 FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS,')
X=DEXP(X)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CMTS (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .80000D+02)
*CMIS = .44921D-03*X**2+-.18404D+00*X+ .21845D+02
IF(X.GE. .80000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CMIS = .44921D-03*X**2+-.18404D+00*X+ .21845D+02
IF(X.LT. .80000D+02)
*CMIS = .44921D-03*X**2+-.18404D+00*X+ .21845D+02
IF(X.GE. .80000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CMIS = .44921D-03*X**2+-.18404D+00*X+ .21845D+02
IF(X.LT. .80000D+02.OR.X.GT. .20000D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS,')
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CROS (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .80000D+02) CROS =-.23333D-01*X+ .52467D+02
IF(X.GE. .80000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CROS =-.23333D-01*X+ .52467D+02
IF(X.LT. .80000D+02) CROS =-.23333D-01*X+ .52467D+02
IF(X.GE. .80000D+02.AND.X.LT. .20000D+03)
*CROS =-.23333D-01*X+ .52467D+02
IF(X.LT. .80000D+02.OR.X.GT. .20000D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS,')
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CKT (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .32000D+02) CKT = .47128D-03*X+ .31512D+00
IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .17600D+03)
*CKT = .47128D-03*X+ .31512D+00
IF(X.LT. .32000D+02) CKT = .47128D-03*X+ .31512D+00
IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .17600D+03)
*CKT = .47128D-03*X+ .31512D+00
IF(X.LT. .32000D+02.OR.X.GT. .17600D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS,')
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CCT (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .32000D+02)
*CCT = .10817D-05*X**2+-.24838D-03*X+ .10124D+01
IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .21200D+03)
*CCT = .10817D-05*X**2+-.24838D-03*X+ .10124D+01
IF(X.LT. .32000D+02)
*CCT = .10817D-05*X**2+-.24838D-03*X+ .10124D+01
IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .21200D+03)
*CCT = .10817D-05*X**2+-.24838D-03*X+ .10124D+01
IF(X.LT. .32000D+02.OR.X.GT. .21200D+03) WRITE(5,100)
100 FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
* FORA DOS INTERVALOS TABELADOS,')
RETURN

```

```

END
REAL*8 FUNCTION CROT (X)
REAL*8 X
IF(X.LT. .32000D+02)
  *CROT = -.76066D-04*X**2+ .30491D-02*X+ .62497D+02
  IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .21200D+03)
    *CROT = -.76066D-04*X**2+ .30491D-02*X+ .62497D+02
    IF(X.LT. .32000D+02)
      *CROT = -.76066D-04*X**2+ .30491D-02*X+ .62497D+02
      IF(X.GE. .32000D+02.AND.X.LT. .21200D+03)
        *CROT = -.76066D-04*X**2+ .30491D-02*X+ .62497D+02
        IF(X.LT. .32000D+02.OR.X.GT. .21200D+03) WRITE(5,100)
        FORMAT(5X,'A APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES
        * FORA DOS INTERVALOS TABELADOS')
        RETURN
      END
    END
  END

```

```

PROGRAM CCL
IMPLICIT REAL*8 (A,O,S,X,Y)
LOGICAL ZA
COMMON/BL1/00,A1,0,SX,SY,SXY,SX2,S2X,X0,XN,ZA,X00,XNN,TIPO,OUTF
COMMON/BL2/00,A2,0,SA21,SX3,SX4
ZA=.FALSE. ; YNF=' ' ; OUTF=' '
TYPE 10
FORMAT(///10X'ARQUIVO DE ENTRADA ?'5(=' ')>> ',S)
ACCEPT 11,YNF
FORMAT(A10)
TYPE 15
FORMAT(///10X'NOME DA ROTINA ?'5(=' ')>> ',S)
ACCEPT 11,OUTF
TYPE 16
FORMAT(///10X'ARQUIVO DE SAIDA ? =====>> ',S)
ACCEPT 11,OUTFED
OPEN(UNIT=1,DEVICE='DSK',ACCESS='SEQUENTIAL',FILE=YNF)
OPEN(UNIT=2,DEVICE='DSK',ACCESS='SEQUENTIAL',FILE=OUTFED)
WRITE(2,25)OUTF
FORMAT(6X'REALIZAR FUNCTION 'A6'(X)'/6X'REAL=8 X')
READ(1,20,END=70,ERR=60)REGR,TIPO,N
FORMAT(A2,1X,A3,1)
IF(TIPO.EQ.'LOG'.AND..NOT.ZA)WRITE(2,100)
FORMAT(6X'X=DLOG(X)')
IF(REGR.EQ.'F'.OR.REGR.EQ.'FI') GO TO 80
SX=0.;SY=0.;SXY=0.;SX2Y=0.;S2X=0.;SX3=0.;SX4=0.;SX2=0.

TIPO2=TIPO ; REGR2=REGR
DO 40 I=1,N
READ(1,30,END=70,ERR=65) X,Y
IF(TIPO.EQ.'ROR') GO TO 35
X=DLOG(X) ; Y=DLOG(Y)
FORMAT(2D)
IF(ZA) GO TO 33
X00=X ; ZA=.TRUE.
IF(I.EQ.1) X0=X
IF(I.EQ.N) XN=X
XNN=X

CALCULO DAS SOMATORIAS

SX=SX+X
SY=SY+Y
SX2=SX2+X**2
SXY=SXY+X*Y
IF(REGR.EQ.'RL') GO TO 40
SX2Y=SX2Y+Y*X**2
SA3=SA3+X**3
SA4=SA4+X**4
CONTINUE

IF(REGR.EQ.'RL') S2X=SX**2
IF(REGR.EQ.'RL') CALL QUAD2
IF(REGR.EQ.'RP') CALL QUAD3
GO TO 19
TYPE 61,YNF
FORMAT(//10X'HA.. UM ERRO NO ARQUIVO 'A10'(CABECALHO)')
GO TO 70
TYPE 66,YNF
FORMAT(//10X'HA.. UM ERRO NO ARQUIVO 'A10'(VALORES X E Y)')

```

```

70 CLOSE(UNIT=1) ; CLOSE(UNIT=2) ; STOP
80 TYPE 81
81 FORMAT(///10X'PROGRAMA COMPLETADO NORMALMENTE'/10X'VOCE QUER
1 RODAP NOVAMENTE ?'/10X'====>> '.S)
ACCEPT 85,I
85 FORMAT(A3)
TIPO=TIPO2 ; REGR=REGR2 ; ZA=.FALSE.
IF(Regr.EQ.'RP')CALL WRIPOL
IF(Regr.EQ.'RL')CALL WRTLIN
WRITE(2,90)X0,XN
90 FORMAT(0X'IF(X.LT.'D11.5'.OR.X.GT.'D11.5') WRITE(5,100)'/100'
23X'FORMAT(5X'APROXIMACAO NAO E BOA PARA VALORES/5X'
3 FURA DOS INTERVALOS TABELADOS'))
IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,111)
111 FORMAT(0X'X=DFXP(X)')
WRITE(2,112)
112 FORMAT(0X'RETURN/5X'END')
CLOSE(UNIT=1) ; CLOSE(UNIT=2)
IF(I.EQ.'N') STOP
GO TO 5
END

```

SUBROUTINE QUAD2

INTERPOLACAO LINEAR

```

IMPLICIT REAL*8(A-H,O-S,U-Z)
LOGICAL ZA
COMMON/BL1/A0,A1,N,SX,SY,SXY,SX2,S2X,Y0,XN,ZA,X00,XNN,TIPO,OUTF
A1 = (SY * SX2 - SX * SAY) / (N * SA2 - S2X)
A0 = (N * SAY - SX * SY) / (N * SX2 - S2X)
CALL WRTLIN
RETURN
END

```

SUBROUTINE QUAD3

```

IMPLICIT REAL*8 (A-H,O,S,X,Y)
LOGICAL ZA
COMMON/BL1/A0,A1,N,SX,SY,SXY,SX2,S2X,Y0,XN,ZA,X00,XNN,TIPO,OUTF
COMMON/BL2/A2,R,SX2Y,SX3,SX4

```

```

A=SX
B=SA2
C=SA3
D=SA4
E=SY
F=SXY
G=SX2Y
BLOCO1=N*B-A**2
A2=(BLOCO1*(N*G-B*E)+N*(A*R-F-N*C*F+C*A*E)-E*B*A**2)/(N*(-N*C**2
1 +D*BLOCO1+2*(A*B*C))-B**2*(A**2+BLOCO1))
A1=(N*F-A*E-A2*(N*C-A*B))/BLOCO1
A0=(E-A*A1-B*A2)/N
CALL WRTPOL
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE WRTLIN
IMPLICIT REAL*8(A,O,S,X,Y)
LOGICAL ZA
COMMON/BL1/A0,A1,H, SX,SY, SXY, SX2, S2X, Y0, XN, ZA, X00, XNN, TIPO, DUTF
IF(X0.EQ.X00) GO TO 10
IF(.NOT.ZA) GO TO 15
5 IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,100)X0,XN,DUTF,A0,A1
IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,400)X0,XN,DUTF,A0,A1
RETURN
10 IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,200)X00,DUTF,A0,A1
IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,500)X00,DUTF,A0,A1
GO TO 5
RETURN
15 IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,300)XNN,DUTF,A0,A1
IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,600)XNN,DUTF,A0,A1
RETURN
100 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5'.AND.X.LT.'D11.5')'/5X'*A6='D11.5'*X+'
1D11.5)
400 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5'.AND.X.LT.'D11.5')'/5X'*A6'=DEXP
1('D11.5'*X+'D11.5'))
200 FORMAT(6X'IF(X.LT.'D11.5') A6='D11.5'*X+'D11.5)
500 FORMAT(6X'IF(X.LT.'D11.5') A6'=DEXP('D11.5'*X+'D11.5'))
300 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5') A6='D11.5'*X+'D11.5)
600 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5') A6'=DEXP('D11.5'*X+'D11.5'))
END

```

```

SUBROUTINE WRTPOL
IMPLICIT REAL*8(A,O,S,X,Y)
LOGICAL ZA
COMMON/BL1/A0,A1,H, SX,SY, SXY, SX2, S2X, X0, XN, ZA, X00, XNN, TIPO, DUTF
COMMON/BL2/A2,R, SX2Y, SX3, SX4
IF(X0.EQ.X00) GO TO 10
IF(.NOT.ZA) GO TO 15
5 IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,100)X0,XN,DUTF,A2,A1,A0
IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,125)X0,XN,DUTF,A2,A1,A0
RETURN
10 IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,150)X00,DUTF,A2,A1,A0
IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,175)X00,DUTF,A2,A1,A0
GO TO 5
RETURN
15 IF(TIPO.EQ.'LOG')WRITE(2,200)XNN,DUTF,A2,A1,A0
IF(TIPO.EQ.'NOR')WRITE(2,225)XNN,DUTF,A2,A1,A0
RETURN
100 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5'.AND.X.LT.'D11.5') '/5X'*A6'=DEXP('D11.5
1'*X**2+'D11.5'*X+'D11.5'))
125 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5'.AND.X.LT.'D11.5') '/5X'*A6='D11.5
1'*X**2+'D11.5'*X+'D11.5)
150 FORMAT(6X'IF(X.LT.'D11.5') '/5X'*A6'=DEXP('D11.5'*X**2+'D11.5
1'*X+'D11.5'))
175 FORMAT(6X'IF(X.LT.'D11.5') '/5X'*A6='D11.5'*X**2+'D11.5'*X+'
1D11.5)
200 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5') '/5X'*A6
1'=DEXP('D11.5'*X**2+'D11.5'*X+'D11.5'))
225 FORMAT(6X'IF(X.GE.'D11.5') A6='D11.5'*X**2+'D11.5'*X+'
1D11.5)
END

```

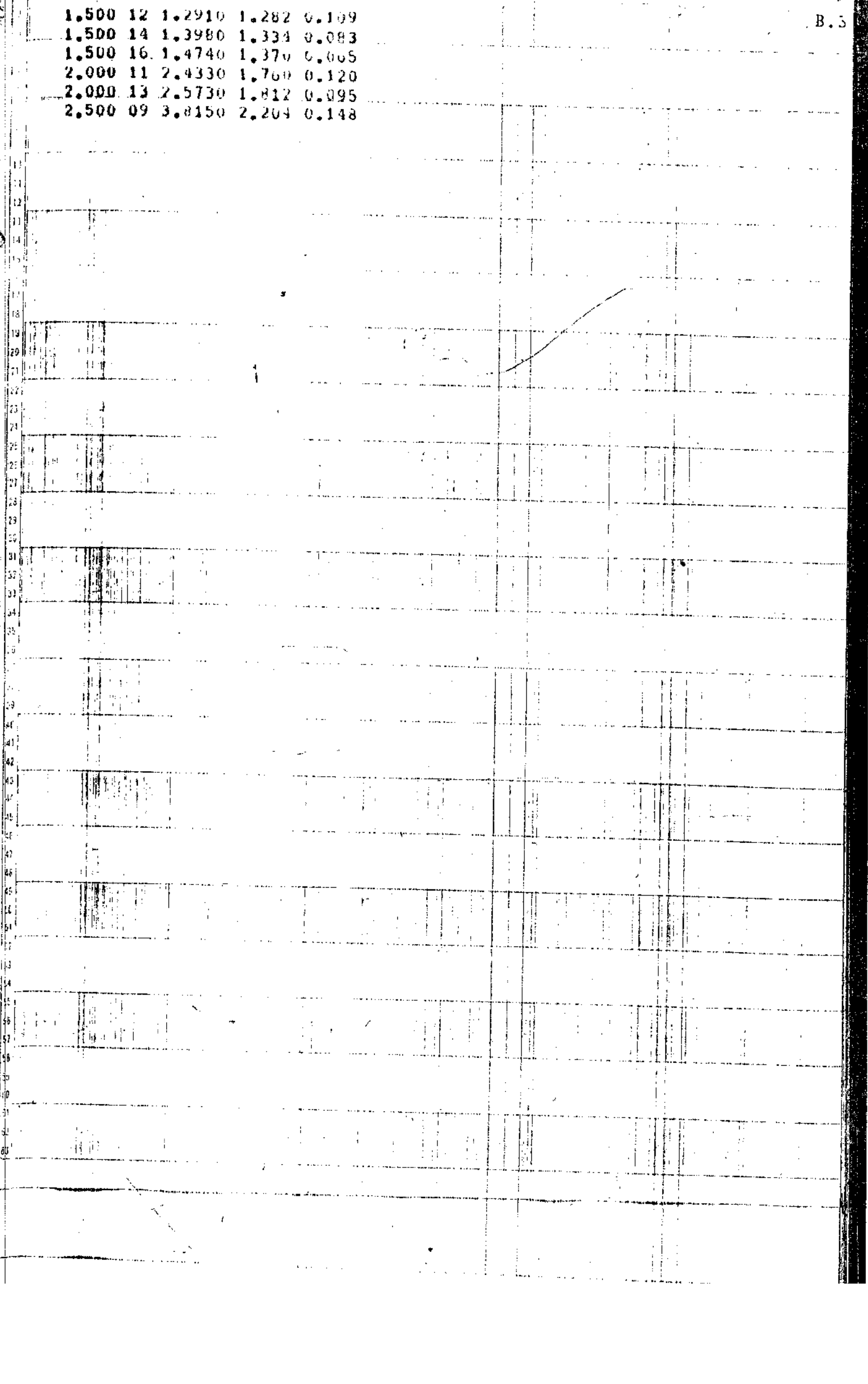
```

100  IF (N1.N2.N3.N4.N5.N6.N7.N8.N9.N10.N11.N12.N13.N14.N15.N16.N17.N18.N19.N20.N21.N22.N23.N24.N25.N26.N27.N28.N29.N30.N31.N32.N33.N34.N35.N36.N37.N38.N39.N40.N41.N42.N43.N44.N45.N46.N47.N48.N49.N50.N51.N52.N53.N54.N55.N56.N57.N58.N59.N60.N61.N62.N63.N64.N65.N66.N67.N68.N69.N70.N71.N72.N73.N74.N75.N76.N77.N78.N79.N80.N81.N82.N83.N84.N85.N86.N87.N88.N89.N90.N91.N92.N93.N94.N95.N96.N97.N98.N99.N100.N101.N102.N103.N104.N105.N106.N107.N108.N109.N110.N111.N112.N113.N114.N115.N116.N117.N118.N119.N120.N121.N122.N123.N124.N125.N126.N127.N128.N129.N130.N131.N132.N133.N134.N135.N136.N137.N138.N139.N140.N141.N142.N143.N144.N145.N146.N147.N148.N149.N150.N151.N152.N153.N154.N155.N156.N157.N158.N159.N160.N161.N162.N163.N164.N165.N166.N167.N168.N169.N170.N171.N172.N173.N174.N175.N176.N177.N178.N179.N180.N181.N182.N183.N184.N185.N186.N187.N188.N189.N190.N191.N192.N193.N194.N195.N196.N197.N198.N199.N200.N201.N202.N203.N204.N205.N206.N207.N208.N209.N210.N211.N212.N213.N214.N215.N216.N217.N218.N219.N220.N221.N222.N223.N224.N225.N226.N227.N228.N229.N230.N231.N232.N233.N234.N235.N236.N237.N238.N239.N240.N241.N242.N243.N244.N245.N246.N247.N248.N249.N250.N251.N252.N253.N254.N255.N256.N257.N258.N259.N260.N261.N262.N263.N264.N265.N266.N267.N268.N269.N270.N271.N272.N273.N274.N275.N276.N277.N278.N279.N280.N281.N282.N283.N284.N285.N286.N287.N288.N289.N290.N291.N292.N293.N294.N295.N296.N297.N298.N299.N300.N301.N302.N303.N304.N305.N306.N307.N308.N309.N310.N311.N312.N313.N314.N315.N316.N317.N318.N319.N320.N321.N322.N323.N324.N325.N326.N327.N328.N329.N330.N331.N332.N333.N334.N335.N336.N337.N338.N339.N340.N341.N342.N343.N344.N345.N346.N347.N348.N349.N350.N351.N352.N353.N354.N355.N356.N357.N358.N359.N360.N361.N362.N363.N364.N365.N366.N367.N368.N369.N370.N371.N372.N373.N374.N375.N376.N377.N378.N379.N380.N381.N382.N383.N384.N385.N386.N387.N388.N389.N390.N391.N392.N393.N394.N395.N396.N397.N398.N399.N400.N401.N402.N403.N404.N405.N406.N407.N408.N409.N410.N411.N412.N413.N414.N415.N416.N417.N418.N419.N420.N421.N422.N423.N424.N425.N426.N427.N428.N429.N430.N431.N432.N433.N434.N435.N436.N437.N438.N439.N440.N441.N442.N443.N444.N445.N446.N447.N448.N449.N450.N451.N452.N453.N454.N455.N456.N457.N458.N459.N460.N461.N462.N463.N464.N465.N466.N467.N468.N469.N470.N471.N472.N473.N474.N475.N476.N477.N478.N479.N480.N481.N482.N483.N484.N485.N486.N487.N488.N489.N490.N491.N492.N493.N494.N495.N496.N497.N498.N499.N500.N501.N502.N503.N504.N505.N506.N507.N508.N509.N510.N511.N512.N513.N514.N515.N516.N517.N518.N519.N520.N521.N522.N523.N524.N525.N526.N527.N528.N529.N530.N531.N532.N533.N534.N535.N536.N537.N538.N539.N540.N541.N542.N543.N544.N545.N546.N547.N548.N549.N550.N551.N552.N553.N554.N555.N556.N557.N558.N559.N560.N561.N562.N563.N564.N565.N566.N567.N568.N569.N570.N571.N572.N573.N574.N575.N576.N577.N578.N579.N580.N581.N582.N583.N584.N585.N586.N587.N588.N589.N590.N591.N592.N593.N594.N595.N596.N597.N598.N599.N600.N601.N602.N603.N604.N605.N606.N607.N608.N609.N610.N611.N612.N613.N614.N615.N616.N617.N618.N619.N620.N621.N622.N623.N624.N625.N626.N627.N628.N629.N630.N631.N632.N633.N634.N635.N636.N637.N638.N639.N640.N641.N642.N643.N644.N645.N646.N647.N648.N649.N650.N651.N652.N653.N654.N655.N656.N657.N658.N659.N660.N661.N662.N663.N664.N665.N666.N667.N668.N669.N670.N671.N672.N673.N674.N675.N676.N677.N678.N679.N680.N681.N682.N683.N684.N685.N686.N687.N688.N689.N690.N691.N692.N693.N694.N695.N696.N697.N698.N699.N700.N701.N702.N703.N704.N705.N706.N707.N708.N709.N710.N711.N712.N713.N714.N715.N716.N717.N718.N719.N720.N721.N722.N723.N724.N725.N726.N727.N728.N729.N730.N731.N732.N733.N734.N735.N736.N737.N738.N739.N740.N741.N742.N743.N744.N745.N746.N747.N748.N749.N750.N751.N752.N753.N754.N755.N756.N757.N758.N759.N760.N761.N762.N763.N764.N765.N766.N767.N768.N769.N770.N771.N772.N773.N774.N775.N776.N777.N778.N779.N780.N781.N782.N783.N784.N785.N786.N787.N788.N789.N790.N791.N792.N793.N794.N795.N796.N797.N798.N799.N800.N801.N802.N803.N804.N805.N806.N807.N808.N809.N810.N811.N812.N813.N814.N815.N816.N817.N818.N819.N820.N821.N822.N823.N824.N825.N826.N827.N828.N829.N830.N831.N832.N833.N834.N835.N836.N837.N838.N839.N840.N841.N842.N843.N844.N845.N846.N847.N848.N849.N850.N851.N852.N853.N854.N855.N856.N857.N858.N859.N860.N861.N862.N863.N864.N865.N866.N867.N868.N869.N870.N871.N872.N873.N874.N875.N876.N877.N878.N879.N880.N881.N882.N883.N884.N885.N886.N887.N888.N889.N890.N891.N892.N893.N894.N895.N896.N897.N898.N899.N900.N901.N902.N903.N904.N905.N906.N907.N908.N909.N910.N911.N912.N913.N914.N915.N916.N917.N918.N919.N920.N921.N922.N923.N924.N925.N926.N927.N928.N929.N930.N931.N932.N933.N934.N935.N936.N937.N938.N939.N940.N941.N942.N943.N944.N945.N946.N947.N948.N949.N950.N951.N952.N953.N954.N955.N956.N957.N958.N959.N960.N961.N962.N963.N964.N965.N966.N967.N968.N969.N970.N971.N972.N973.N974.N975.N976.N977.N978.N979.N980.N981.N982.N983.N984.N985.N986.N987.N988.N989.N990.N991.N992.N993.N994.N995.N996.N997.N998.N999.N1000.N1001.N1002.N1003.N1004.N1005.N1006.N1007.N1008.N1009.N1010.N1011.N1012.N1013.N1014.N1015.N1016.N1017.N1018.N1019.N1020.N1021.N1022.N1023.N1024.N1025.N1026.N1027.N1028.N1029.N1030.N1031.N1032.N1033.N1034.N1035.N1036.N1037.N1038.N103
```

...and

0.250	22	0.0295	0.134	0.028
0.250	24	0.0333	0.236	0.022
0.250	26	0.0366	0.218	0.018
0.375	18	0.0663	0.277	0.019
0.375	20	0.0731	0.305	0.035
0.375	22	0.0739	0.319	0.028
0.375	24	0.0866	0.331	0.022
0.500	16	0.1075	0.370	0.065
0.500	18	0.1269	0.402	0.049
0.500	20	0.1452	0.412	0.035
0.500	22	0.1538	0.404	0.020
0.625	12	0.1311	0.457	0.109
0.625	13	0.1476	0.445	0.095
0.625	14	0.1655	0.459	0.053
0.625	15	0.1817	0.461	0.072
0.625	16	0.1920	0.495	0.065
0.625	17	0.2035	0.509	0.058
0.625	18	0.2101	0.527	0.049
0.625	19	0.2278	0.541	0.032
0.625	20	0.2419	0.455	0.035
0.750	10	0.1625	0.582	0.114
0.750	11	0.2043	0.513	0.120
0.750	12	0.2223	0.532	0.109
0.750	13	0.2463	0.560	0.035
0.750	14	0.2679	0.584	0.083
0.750	15	0.2884	0.606	0.072
0.750	16	0.3019	0.620	0.165
0.750	17	0.3157	0.631	0.050
0.750	18	0.3339	0.652	0.019
0.750	20	0.3632	0.680	0.035
0.875	10	0.2892	0.607	0.134
0.875	11	0.3166	0.535	0.120
0.875	12	0.3390	0.557	0.109
0.875	13	0.3685	0.685	0.095
0.875	14	0.3948	0.709	0.083
0.875	16	0.4359	0.745	0.065
0.875	18	0.4742	0.777	0.049
0.875	20	0.5090	0.805	0.035
1.000	08	0.3526	0.570	0.165
1.000	10	0.4208	0.732	0.134
1.000	11	0.4536	0.760	0.120
1.000	12	0.4803	0.782	0.109
1.000	13	0.5153	0.810	0.095
1.000	14	0.5463	0.834	0.083
1.000	15	0.5755	0.856	0.072
1.000	16	0.5945	0.870	0.065
1.000	18	0.6390	0.902	0.049
1.000	20	0.6793	0.930	0.035
1.250	07	0.6221	0.890	0.180
1.250	08	0.6648	0.920	0.165
1.250	10	0.7574	0.982	0.134
1.250	11	0.8012	1.010	0.120
1.250	12	0.8365	1.032	0.109
1.250	13	0.8825	1.060	0.095
1.250	14	0.9229	1.084	0.083
1.250	16	0.9852	1.120	0.065
1.250	18	1.0420	1.152	0.049
1.250	20	1.0910	1.180	0.035
1.500	10	1.1920	1.232	0.134

1.500	12	1.2910	1.282	0.109
1.500	14	1.3980	1.334	0.083
1.500	16	1.4740	1.370	0.065
2.000	11	2.4330	1.760	0.120
2.000	13	2.5730	1.812	0.095
2.500	09	3.8150	2.204	0.148



DAD	TRI	0.2040	9.1360	0.0000	0.2493	0.2598	2.6430	5	46	424	49	0
	16.1250	0.3323	0.0830	1.375	22	9.0560	1.000	1.000	470	1	9	
	0.0	88410	144.7	155.2	115600	176.2	172.4	695	1577.000	1265.400		
	0.0	47390	142.6	157.1	114300	176.5	173.6	442	491.000	441.500		
	0.0	29240	141.5	158.7	114700	176.3	174.3	310	206.000	92.600		
	0.0	37800	142.2	157.5	112900	175.8	173.5	376	208.000	283.000		
	0.0	88330	123.4	127.1	115000	155.0	145.2	639	1570.000	1326.100		
	0.0	74980	122.8	126.5	113900	154.9	144.7	573	1160.000	931.200		
	0.0	46700	123.8	126.3	114900	156.4	143.5	404	460.000	426.100		
	0.0	31280	123.9	126.1	114900	157.9	142.2	309	212.000	199.500		
	0.0	87920	122.9	126.9	114100	154.9	145.3	667	1470.000	1214.000		
	TRI	0.2040	9.1360	0.0000	0.2493	0.2598	2.6430	5	46	424	49	2
	16.1250	0.3323	0.0830	1.375	22	9.0560	1.000	1.000	470	1	11	
	0.0	65670	145.4	154.4	11540	174.2	168.4	618	1020.000	853.670		
	0.0	38510	142.2	157.5	113400	174.4	173.0	403	362.000	359.100		
	0.0	25900	140.2	159.0	113500	175.9	174.1	308	179.000	168.150		
	0.0	14040	138.6	161.5	113300	175.9	174.9	200	78.300	56.530		
	0.0	65670	123.7	126.6	116500	151.8	143.1	428	997.000	628.900		
	0.0	28240	123.6	126.0	114300	156.8	143.2	325	340.000	367.000		
	0.0	25870	123.9	125.9	113900	157.7	142.2	249	196.000	178.980		
	0.0	13590	123.9	125.8	115100	160.6	140.0	164	77.500	57.020		
	0.0	13860	124.9	125.6	115100	160.1	140.4	167	75.900	59.408		
	0.0	38250	123.7	126.3	112600	156.5	143.5	314	389.000	364.150		
	0.0	26260	123.5	125.6	117000	158.1	141.9	254	175.000	171.370		
	TRI	0.2040	9.1360	0.0000	0.2493	0.2598	2.6430	5	46	424	49	3
	16.1250	0.3323	0.0830	1.375	22	9.0560	1.000	1.000	470	1	14	
	0.0	89210	144.5	155.6	112200	117.2	172.9	834	1920.000	1699.200		
	0.0	75400	143.7	156.0	113100	177.1	173.1	734	1430.000	1298.600		
	0.0	47390	142.5	157.7	113600	176.7	173.7	524	602.000	559.800		
	0.0	30040	141.0	148.6	113100	175.6	173.9	390	270.000	237.640		
	0.0	14040	138.9	161.4	113900	175.0	174.0	211	63.500	66.930		
	0.0	58470	144.2	157.4	115200	177.2	173.9	589	978.000	860.500		
	0.0	20080	139.9	159.3	114300	173.9	172.3	275	1395.000	131.610		
	0.0	87930	123.2	127.4	113500	155.0	145.0	643	1920.000	1711.900		
	0.0	74530	123.8	127.6	114700	156.6	145.0	584	1432.000	1269.400		
	0.0	47000	124.0	126.9	114500	156.9	143.3	425	566.000	570.500		
	0.0	29780	123.5	125.9	116000	158.4	141.2	311	254.000	237.360		
	0.0	13810	123.8	125.4	114000	161.7	138.9	180	69.400	68.880		
	0.0	20200	124.1	126.1	108600	160.0	140.3	239	157.000	136.860		
	0.0	59240	123.6	127.0	115000	156.1	144.0	506	990.000	730.300		
	TRI	0.1800	8.0310	7.5000	0.3750	0.3950	1.0620	12	19	151	20	3
	23.0000	0.5310	0.1560	1.416	18	7.9690	1.000	1.000	170	1	9	
	168.0	930	85.0	85.6	25000	150.0	122.5	766	14.688	14.544		
	163.0	1860	84.7	85.6	25000	150.0	124.5	1347	27.792	26.928		
	150.0	3180	85.1	86.6	25000	150.0	126.0	2350	48.384	45.936		
	139.0	4500	85.6	87.5	25000	150.0	127.5	3151	69.552	64.656		
	120.0	9680	85.6	88.8	25000	150.0	131.5	5550	171.360	149.760		
	112.0	13700	85.0	88.9	25000	150.0	134.0	7000	290.880	244.800		
	112.0	17900	85.2	89.6	25000	150.0	137.0	7355	413.280	355.520		
	104.0	22800	84.8	89.8	25000	150.0	138.5	8288	612.000	486.720		
	96.0	31500	85.0	90.8	25000	150.0	140.0	10600	1055.520	800.640		
	TRI	0.1800	8.0700	7.5000	0.3750	0.3950	1.0620	18	20	150	21	3
	23.0000	0.5310	0.1560	1.416	18	7.9690	1.000	1.000	170	1	11	
	168.0	450	85.1	85.6	25000	150.0	98.0	1009	27.360	27.360		
	163.0	750	84.9	85.6	25000	150.0	100.5	1623	36.000	36.000		
	157.0	1320	84.9	86.0	25000	150.0	106.0	2352	64.800	64.800		
	150.0	2070	85.1	86.6	25000	150.0	111.0	2674	89.280	87.840		
	139.0	2880	85.3	87.2	25000	150.0	115.0	3659	122.400	119.520		
	129.0	4000	85.2	87.6	25000	150.0	118.5	4455	167.040	162.720		
	125.0	5700	85.5	88.6	25000	150.0	121.0	5907	237.600	228.960		

110.0	8370	85.0	88.9	25000	150.0	125.5	72.0	371.520	352.800
108.0	11800	85.0	89.8	25000	150.0	128.5	91.0	587.520	557.280
96.0	16200	85.2	90.9	25000	150.0	132.0	105.0	950.400	881.280
94.0	20200	85.2	91.7	25000	150.0	134.0	119.0	1257.120	1150.560
TR I 0.2200	10.2300	9.1250	0.3750	0.3950	1.5620	9	38	224	39
23.0000	0.5310	0.1560	1.416	18	10.1600	1.000	1.000	292	1
163.0	4380	85.0	85.8	92500	150.0	117.0	30.4	73.440	70.560
157.0	7200	85.3	86.4	92500	150.0	120.5	43.8	115.200	106.560
150.0	11000	85.0	86.4	92500	150.0	126.0	51.0	195.840	175.680
145.0	13700	85.1	86.7	92500	150.0	127.0	60.5	233.280	201.600
145.0	15500	85.1	86.8	92500	150.0	128.0	65.3	293.760	254.880
145.0	20200	85.1	87.1	92500	150.0	131.0	72.5	408.960	341.280
139.0	22800	85.0	87.1	92500	150.0	132.0	79.0	482.400	394.560
139.0	25000	84.8	87.0	92500	150.0	133.0	79.3	524.160	419.040
TR I 0.1900	3.5270	3.2500	0.3750	0.3850	1.1500	10	4	36	5
14.0000	0.4530	0.0780	1.208	20	3.5100	1.000	1.000	40	1
150.0	475	87.7	88.0	18500	149.0	119.0	32.4	73.440	73.440
150.0	675	86.3	88.8	18500	151.0	120.0	46.0	97.920	96.480
145.0	945	87.0	87.6	18500	150.0	123.5	53.5	122.400	120.960
137.0	1260	85.0	88.6	18500	149.0	124.0	65.3	164.160	161.280
129.0	3540	85.8	87.0	18500	150.5	134.8	109.0	540.000	514.080
129.0	4410	84.9	86.5	18500	151.0	136.5	122.0	720.000	679.680
290.0	612	69.5	69.9	18500	121.0	97.2	39.4	164.160	164.160
351.0	900	67.0	67.5	18500	121.0	101.0	42.0	239.040	237.600
322.0	1550	67.2	67.9	18500	119.5	102.0	67.5	385.920	381.600
309.0	1980	66.0	67.4	18500	121.5	106.0	70.4	460.800	452.160
309.0	2250	67.3	68.2	18500	119.5	105.0	80.0	555.840	545.760
268.0	3060	66.4	69.4	18500	121.0	109.0	87.0	835.200	816.480
268.0	3620	68.7	69.7	18500	120.0	109.0	98.0	914.400	887.040
258.0	4710	68.6	69.8	18500	121.5	111.2	116.0	1310.400	1267.200
240.0	6060	70.2	71.5	18500	120.0	112.0	120.2	1900.800	1828.800
TR I 0.2400	5.9810	5.5000	0.3750	0.3850	2.0310	9	15	109	16
23.0000	0.4530	0.0780	1.208	20	5.9580	1.000	1.000	124	1
163.0	1020	85.0	85.9	57500	151.5	120.0	13.1	48.960	48.960
168.0	1770	85.2	85.6	57500	150.0	121.0	21.1	97.920	97.920
163.0	4260	84.5	85.4	57500	149.0	122.0	48.3	213.120	210.240
163.0	4800	83.3	84.4	57500	151.0	122.5	55.0	218.880	214.560
163.0	5800	83.8	85.1	57500	150.0	123.5	63.0	295.200	289.440
163.0	7750	82.4	83.9	57500	150.0	126.0	69.5	426.240	416.160
150.0	8600	84.3	85.9	57500	151.0	127.0	83.0	426.240	414.720
145.0	13900	82.6	84.8	57500	150.0	131.0	102.0	914.400	880.160
133.0	17300	85.4	87.5	57500	150.0	133.5	115.0	1195.200	1152.000
125.0	27000	84.6	87.5	57500	150.0	136.0	151.0	2217.600	2102.400
365.0	2510	66.0	67.0	57500	121.0	102.0	21.8	228.960	227.520
290.0	3040	70.7	71.1	57500	120.0	102.0	28.0	262.080	260.640
365.0	3690	66.2	66.8	57500	120.0	101.5	31.9	311.040	308.160
365.0	4210	65.9	66.6	57500	121.0	102.0	36.9	391.680	388.800
309.0	6240	67.0	68.5	57500	119.5	102.5	52.3	555.840	550.080
309.0	10800	65.9	67.4	57500	121.0	105.0	82.0	1048.320	1029.600
290.0	13500	65.8	67.4	57500	120.0	106.0	89.0	1425.600	1396.800
268.0	18200	66.7	68.5	57500	121.0	108.5	109.0	2016.000	1958.400
TR I 0.2000	8.0070	7.2500	0.6250	0.6400	1.5620	23	7	61	8
47.0000	0.7500	0.1250	1.200	18	7.9400	1.000	1.000	68	2
129.0	11400	90.3	92.2	65000	140.0	119.5	70.0	868.320	856.800
129.0	14300	89.5	91.5	65000	139.5	120.5	80.0	1137.600	1123.200
125.0	17100	90.3	92.5	65000	140.0	122.0	91.0	1670.400	1641.600
125.0	20700	89.2	91.8	65000	140.0	135.9	97.0	2160.000	2116.800
125.0	23900	90.0	92.9	65000	140.0	124.0	112.0	2707.200	2649.600
110.0	28100	90.3	93.5	65000	140.0	125.0	125.0	3600.000	3528.000
TR I 0.2450	7.9590	7.8440	0.3750	0.3860	5.5000	11	33	210	34

79.0000	0.4530	0.0780	1.208	24	7.9220	1.000	1.000	246	1	7
21.1	27000	154.0	160.0	83500	190.2	164.2	128.0	1147.680	1117.440	
21.1	34000	154.0	160.0	83500	190.2	165.0	147.0	1483.200	1438.560	
21.1	36100	154.0	160.0	83500	189.6	165.8	156.0	1728.000	1684.800	
20.8	40500	154.0	161.0	83500	190.2	166.4	171.0	2016.000	1958.400	
20.8	45000	154.0	160.0	83500	190.2	167.2	181.0	2361.600	2275.200	
20.8	49500	154.0	160.0	83500	189.8	167.8	150.0	2592.000	2491.200	
20.8	54000	155.0	161.0	83500	190.2	169.0	206.0	2808.000	2692.800	
TR	0.5000	7.9590	7.8440	0.3750	0.3860	5.5000	11	67	176	68
79.0000	0.4530	0.0780	1.208	24	7.9220	1.000	1.000	243	1	9
21.1	18000	154.0	157.0	83500	189.0	162.8	87.2	417.600	403.200	
21.1	27000	154.0	158.0	83500	190.3	165.5	107.0	705.600	676.800	
21.1	29700	154.0	158.0	83500	190.5	166.8	119.0	799.200	764.640	
21.1	33700	154.0	159.0	83500	190.3	167.5	125.0	972.000	927.360	
20.8	36100	155.0	160.0	83500	190.0	168.0	132.0	1051.200	1008.000	
20.8	40500	154.0	159.0	83500	190.3	168.3	144.0	1209.600	1152.000	
20.8	45000	154.0	160.0	83500	190.0	169.3	152.0	1440.000	1353.600	
20.8	49500	154.0	160.0	83500	189.8	169.5	164.0	1641.600	1540.800	
20.8	54000	154.0	161.0	83500	190.3	170.5	175.0	1886.400	1771.200	
TR	0.2000	8.0260	7.1000	0.0250	0.6380	3.1250	19	9	59	10
71.0000	0.7500	0.1250	1.200	18	7.9760	1.000	1.000	68	1	24
38.5	490	79.9	120.2	140000	125.0	125.0	7.5	6.480	6.480	
38.5	950	80.0	116.6	140000	125.0	125.0	10.7	14.832	14.832	
39.0	1800	80.1	113.3	140000	125.0	125.0	16.2	42.480	42.480	
42.2	2700	80.0	111.0	140000	125.0	124.0	21.3	67.824	67.824	
42.2	4950	80.0	106.8	140000	125.0	125.0	30.2	150.480	150.480	
42.2	6300	80.0	104.4	140000	125.0	124.0	33.9	216.720	214.560	
42.2	11300	80.0	101.8	140000	125.0	124.0	51.5	419.040	416.160	
42.2	14400	80.0	100.2	140000	125.0	124.0	59.5	636.480	630.720	
42.2	18500	80.1	99.1	140000	125.0	123.0	71.0	884.160	876.960	
42.2	23000	80.2	97.9	140000	125.0	123.0	82.0	1152.000	1140.980	
42.2	27000	80.0	97.0	140000	125.0	123.0	90.0	1504.800	1483.200	
24.0	900	141.0	141.0	140000	180.4	151.0	0.23	6.480	6.480	
25.0	2430	140.0	140.0	140000	180.4	151.3	22.90	19.584	19.584	
25.0	4500	140.0	140.0	140000	179.6	153.0	37.80	43.200	43.200	
24.4	6190	140.0	140.0	140000	180.6	145.8	46.80	64.800	63.360	
24.4	8540	140.0	141.0	140000	180.4	157.1	54.90	105.120	103.680	
24.4	11100	140.0	141.0	140000	180.0	158.2	66.70	164.160	161.280	
24.4	18200	140.0	141.0	140000	179.6	160.4	90.40	354.240	347.040	
23.4	22700	140.0	141.0	140000	180.0	162.0	104.00	524.160	511.200	
23.4	27300	140.0	142.0	140000	180.2	163.0	120.00	734.400	720.000	
23.4	33500	140.0	142.0	140000	180.6	164.1	130.00	1042.560	1015.200	
23.4	38200	140.0	142.0	140000	180.4	164.6	152.00	1310.400	1267.200	
23.4	44700	140.0	142.0	140000	180.0	165.2	168.00	1749.600	1699.200	
23.4	57000	140.0	143.0	140000	180.0	166.3	199.00	2736.000	2649.600	

```
REAL*8 FUNCTION CURV11(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV8(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV10(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV7(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV1B(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV1C(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV1E(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV1F(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3D(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3C(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3F(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV4A(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV4B(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV4C(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV6A(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV6B(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV6C(REH)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV9A(REP)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV9B(REP)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV9C(REP)
RETURN
END
```

```
REAL*8 FUNCTION CURV1A(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV1D(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3A(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3D(RES)
RETURN
END
REAL*8 FUNCTION CURV3E(RES)
RETURN
END
```

ANEXO C

DIAGRAMA DE BLOCOS E LISTAGENS DOS PROGRAMAS PARA O
DIMENSIONAMENTO TERMO-HIDRÁULICO

C.1 - DIAGRAMA DE BLOCOS

No diagrama de blocos é mostrada a lógica utilizada nos programas para o dimensionamento da área de troca de calor, discutido no Capítulo 4. Deve-se observar que, a partir da subrotina PERDA (5.^a folha), os testes de verificação realizados pelo DIMEN3, entre as áreas estimada e calculada e, entre as perdas de carga do lado do casco admissível e calculada, apresentam-se bem detalhados.

C.2 - LISTAGENS

As listagens encontram-se na seguinte sequência:

. DADOS.1, DADOS.3 - dados de entrada do exemplo 1 e do exemplo 2, respectivamente.

(a) DIMEN1 - primeiro programa principal

. LERDAD - subrotina que lê os dados de entrada

DEFIN2 - subrotina que determina parte das definições preliminares.

. C1 - funções CLA150 e CLA300, que determinam P_{pbs} e P_{pbt} na Figura 4.4 (montadas através do CEL).

. NCS1 - função que determina o número suficiente de cascos em série, referente ao método gráfico apresentado no item 4.2.9(b).

(b) DIMEN2 - segundo programa principal

. CATGEO - subrotina que determina as características geométricas do trocador.

. TROPET - subrotina que calcula o coeficiente de película e a perda de carga para o lado dos tubos.

. C3, C4 - subrotinas com as funções que determinam os fatores f_{31f} e f_{32f} (Figuras 4.7 e 4.8) (montadas através do CEL)

. NTU, NTUBOS - subrotinas para a determinação do número total de tubos do trocador na Tabela 4.10 (NTU lê valores de d_1 e d_3 na TAB11A.DAT e NTUBOS lê valores de N_t na TAB11B.DAT).

. TAB15A, TAB15B, TAB15C - funções que fornecem o fator de correção f_d (Tabela 4.14), de acordo com o material dos tubos.

(c) DIMEN3 - terceiro programa principal

Faz os testes entre as áreas de troca térmica estimada e calculada e; entre as perdas de carga no casco admissível e calculada; de acordo com esses testes o programa envia dados para uma nova tentativa ou fornece os resultados dos parâmetros dimensionados do trocador.

. BELL1 - subrotina do método de BELL que calcula o coeficiente de película e a perda de carga do lado do casco.

. PERDA - subrotina que calcula a perda de carga nos bocais do casco.

. RESULT - subrotina que cria o arquivo e lista os parâmetros dimensionados do trocador.

. CV1, CV2, CV3, CV5, CV6 - contêm as funções que determinam o fator de troca de calor e o coeficiente de atrito do método de BELL (montadas através do CEL).

. ABACO - subrotina que determina a viscosidade de líquidos (figura dada pela TEMA^(4.2)).

. ABACOA, ABACOB - funções de ABACO (montadas através do CEL).

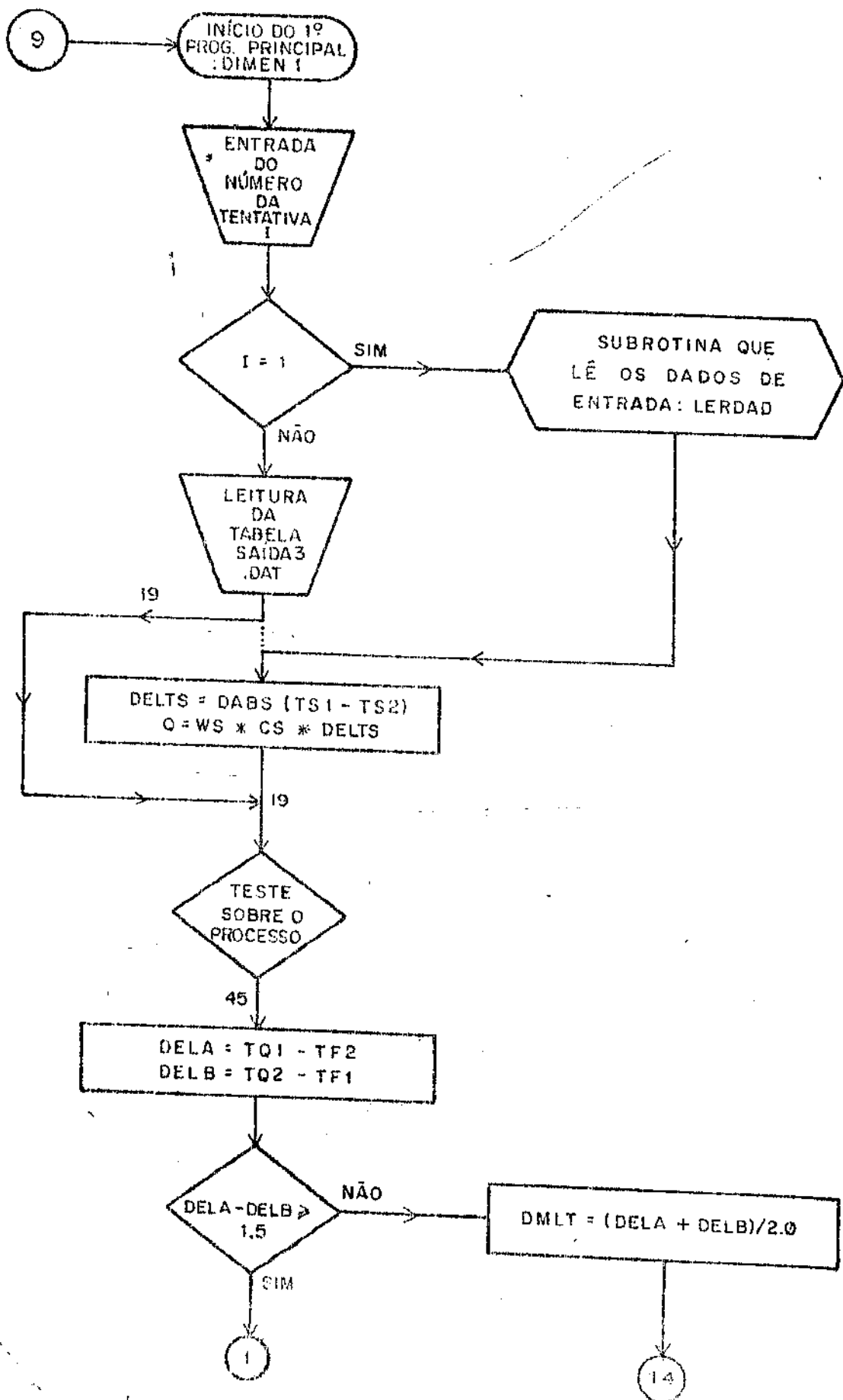
. C5A, C5B - contêm as funções para a determinação de Z (Figura 4.10) (montadas através do CEL).

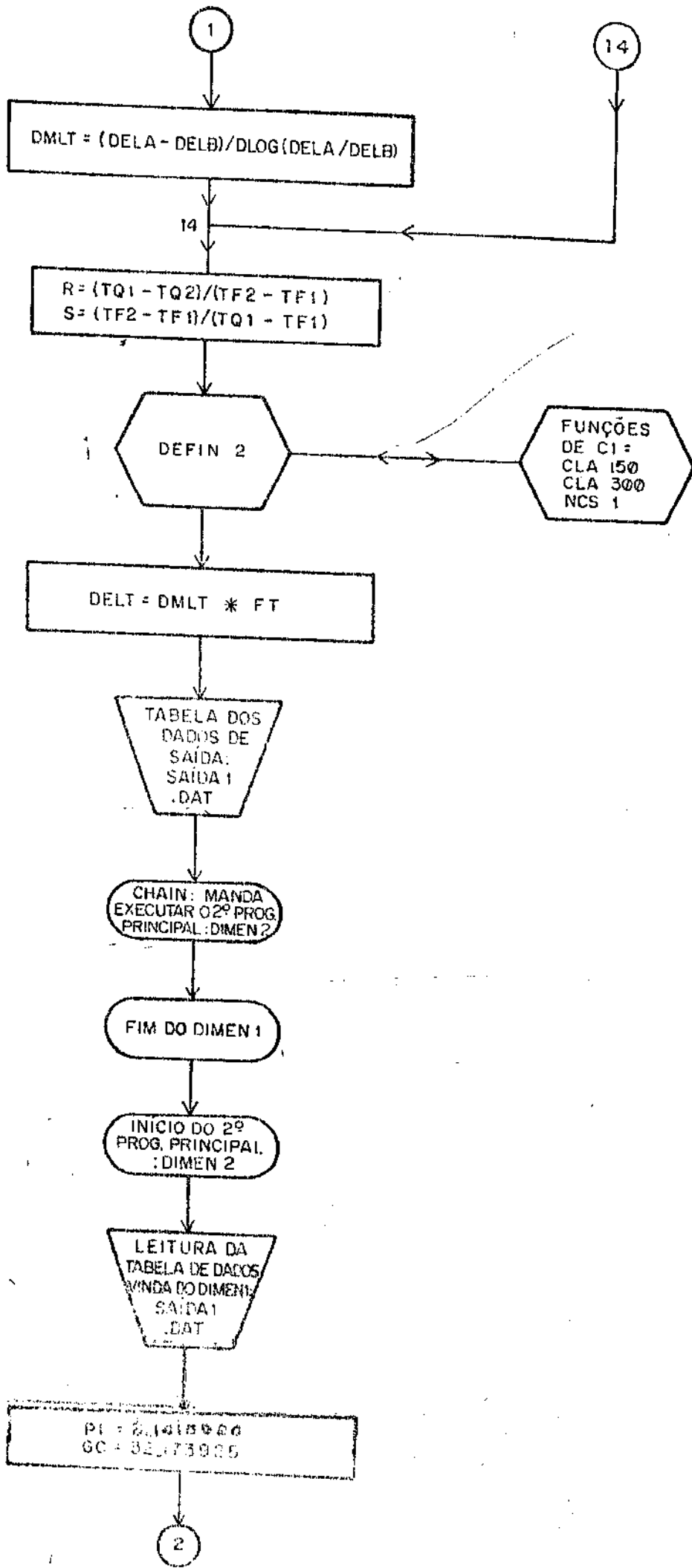
. TAB11A.DAT - tabela de subrotina NTU

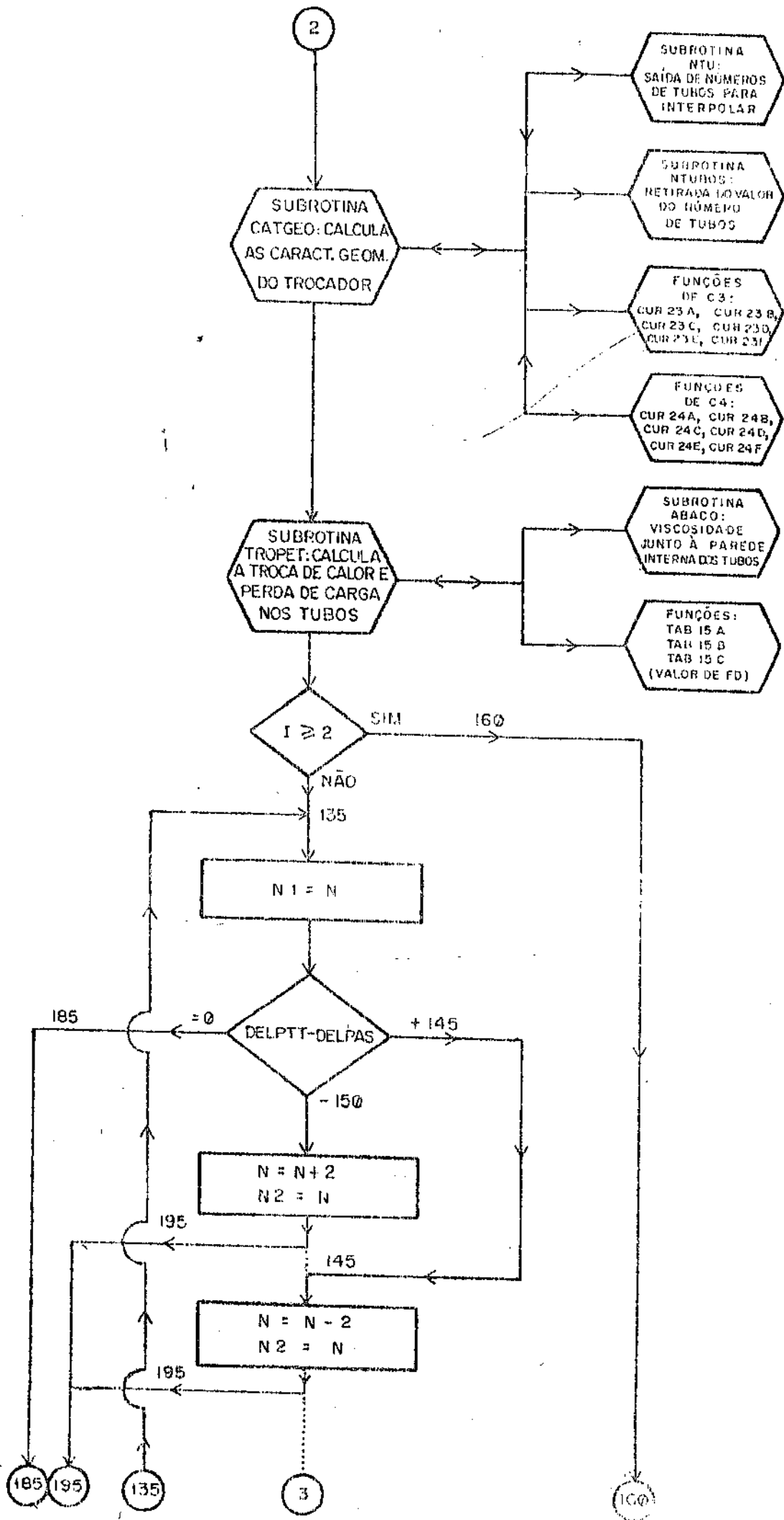
. TAB11B.DAT - tabela da subrotina NTUBOS

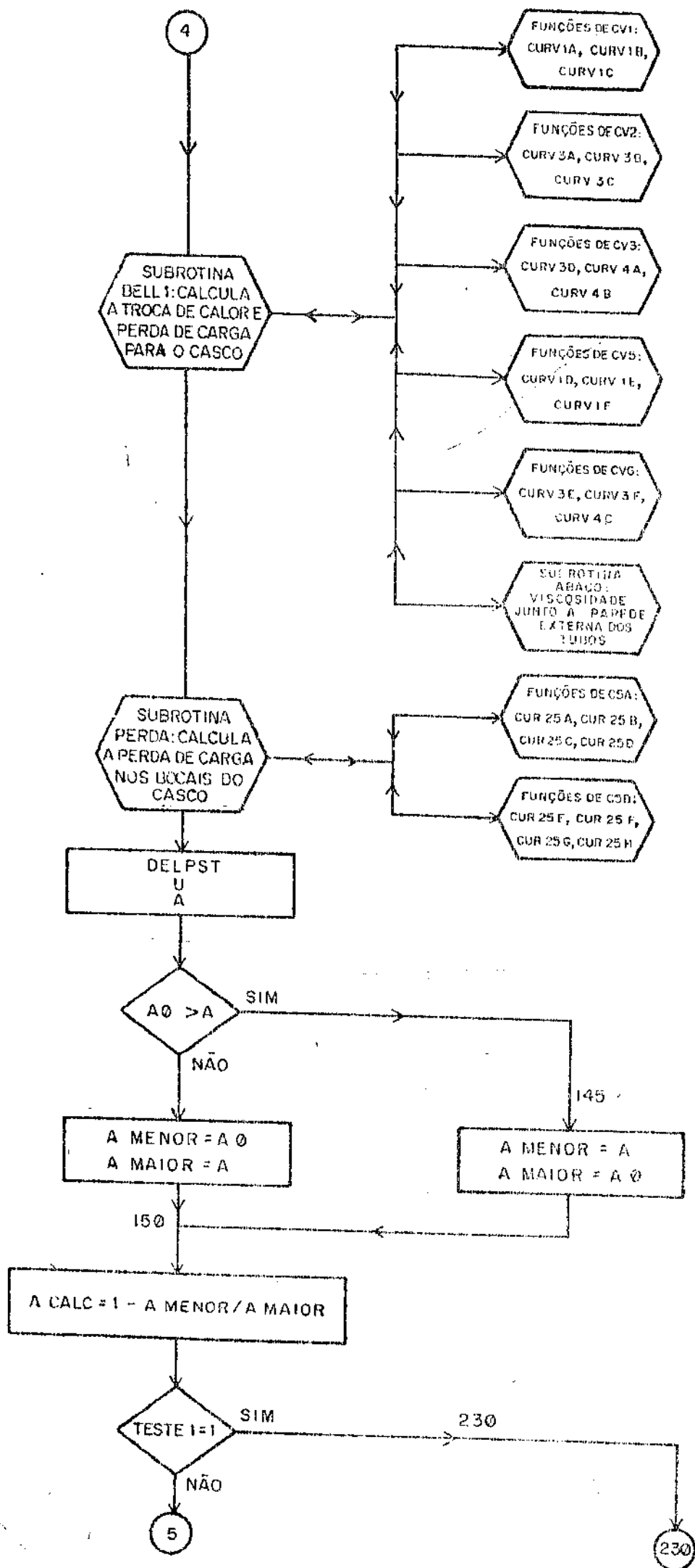
. VISCO.DAT - tabela da subrotina ABACO: fornece as coordenadas referentes a cada líquido, dadas na figura citada.

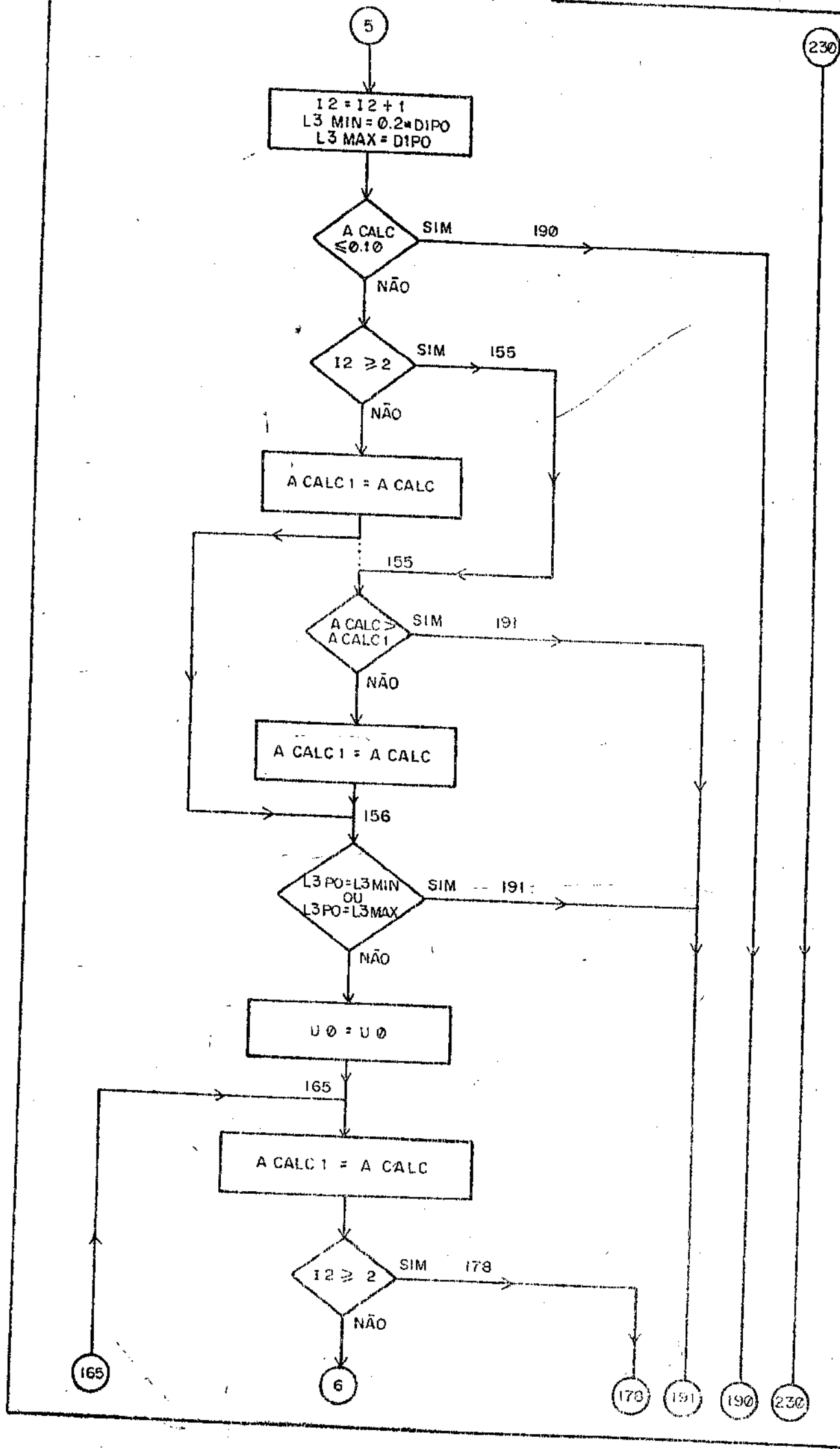
DIAGRAMA DE BLOCOS PARA OS PROGRAMAS DO DIMENSIONAMENTO

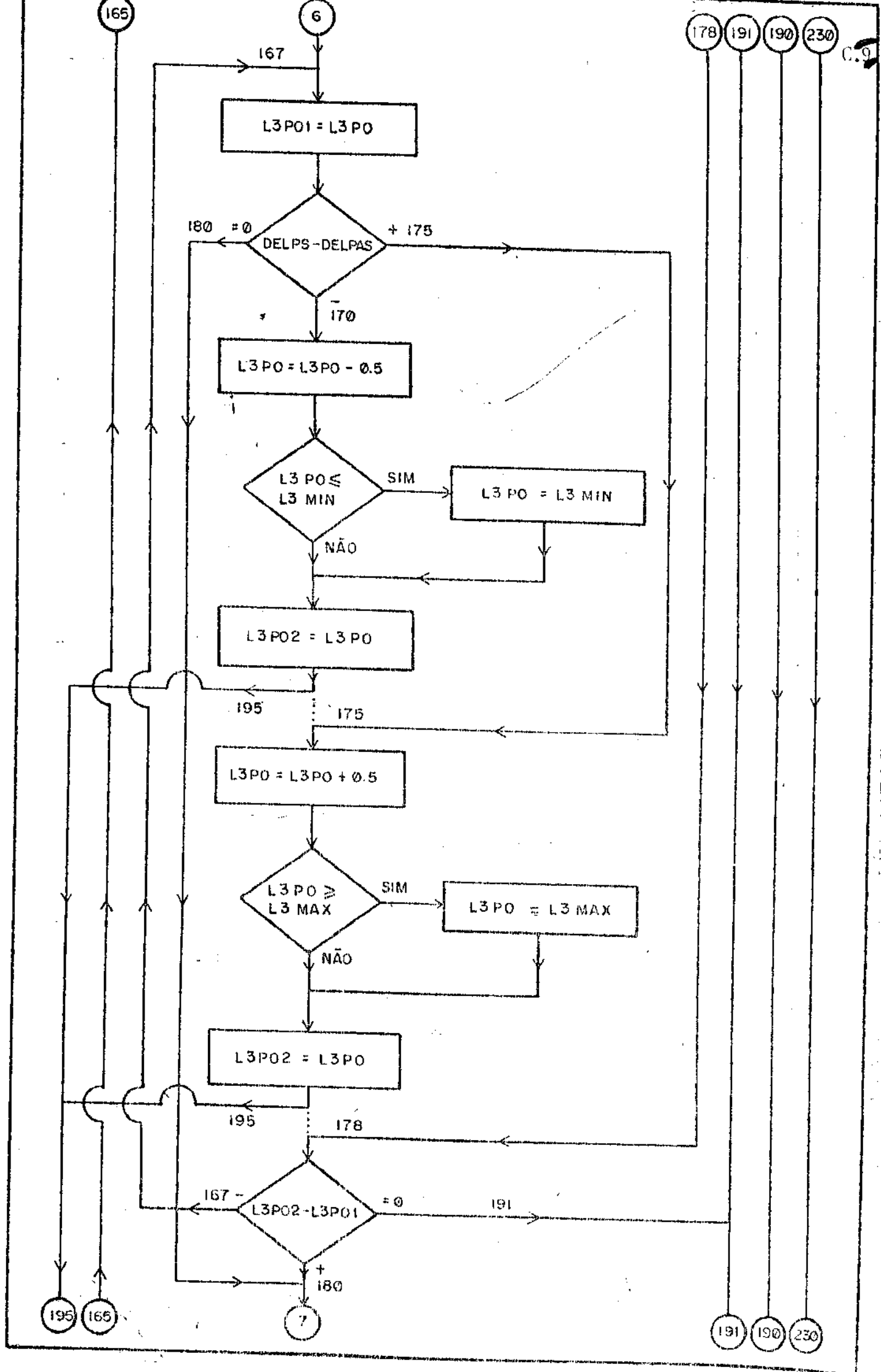


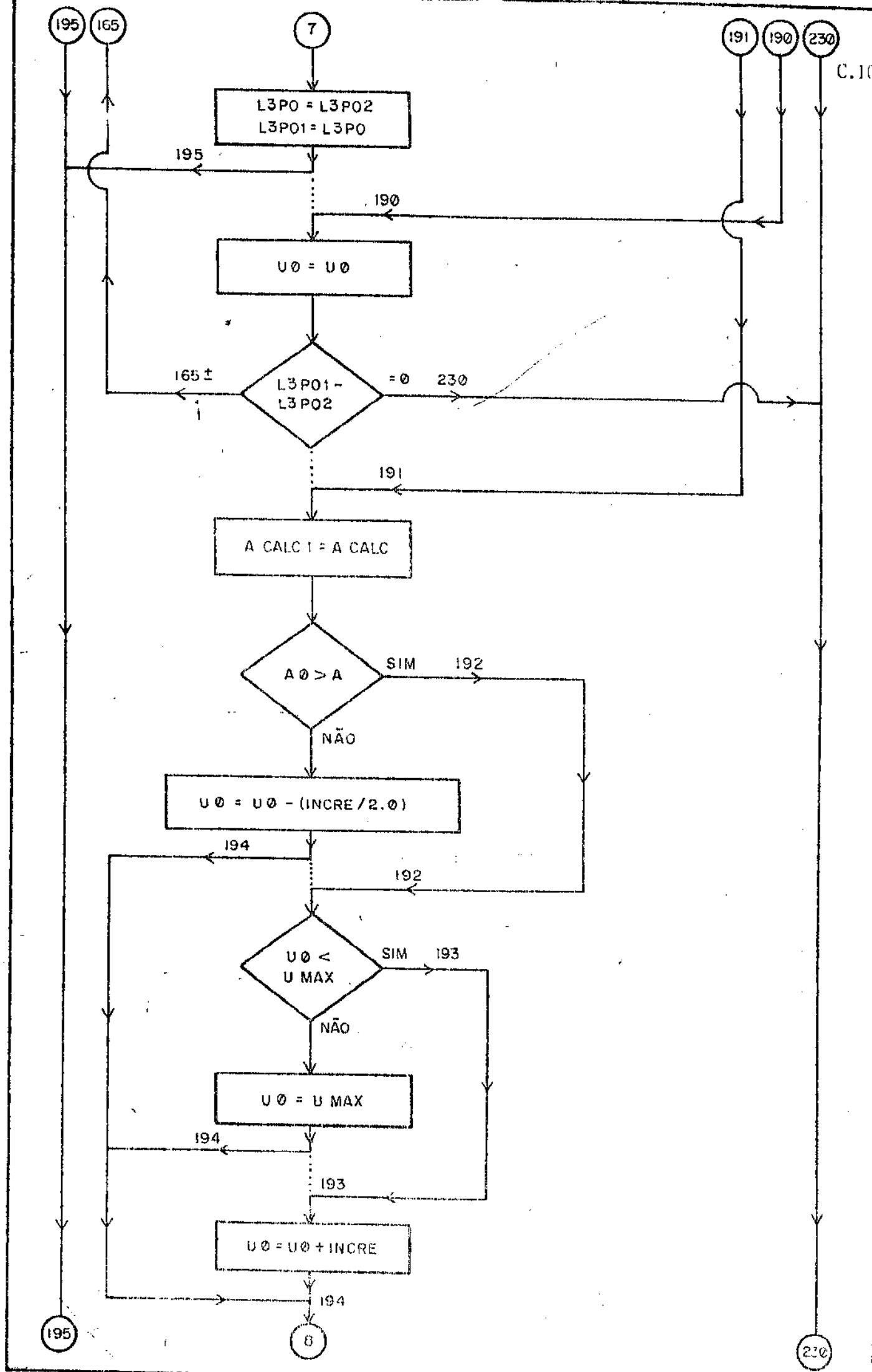


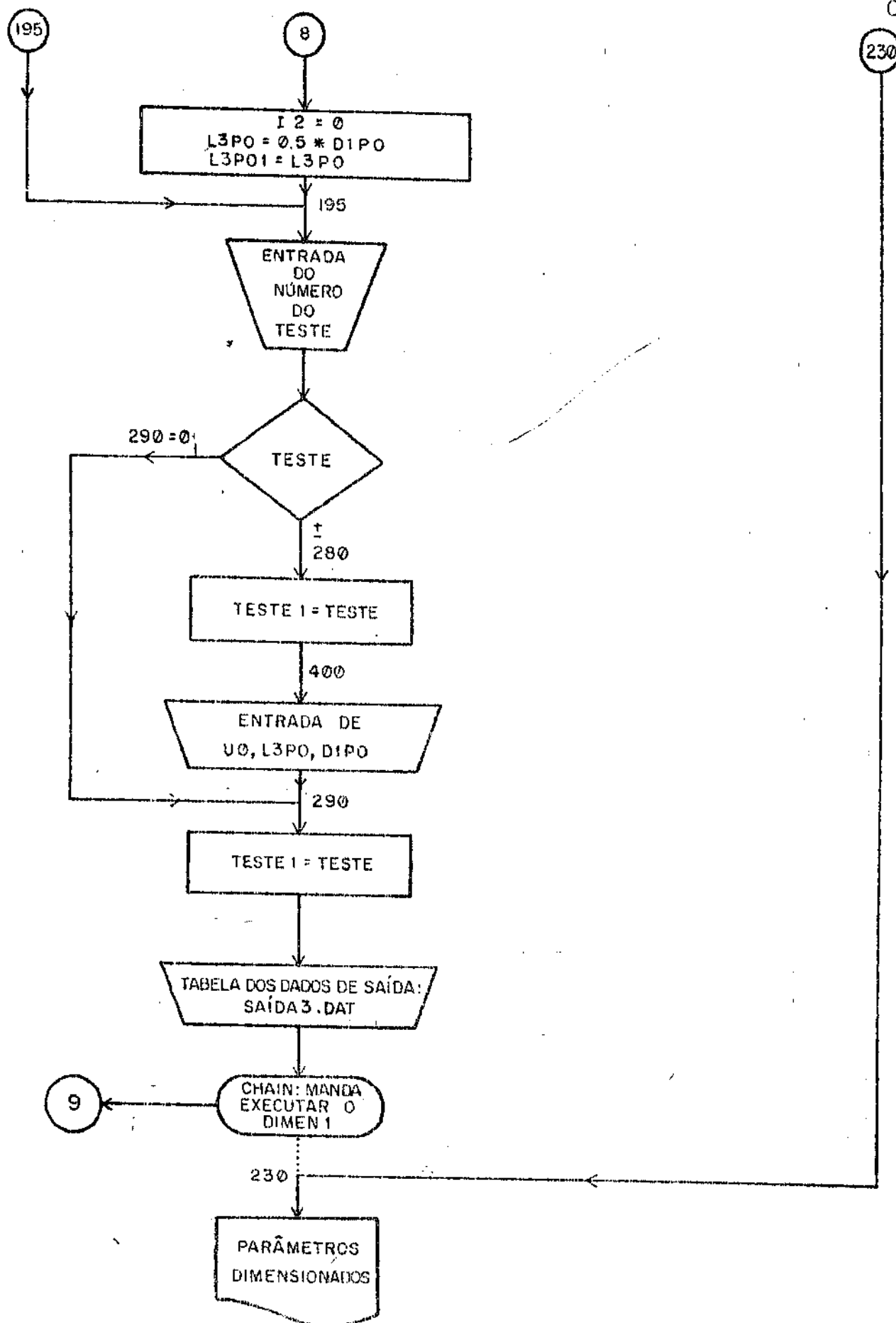












```

0001      PROGRAM DIMEN1
0002      EXTERNAL CLA150,CLA300,NCS1
0003      IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0004      REAL*8 PROGNM(3)
0005      LOGICAL*1 SAIDA3(10),SAIOA1(12),NOME1(18),NM(18)
0006      INTEGER*2 LIQS,LIQT,NCS,N,I,BW0,N1,N2,I2,TESTE1,INDEC
0007      COMMON/COMUM/DIPO
0008      COMMON/COMUM1/TS,TT
0009      COMMON/COMUM2/PP0,ARR
0010      COMMON/COMUM3/LIQT
0011      COMMON/COMUM4/FIT
0012      COMMON/COMUM5/CI,CTT
0013      COMMON/COMUM8/ROS
0014      COMMON/COMU10/MIS
0015      COMMON/COMU14/WT,CIP0
0016      COMMON/COMU15/ROT
0017      COMMON/COMU16/WS
0018      COMMON/COMU17/FIS
0019      COMMON/COMU18/L,EE,TIP0
0020      COMMON/COMU20/MIT1,MIT2
0021      COMMON/COMU21/LIQS
0022      COMMON/COMU22/D2FO
0023      COMMON/COMU23/NCS
0024      COMMON/COMU24/ERP,RDI,TUB0,MATERT,BWG
0025      COMMON/COMU25/R,S
0026      COMMON/COMU26/TF1,TF2,TQ1,TQ2
0027      COMMON/COMU27/N
0028      COMMON/COMU28/PPBS
0029      COMMON/COMU32/A
0030      COMMON/COMU35/FT
0031      COMMON/COMU38/MIS1,MIS2
0032      COMMON/COMU39/PPBT
0033      COMMON/COMU43/KPT,E,MATERS,DELPAS,DELPAT
0034      COMMON/COMU45/TS1,TS2
0035      COMMON/COMU47/RD0
0036      COMMON/COMU48/PROCES
0037      COMMON/COMU50/KT
0038      COMMON/COMU51/CS,KS
0039      COMMON/COMU52/TPS,TPT,PPS,PPT
0040      COMMON/COMU56/UMAX,UMIN
0041      COMMON/COMU59/TT1,TT2
0042      COMMON/COMU60/ROS1,ROS2,ROT1,ROT2
0043      COMMON/COMU62/I2
0044      COMMON/COMU67/INDEC

```

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

DADOS DE ENTRADA

VAZAO DOS FLUIDOS-WS,WT

NUMERO DO FLUIDO DO CASCO E DO FLUIDO DOS TUBOS NA LISTA DAS
COORDENADAS PARA A VISCOSIDADE-LIQS,LIQT

TIPO DE PROCESSO(REFERE-SE SEMPRE AO FLUIDO DO CASCO)-PROCES

TEMPERATURAS DE ENTRADA E SAIDA DO FLUIDO DO CASCO-TS1,TS2

TEMPERATURAS DE ENTRADA E SAIDA DO FLUIDO DOS TUBOS-TT1,TT2

DENSIDADE E VISCOSIDADE DE ENTRADA E SAIDA DO FLUIDO DO CAS-

```

C      CO-ROS1,MIS1,ROS2,MIS2
C      DENSIDADE E VISCOSIDADE DE ENTRADA E SAIDA DO FLUIDO DOS TU-
C      BOS-ROT1,MIT1,ROT2,MIT2
C      TEMPERATURAS MEDIAS-TS,TT
C      PROPRIEDADES MEDIAS DO FLUIDO DO CASCO-ROS,MIS,CS,KS
C      PROPRIEDADES MEDIAS DO FLUIDO DOS TUBOS-ROT,MIT,CT,KT
C      PERDAS DE CARGA ADMISSIVEIS-DELPAS,DELPAT
C      PRESSAO DE OPERACAO DOS FLUIDOS DO CASCO E DOS TUBOS-POS,POT
C      FATORES DE DEPOSITO-RDO,RDI
C      NUMERO DE CASCOS EM SERIE-NCB
C      TIPO CONSTRUTIVO DO TROCADOR-TIPO
C      DIAMETRO INTERNO INICIAL DO CASCO-DIPO
C      NUMERO DE TRAJETOS DE TUBOS-N
C      COMPRIMENTO TOTAL DOS TUBOS-L
C      ESPESSURA DOS ESPELHOS DE TUBOS-EE
C      ESPESSURA DA PAREDE DOS TUBOS-E
C      DIAMETRO EXTERNO DOS TUBOS-D2PO
C      DIAMETRO INTERNO DOS TUBOS-DIPO
C      DISPOSICAO DOS TUBOS (ARRANJOS)-ARR
C      TUBOS RETOS OU EM U -TUBO=TUBORE OU TUBOEU
C      DISTANCIA ENTRE CENTROS DE TUBOS ADJACENTES-PPD
C      ALTURA MEDIA DAS ASPEREZAS DA PAREDE DOS TUBOS-ERP
C      CONDUTIBILIDADE TERMICA DA PAREDE DOS TUBOS-KPT
C      RAZAO DE VISCOSIDADE INICIAL PARA O FLUIDO DO CASCO-FIS
C      RAZAO DE VISCOSIDADE INICIAL PARA O FLUIDO DOS TUBOS-FIT
C      COEFICIENTE GLOBAL MINIMO DE TROCA DE CALOR-UMIN
C      COEFICIENTE GLOBAL MAXIMO DE TROCA DE CALOR-UMAX
C      VALOR INICIAL PARA AREA PARA TESTE-A
C      MATERIAL DO CASCO-MATERS
C      MATERIAL DOS TUBOS-MATERT
C      BIRMINGHAM WARE GAGE DO TUBO-BWG
C      PRESSOES DE PROJETO-PPS,PPT
C      TEMPERATURAS DE PROJETO-TPS,TPT
C      NUMERO INTEIRO PARA TESTE NO TERCEIRO PROGRAMA-I2
C      INDICACAO PARA O CALCULO DO ESPACAMENTO ENTRE CHICANAS - INDEC

```

```

C
0045      TYPE 10
0046      10      FORMAT(10X' ENTRADA DO NUMERO DA TENTATIVA: I=',I)
0047      ACCEPT 20,I
0048      20      FORMAT(I3)
0049      IF(I.NE.1) GO TO 17
0051      CALL LERDAD
0052      GO TO 18
0053      17      TYPE 25,I
0054      25      FORMAT(1X,I3)
0055      DATA SAIDA3/'S','A','I','D','A','3',' ',' ','D','A','T' /
0056      OPEN(UNIT=2,NAME=SAIDA3,TYPE='OLD',ACCESS='SEQUENTIAL')
0057      READ(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0058      1      FORMAT(8(1X,F7.4))
0059      TYPE 1,ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0060      READ(2,1)D1PO,D2PO,DIPO,PPD,KPT,L,EE,E
0061      TYPE 1,D1PO,D2PO,DIPO,PPD,KPT,L,EE,E
0062      READ(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0063      2      FORMAT(7(1X,F7.2),2(1X,F7.4))

```

```
0064 TYPE 2,TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0065 READ(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0066 3 FORMAT(4(1X,F6.2),2(1X,F5.1),2(1X,F5.3),2(1X,F7.2))
0067 TYPE 3,DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0068 READ(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
1,MATERT,ERP
0069 4 FORMAT(5(1X,I3),6(1X,A6),1X,F8.6)
0070 TYPE 4,LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
1,MATERT,ERP
0071 READ(2,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,RDI
0072 5 FORMAT(8(1X,F7.4))
0073 TYPE 5,MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,RDI
0074 READ(2,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0075 6 FORMAT(2(1X,F10.2),1X,I3,1X,F5.3,2(1X,I1))
0076 TYPE 6,WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0077 READ(2,7)DMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q
0078 7 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2)
0079 TYPE 7,DMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q
0080 READ(2,8)DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0081 8 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,I3),5(1X,F6.3))
0082 TYPE 8,DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0083 CLOSE(UNIT=2)
0084 GO TO 19
0085 18 TYPE 1000,TS,TS1,TS2,CS,KS,RDS
0086 1000 FORMAT(6(1X,F11.4))
0087 TYPE 1000,TT,TT1,TT2,CT,KT,ROT
0088 TYPE 15,PROCES
0089 15 FORMAT(1X,A6)
0090 DELTS=DABS(TS1-TS2)
0091 C CALOR REQUERIDO
0092 C Q=W*CS*DELTS
0093 C CALCULO DA DIFERENCA REAL DE TEMPERATURA
0094 19 IF(PROCES.EQ.'RESFRI')GO TO 9
0095 TF1=TS1
0096 TF2=TS2
0097 TQ1=TT1
0098 TQ2=TT2
0099 GO TO 45
0100 9 TF1=TT1
0101 TF2=TT2
0102 TQ1=TS1
0103 TQ2=TS2
0104 45 DELA=TQ1-TF2
0105 DELB=TQ2-TF1
0106 IF((DELA-DELB).GE.1.5) GO TO 11
0107 C A DIFERENCA DE TEMPERATURA USADA E A DIFERENCA DE TEMPERA-
0108 C TURA MEDIA ARITMETICA
0109 DMLT=(DELA+DELB)/2.0
0110 GO TO 14
0111 11 DMLT=(DELA-DELB)/DLOG(DELA/DELB)
0112 14 R=(TQ1-TQ2)/(TF2-TF1)
0113 S=(TF2-TF1)/(TQ1-TF1)
0114 TYPE 401,R,S,TF1,TF2,TQ1,TQ2
0115 401 FORMAT(6(1X,F8.4))
```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 004

```

0114      TYPE 801,L3P0,L3P01,L3P02
0115 801   FORMAT(3(1X,F7.4))
0116      CALL DEFIN2
0117      DELT=DMLT*FT
0118      TYPE 200
0119 200   FORMAT(/3X'ARQUIVO DE SAIDA DO DIMEN1 ? ===>',5)
0120      ACCEPT 210,SAIDA1
0121 210   FORMAT(12A1)
0122      TYPE 215,SAIDA1
0123 215   FORMAT(1X,12A1)
0124      OPEN(UNIT=2,NAME=SAIDA1,TYPE='NEW',ACCESS='SEQUENTIAL')
0125      WRITE(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,R02,ROT,CS,C*
0126      WRITE(2,1)D1P0,D2P0,D1P0,PP0,KPT,L,EE,E
0127      WRITE(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0128      WRITE(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FTI,TPS,TPT
0129      WRITE(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
0130      1,MATERT,ERP
0131      WRITE(2,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,RDI
0132      WRITE(2,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0133      WRITE(2,12)DMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q,I
0134 12     FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2,1X,I3)
0135      WRITE(2,8)DELT,U0,FT,N1,N2,L3P0,L3P01,L3P02,L3MIN,L3MAX
0136      TYPE 9,DELT,U0,FT,N1,N2,L3P0,L3P01,L3P02,L3MIN,L3MAX
0137      CLOSE(UNIT=2,DISPOSE='SAVE')
0138      TYPE 30
0139 30     FORMAT(10X' INSTRUCAO PARA CHAMAR O "CHAIN", NOME1:',5)
0140      ACCEPT 35,NOME1
0141 35     FORMAT(18A1)
0142      TYPE 40,NOME1
0143 40     FORMAT(1X,18A1,/)
0144      CALL IRAD50(18,NOME1,PROGNM)
0145      CALL R50ASC(18,PROGNM,NM)
0146      TYPE 40,NM
0147      CALL CHAIN(PROGNM,,0)
0148      END

```

DIMEN1

```
0001 SUBROUTINE LERDAD
0002 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0003 LOGICAL*1 NONE(9)
0004 INTEGER*2 LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,I2,INDEC
0005 COMMON/COMUM/DIPO
0006 COMMON/COMUM1/TS,TT
0007 COMMON/COMUM2/PP0,ARR
0008 COMMON/COMUM3/LIQT
0009 COMMON/COMUM4/FIT
0010 COMMON/COMUM5/CT-MIT
0011 COMMON/COMUM8/ROS
0012 COMMON/COMU10/MXS
0013 COMMON/COMU14/WT,DIP0
0014 COMMON/COMU15/ROT
0015 COMMON/COMU16/WS
0016 COMMON/COMU17/FIS
0017 COMMON/COMU18/L-EE,TIPO
0018 COMMON/COMU20/MIT1,MIT2
0019 COMMON/COMU21/LIQS
0020 COMMON/COMU22/D2PO
0021 COMMON/COMU23/NCS
0022 COMMON/COMU24/ERP,RDI-TUBO,MATERT,BWG
0023 COMMON/COMU27/N
0024 COMMON/COMU32/A
0025 COMMON/COMU38/MIS1,MIS2
0026 COMMON/COMU43/KPT,E,MATERS,DELPAS,DELPAT
0027 COMMON/COMU45/TS1,TS2
0028 COMMON/COMU47/RD0
0029 COMMON/COMU48/PROCES
0030 COMMON/COMU50/KT
0031 COMMON/COMU51/CS,KS
0032 COMMON/COMU52/TPS,TPT,PPS,PPT
0033 COMMON/COMU56/UMAX,UMIN
0034 COMMON/COMU59/TT1,TT2
0035 COMMON/COMU60/ROS1,ROS2,ROT1,ROT2
0036 COMMON/COMU62/I2
0037 COMMON/COMU67/INDEC
0038 DATA NONE/'D','A','D','D','S',' ','D','A','T'/
0039 OPEN(UNIT=2,NAME=NONE,TYPE='OLD',ACCESS='SEQUENTIAL')
0040 READ(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0041 1 FORMAT(8(1X,F7.4))
0042 TYPE 1,ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0043 READ(2,1)D1PO,D2PO,DIP0,PP0,KPT,L,EE,E
0044 TYPE 1,D1PO,D2PO,DIP0,PP0,KPT,L,EE,E
0045 READ(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0046 2 FORMAT(7(1X,F7.2),2(1X,F7.4))
0047 TYPE 2,TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0048 READ(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0049 3 FORMAT(4(1X,F6.2),2(1X,F5.1),2(1X,F5.3),2(1X,F7.2))
0050 TYPE 3,DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0051 READ(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
0052 4 FORMAT(5(1X,I3),6(1X,A6),1X,F8.6)
0053 TYPE 4,LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 002

```
0054 1,MATERT,ERF
0055 5 READ(2,5)MIS1,MIS2,MET1,MIT2,MIS,MIT,RDQ,RDI
0056   FORMAT(8(1X,F7.4))
0057   TYPE 5,MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MYS,MIT,RDQ,RDI
0058 6 READ(2,6)WS,WT,I2,INDEC
0059   FORMAT(2(1X,F10.2),1X,I5,1X,I1)
0060   TYPE 6,WS,WT,I2,INDEC
0061   CLOSE(UNIT=2)
0062   RETURN
LERDAD  END
```

FOR/LIST:TTI: DEFIN2
FORTRAN IV 200.04

PAGE 001

```

0001      SUBROUTINE DEFIN2
0002      EXTERNAL CLA150,CLA300,NCS1
0003      IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0004      INTEGER*2 NCS,N,I1,NCS1
0005      COMMON/COMMON1/TS,TF
0006      COMMON/COMMON23/PCS
0007      COMMON/COMMON25/R,S
0008      COMMON/COMMON25/TF1,TF2,TQ1,TQ2
0009      COMMON/COMMON27/R
0010      COMMON/COMMON28/PCS
0011      COMMON/COMMON35/FT
0012      COMMON/COMMON39/PCS1
0013      COMMON/COMMON52/TS,TF1,TF2,TF3,TF4
0014      C      DEFINICOES PRELIMINARES
0015      506      TYPE 506,NCS=N,R=S
0016      TYPE 507,TF1,TF2,TQ1,TQ2
0017      507      FORMAT(4(1X,F8.4))
0018      IF(R.NE.1) GO TO 10
0019      TYPE 5
0020      5      FORMAT(3X/0 R E IGUAL A 1.0, ENTRE COM O VALOR DE "FT",
0021      1 /RETERAR DO GRAFICO EM FUNCAO DE NCS,N,R,S'/)
0022      ACCEPT 6,FT
0023      6      FORMAT(1X,F8.6)
0024      TYPE 6,FT
0025      GO TO 55
0026      10      SQRT1=DSQRT(R**2.0+1.0)
0027      17      IF(NCS.NE.1)GO TO 45
0028      IF(N.NE.4)GO TO 40
0029      C      TENTATIVAS E ERROS PARA ESTIMAR UM VALOR DA TEMPERATURA
0030      C      INTERMEDIARIA NA SAIDA DO SEGUNDO PARA O TERCEIRO TRAJETO
0031      C      DOS TUBOS
0032      TTIO=(TF1+TF2)/2.0D0
0033      TTIOO=TTIO
0034      I1=0
0035      20      I1=I1+1
0036      V=(TF2-TF1)/(4*TQ1-TF1-2*TTIO-TF2)
0037      SQRT2=DSQRT(4*R**2-1)
0038      A1=1+V*(SQRT2-2*R)
0039      B1=1-V*(SQRT2+2*R)
0040      EQ=DEXP((DLOG(A1)-DLOG(B1))/SQRT2)
0041      TTI=(EQ*TF2+TF1)/(1+EQ)
0042      IF(DABS(TTI-TTIO).LE.1.0D-3)GO TO 35
0043      IF(I1.GT.13)GO TO 25
0044      TTIO=TTI
0045      GO TO 20
0046      25      TTI=TTIOO
0047      TYPE 30
0048      30      FORMAT(' TTI SERA CALCULADA PELA MEDIA')
0049      C      FOI ENCONTRADO UM VALOR PARA TTI
0050      35      V=(TF2-TF1)/(4*TQ1-TF1-2*TTI-TF2)
0051      FT=((SQRT2/(2*(R-1)))*DLOG10((1-S)/(1-S*R)))/DLOG10((1+V*(
0052      1 SQRT2-2*R))/(1-V*(SQRT2+2*R)))
0053      GO TO 55

```

```

53 40 FT=((SQRT1/(R-1))*DLOG10((1-S)/(1-S*R)))/DLOG10((2/S-1-R+
1 SQRT1)/(2/S-1-R-SQRT1))
54 GO TO 53
55 45 IF(NCS.NF.2)GO TO 50
57 S1=2/S-1-R+(2/S)*SQRT((1-S)*(1-S*R))
58 FT=((SQRT1/(2*(R-1))*DLOG10((1-S)/(1-S*R)))/DLOG10((S1+
1 SQRT1)/(S1-SQRT1))
59 GO TO 53
60 50 SN2N=(1-(1-S*R)*NCS)/(R-(1-S*R)/(1-S))
61 TYPE 50,NCS,R,P,SN2N
62 505. FORMAT(1X,3(1X,2.1))
63 FT=((DLOG10(1-S)/DLOG10((1-S)/(1-SN2N*R)))/DLOG10((2/
1 SN2N-1-R+SQRT1)/(2/SN2N-1-R-SQRT1))
C NECESSIDADE DE CASO EM SERIE
64 55 IF(FT.GE.0.8)GO TO 60
C FUNCAO QUE CALCULA NOS CASO NECESSITE
66 IF(FT.LT.0.8)NCS=NCS1(FT,TF1,TF2,TQ1,TQ2)
68 GO TO 17
C PRESSAO DE PROJETO PARA O BOCAL DO CASO E
C PARA O BOCAL DOS TUBOS
69 60 P1=CLA150(TPS)
70 P2=CLA150(TP)
71 TYPE 75,P1,P2
72 75 FORMAT(2(1X,F6.2))
73 IF(P1-PFS)62,61,61
74 61 PPBS=150.0
75 GO TO 70
76 62 P1=CLA300(TPS)
77 IF(P1-PFS)65,64,64
78 64 PPBS=300.0
79 GO TO 70
80 65 PPBS=600.0
81 70 IF(P2-PPT)67,66,66
82 64 PPBT=150.0
83 GO TO 80
84 67 P2=CLA300(TPT)
85 IF(P2-PPT)69,68,68
86 68 PPBT=300.0
87 GO TO 80
88 69 PPBT=600.0
89 80 TYPE 15,FT,PPBS,PPBT
90 15 FORMAT(1X,F6.6,2(1X,F6.2))
91 RETURN
92 END

```

EFIN2

/LIST:TT: C1

TRAN IV V02.04

PAGE 001

FUNCTION CLA150(X)

REAL*8 CLA150,X

IF(X.LT. 0.00000000D+00)

*CLA150=-0.24836364D+00*X+ 0.27800000D+03

IF(X.GE. 0.00000000D+00.AND.X.LT. 0.10000000D+04)

*CLA150=-0.24836364D+00*X+ 0.27800000D+03

IF(X.LT. 0.00000000D+00)

*CLA150=-0.24836364D+00*X+ 0.27800000D+03

IF(X.GE. 0.00000000D+00.AND.X.LT. 0.10000000D+04)

*CLA150=-0.24836364D+00*X+ 0.27800000D+03

RETURN

END

150

TRAN IV

V02.04

PAGE 001

FUNCTION CLA300(X)

REAL*8 CLA300,X

IF(X.LT. 0.00000000D+00)

*CLA300=-0.92657343D-03*X**2+ 0.28020979D+00*X+ 0.70874126D+03

IF(X.GE. 0.00000000D+00.AND.X.LT. 0.10000000D+04)

*CLA300=-0.92657343D-03*X**2+ 0.28020979D+00*X+ 0.70874126D+03

IF(X.LT. 0.00000000D+00)

*CLA300=-0.92657343D-03*X**2+ 0.28020979D+00*X+ 0.70874126D+03

IF(X.GE. 0.00000000D+00.AND.X.LT. 0.10000000D+04)

*CLA300=-0.92657343D-03*X**2+ 0.28020979D+00*X+ 0.70874126D+03

RETURN

END

A300

TRAN IV

V02.04

PAGE 001

FUNCTION NCS1(TF1,TF2,TQ1,TQ2)

REAL*8 TF1,TF2,TQ1,TQ2,X4,Y4

INTEGER*2 NCSMAX,NCS1

NCSMAX=6

NCS1=0

Y4=TF2

X4=((Y4-TQ2)*10.0)/(TQ2-TQ1)+10.0

NCS1=NCS1+1

IF(X.GE.10.0)RETURN

IF(NCS1.GT.NCSMAX)GO TO 20

Y4=((X4-10.0)*(TF1-TF2))/10.0+TF1

GO TO 10

RETURN

END

NCS1

FOR/LIST:TT: DIMEN2
 FORTRAN IV V02.04

PAGE 001

```

0001 PROGRAM DIMEN2
0002 EXTERNAL CUR23A,CUR23B,CUR23C,CUR23D,CUR23E,CUR23F
0003 EXTERNAL CUR24A,CUR24B,CUR24C,CUR24D,CUR24E,CUR24F
0004 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0005 REAL*8 PROGNM(3)
0006 LOGICAL*1 SAIDA1(10),SAIDA2(12),SAIDA3(12),NOME2(18),NM(18)
0007 INTEGER*2 LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,DRS1,DRS2,DBT1,DBT2,I,NC,NCHI,
  INT,NTT,NTUB1,NTUB2,NT1,NARR,NT2,MAT1,N1,N2,I2,TESTE1,INDEC
0008 COMMON/COMUM/DIPO
0009 COMMON/COMUM1/TS,TT
0010 COMMON/COMUM2/PPD,ARR
0011 COMMON/COMUM3/LIQT
0012 COMMON/COMUM4/FIT
0013 COMMON/COMUM5/CI,HTI
0014 COMMON/COMUM6/PI,GC
0015 COMMON/COMUM7/DRS2
0016 COMMON/COMUM8/ROS
0017 COMMON/COMUM9/DRS1
0018 COMMON/COMU11/RET,TT,MITICF,F,DELPT,DELPI0,DELPEC,FD
0019 COMMON/COMU14/WT,DIPO
0020 COMMON/COMU15/ROT
0021 COMMON/COMU16/WS
0022 COMMON/COMU17/FIS
0023 COMMON/COMU18/L,EE,TIPO
0024 COMMON/COMU19/INCR,AO
0025 COMMON/COMU20/MIT1,MIT2
0026 COMMON/COMU22/D2PO
0027 COMMON/COMU23/NCS
0028 COMMON/COMU24/ERP,RDI,TUBO,MATERT,BWG
0029 COMMON/COMU27/N
0030 COMMON/COMU28/PPBS
0031 COMMON/COMU29/CCHI
0032 COMMON/COMU30/D
0033 COMMON/COMU31/DELT
0034 COMMON/COMU32/A
0035 COMMON/COMU33/HT
0036 COMMON/COMU34/Q
0037 COMMON/COMU36/I
0038 COMMON/COMU37/DBT2
0039 COMMON/COMU40/DBT1,L1PE
0040 COMMON/COMU41/DELPTT
0041 COMMON/COMU42/LCPO,D3PO,DCHIP0,NT,NCHI,NC,L3PO,FR,D4PO
0042 COMMON/COMU44/VBT
0043 COMMON/COMU46/U0
0044 COMMON/COMU50/KT
0045 COMMON/COMU53/L31,L32
0046 COMMON/COMU56/UMAX,UMIN
0047 COMMON/COMU57/NTT
0048 COMMON/COMU59/TT1,TT2
0049 COMMON/COMU60/ROS1,ROS2,ROT1,ROT2
0050 COMMON/COMU61/VT
0051 COMMON/COMU64/J4
0052 COMMON/COMU66/L3PO1
0053 COMMON/COMU67/INDEC

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 602

```

0054 DATA SAIDA1/'S','A','I','D','A','I','D','A','T'
0055 OPEN(UNIT=1,NAME=SAIDA1,TYPE='OLD',ACCESS='SEQUENTIAL')
0056 READ(1,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0057 1 FORMAT(8(1X,F7.4))
0058 TYPE 1,ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0059 READ(1,1)D1PO,D2PO,D1PO,PP0,KPT,L,EE,E
0060 TYPE 1,D1PO,D2PO,D1PO,PP0,KPT,L,EE,E
0061 READ(1,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0062 2 FORMAT(7(1X,F7.2),2(1X,F7.4))
0063 TYPE 2,TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0064 READ(1,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0065 3 FORMAT(4(1X,F6.2),2(1X,F5.1),2(1X,F5.3),2(1X,F7.2))
0066 TYPE 3,DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0067 READ(1,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
1,MATERT,ERP
0068 4 FORMAT(5(1X,I3),6(1X,A6),1X,F8.6)
0069 TYPE 4,LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TUBO,MATERS
1,MATERT,ERP
0070 READ(1,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,RDI
0071 5 FORMAT(8(1X,F7.4))
0072 TYPE 5,MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,RDI
0073 READ(1,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0074 6 FORMAT(2(1X,F10.2),1X,I3,1X,F5.3,2(1X,I1))
0075 TYPE 6,WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0076 READ(1,12)DMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q,I
0077 12 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2,1X,I3)
0078 TYPE 12,DMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q,I
0079 READ(1,8)DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0080 8 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,I3),5(1X,F6.3))
0081 TYPE 8,DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0082 CLOSE(UNIT=1,DISP='SAVE')
0083 PI=3.1415926
0084 GC=32.173925
0085 C CARACTERISTICAS GEOMETRICAS DO TROCADOR
0086 C CALL CATGEO
0087 C TROCA DE CALOR E PERDA DE CARGA PARA OS TUBOS
0088 C CALL TROPET
0089 135 IF(I.GE.2) GO TO 160
0090 TYPE 136,DELPAT,DELPIT
0091 136 FORMAT(2(1X,F7.4))
0092 IF(DELPIT-DELPAT)150,185,145
0093 150 N=N+2
0094 N2=N
0095 GO TO 195
0096 145 N=N-2
0097 N2=N
0098 GO TO 195
0099 160 IF(N2-N1)185,250,135
0100 185 N=N2
0101 N1=N
0102 195 TYPE 15,I
0103 15 FORMAT(3X,I3)
0104 TYPE 220

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 003

```

0105 220  FORMAT(/3X'ARQUIVO DE SAIDA PARA RODAR NOVAMENTE O
          1 DIMEN1'/3X'OBS: COLOCAR SAIDA3.DAT====>>','$)
0106      ACCEPT 230,SAIDA3
0107 230  FORMAT(12A1)
0108      TYPE 240,SAIDA3
0109 240  FORMAT(1X,12A1)
0110      OPEN(UNIT=2,NAME=SAIDA3,TYPE='NEW',ACCESS='SEQUENTIAL')
0111      WRITE(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0112      WRITE(2,1)D1PO,D2PO,D1PO,PPD,KPT,L,EE,E
0113      WRITE(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0114      WRITE(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPF
0115      WRITE(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TURO,MATERS
          1,MATERT,ERP
0116      WRITE(2,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MTS,MIT,RDD,ROT
0117      WRITE(2,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0118      WRITE(2,7)DMLT,R,S,PPBS,PPRT,Q
0119 7      FORMAT(2(1X,F5.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2)
0120      WRITE(2,8)DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0121      CLOSE(UNIT=2,DISPOSE='SAVE')
0122      TYPE 260
0123 260  FORMAT(/3X'ATENCAO====>NO CALL CHAIN,ESCREVER:OK DIMEN1SAIDA3')
0124      GO TO 300
0125 250  TYPE 200
0126 200  FORMAT(/3X'ARQUIVO DE SAIDA DO DIMEN2 ?====>>','$)
0127      ACCEPT 210,SAIDA2
0128 210  FORMAT(12A1)
0129      TYPE 215,SAIDA2
0130 215  FORMAT(1X,12A1)
0131      OPEN(UNIT=2,NAME=SAIDA2,TYPE='NEW',ACCESS='SEQUENTIAL')
0132      WRITE(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0133      WRITE(2,1)D1PO,D2PO,D1PO,PPD,KPT,L,EE,E
0134      WRITE(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0135      WRITE(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPF
0136      WRITE(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,BWG,PROCES,TIPO,ARR,TURO,MATERS
          1,MATERT,ERP
0137      WRITE(2,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDD,ROT
0138      WRITE(2,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDIC
0139      WRITE(2,12)DMLT,R,S,PPBS,PPRT,Q,1
0140      WRITE(2,8)DELT,UO,FT,N1,N2,L3PO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0141      WRITE(2,9)INCRF,HI,A0,DELPTT,DCHIPD,D4PO,D3PO
0142 9      FORMAT(1X,F4.2,2(1X,F7.2),4(1X,F7.4))
0143      WRITE(2,10)NT,NC,NCHI,DBS1,DBS2,DBT1,DBT2,L31,L32
0144 10     FORMAT(7(1X,I4),2(1X,F7.4))
0145      WRITE(2,11)PR,D,LCPO,CCHI,L1PE,VT
0146 11     FORMAT(2(1X,F6.4),1X,F8.5,1X,F7.5,2(1X,F7.4))
0147      CLOSE(UNIT=2,DISPOSE='SAVE')
0148 300  TYPE 18,DBT2,DBS1,DBS2,NT,NCHI,NC,PR,D,RET,F
0149 18     FORMAT(6(1X,I4),2(1X,F6.4),1X,F10.2,1X,F9.4)
0150      TYPE 19,DELPTT,DELPT,DELPPO,DELPEC,MITICP,D4PO,DCHIPD,VT
0151 19     FORMAT(8(1X,F7.4))
0152      TYPE 20,FD,INCRF,TT,HI,A0,LCPO,L3PO,CCHI,D3PO
0153 20     FORMAT(2(1X,F4.2),3(1X,F7.2),1X,F8.5,1X,F6.3,1X,F7.5
          1,1X,F7.4)
0154      TYPE 30

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 004

```
0155 30  FORMAT(/,10X' INSTRUCAO PARA CHAMAR O "CHAIN", NOME2;',$,)
0156      ACCEPT 35,NOME2
0157 35  FORMAT(18A1)
0158      TYPE 40,NOME2
0159 40  FORMAT(1X,18A1,/)
0160      CALL IRAD50(18,NOME2,PROGNM)
0161      CALL R50ASC(18,PROGNM,NM)
0162      TYPE 40,NM
0163      CALL CHAIN(PROGNM,,0)
0164      END
DIMEN2
```

```

0001 SUBROUTINE CALIBR
0002 EXTERNAL CUR23A,CUR23B,CUR23C,CUR23D,CUR23E,CUR23F
0003 EXTERNAL CUR24A,CUR24B,CUR24C,CUR24D,CUR24E,CUR24F
0004 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0005 INTEGER*2 DB12,DB11,DB52,DB51,NT1,NT,NCH1,NC,NCS,N,T,RC1
1,NTA,NTUB1,NTUB2,MARK,INDEL
0006 COMMON/COMU4/PI,PO
0007 COMMON/COMU5/PI,PO,GR
0008 COMMON/COMU6/PI
0009 COMMON/COMU5/PI,GC
0010 COMMON/COMU6/DB52
0011 COMMON/COMU6/ROS
0012 COMMON/COMU6/DB51
0013 COMMON/COMU14/WT,NT1
0014 COMMON/COMU15/RO1
0015 COMMON/COMU14/WS
0016 COMMON/COMU17/EIS
0017 COMMON/COMU18/EE,TT,OB
0018 COMMON/COMU19/INCR,GO
0019 COMMON/COMU22/DBPO
0020 COMMON/COMU23/NCS
0021 COMMON/COMU27/N
0022 COMMON/COMU28/PPBS
0023 COMMON/COMU29/CCHJ
0024 COMMON/COMU30/D
0025 COMMON/COMU31/DELT
0026 COMMON/COMU32/A
0027 COMMON/COMU33/B
0028 COMMON/COMU34/I
0029 COMMON/COMU37/DBT2
0030 COMMON/COMU40/DB11,L1PE
0031 COMMON/COMU42/LCPO,DBPO,ACHPO,NT,NCH,NC,ACH,PR,DAPO
0032 COMMON/COMU46/UO
0033 COMMON/COMU54/L31,L32
0034 COMMON/COMU56/UMAX,UMIN
0035 COMMON/COMU57/NCT
0036 COMMON/COMU60/ROS1,RO12,RO11,RO12
0037 COMMON/COMU66/L3FUI
0038 COMMON/COMU67/INDEC
C
C CARACTERISTICAS GEOMETRICAS DO TROCADOR
C DIAMETRO DOS BOCAIS - VERIFICACAO DOS DIAMETROS MINIMOS
0039 VBS1M=DSQRT(3000/ROS1)
0040 VBS2M=DSQRT(3000/ROS2)
0041 DBS1MI=(DSQRT(4*WS/(ROS1*PI*VBS1M*3600)))*12.0
0042 DBS2MI=(DSQRT(4*WS/(ROS2*PI*VBS2M*3600)))*12.0
0043 VBTMAX=10.0
0044 DBT1MI=(DSQRT(4*WT/(RO11*PI*VBTMAX*3600)))*12.0
0045 DBT2MI=(DSQRT(4*WT/(RO12*PI*VBTMAX*3600)))*12.0
0046 DBS1=IFIX(DBS1MI+.5)+3
0047 DBS2=IFIX(DBS2MI+.5)+3
0048 DBT1=IFIX(DBT1MI+.5)+4
0049 DBT2=IFIX(DBT2MI+.5)+4
C
C TUBOS
0050 L1PE=L-2*EE/12.0

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 002

```

0051      D=PFO-D2FO
0052      DIPE=DIFO/12.0
0053      D2PE=D2FO/12.0
0054      PR=PFO/D2FO
0055      INCRE=(UMAX-UMIN)/10.0
0056      IF(I.NE.1) GO TO 70
0058      UO=UMIN
0059 70     AO=Q/(UO*DELT)
0060      ATS=AO/FLOAT(NCS)
0061      NT=IFIX(ATS/(PI*D2PE*DIPE))
0062      TYPE 2025,1,EE,PI,D2PE,DIPE,NCS,NT,NTA
0063 2025   FORMAT(5(1X,F8.3),3(1X,14))
0064      NTA=NT
0065      IF(ARR.NE.'TRIANG')GO TO 74
0067      EXPNT=1.0/2.11
0068      TESTF=FLOAT(NT)
0069      TYPE 20250,TESTF,ATS,NT
0070 20250  FORMAT(2(1X,F8.3),1X,14)
0071      IF(NT.LE.2000) NC=IFIX(1.29*FLOAT(NT)**EXPNT)
0073      IF(NT.GT.2000) NC=IFIX(1.05*DSQR(FLOAT(NT)))
0075      NCA=NC
0076      GO TO 75
0077 74     EXPNT=1.0/2.11
0078      IF(NT.LE.2000) NC=IFIX(1.397*FLOAT(NT)**EXPNT)
0080      IF(NT.GT.2000) NC=IFIX(1.129*DSQR(FLOAT(NT)))
0082      NCA=NC
0083      TYPE 750,NC,DFO,D2FO
0084 750    FORMAT(1X,13,2(1X,F7.3))
0085 75     D3FO=(NC-1)*PFO+D2FO
0086      D3FOA=D3FO
0087      TYPE 760,D3FO,D3FOA
0088 760    FORMAT(2(1X,F7.4))
0089      IF(TIPO.EQ.'CTIPOU'.OR.TIPO.EQ.'CTIPUS') CLASSI=1.0
0091      IF(TIPO.EQ.'CTIPOT'.OR.TIPO.EQ.'CTIPOT'.OR.TIPO.EQ.'CTIPOW')
1 CLASSI=1.0
0093      IF(TIPO.EQ.'CTIPOL'.OR.TIPO.EQ.'CTIPOM'.OR.TIPO.EQ.'CTIPON')
1CLASSI=2.0
C      USO DA TABELA 4.9
0095      IF(TIPO.EQ.'CTIPOU'.OR.CLASSI.EQ.2.0)D1FO=-0.00000822*D3FO
1**2+1.00862408*D3FO+0.334692943
0097      TYPE 770,D1FO
0098 770    FORMAT(1X,'VALOR DE D1FO=',F7.4)
0099      IF(TIPO.EQ.'CTIPUS')D1FO=-0.00002743*D3FO**2+1.02848908*
1D3FO+1.76458595
0101      TYPE 770,D1FO
0102      IF(TIPO.EQ.'CTIPOT'.OR.TIPO.EQ.'CTIPOW') D1FO=0.00032*D3FO**
2+
10.99410233*D3FO+3.63159604
0104      D1FOA=D1FO
0105      IF(I-1)85,85,76
C      ENTRADA NA TABELA 4.10 PARA OBTER O VALOR DO
C      NUMERO DE TUBOS MAIS PROXIMO AO CALCULADO
0106 76     IF(TIPO.EQ.'CTIPUS'.OR.TIPO.EQ.'CTIPOT')GO TO 77
0108      GO TO 85
0109 77     IF(D1FO.LT.8.071)GO TO 84

```

```

0111 CALL NTU1(NTU1,DEHM1,DEH2,DEH3,DEH4)
0112 TYPE 770=DEH1
0113 IF(ABS(NTU1-DEH1)>0.001) GO TO 78
0115 IF(ABS(NTU1-DEH2)>0.001) GO TO 79
0117 CALL NTU2(NTU2,DEH1,DEH2,DEH3,DEH4)
0118 DIF1=DEH1-DEH2
0119 DIF2=DEH2-DEH3
0120 IF(DIF1-DIF2>78.78.78)
0121 78 NTU1=DEH1
0122 GO TO 80
0123 79 NTU1=DEH2
0124 80 IF(NTU1-DEH1>0.001) GO TO 78
0126 IF(NTU1-DEH2>0.001) GO TO 79
0128 81 DIF1=DEH1-DEH2
0129 DIF2=DEH2-DEH3
0130 GO TO 83
0131 82 DIF1=DEH1-DEH2
0132 DIF2=DEH2-DEH3
0133 83 NC=1E1X((DIF1-DIF2)/DEH1)
0134 IF(NC>0.04-55)
0135 84 NTU1=DEH1
0136 DIF1=DEH1-DEH2
0137 NC=NC+1
0138 DIF2=DEH2-DEH3
0139 TYPE 1000=DEH1,DEH2,DEH3,DEH4,DEH5,DEH6,DEH7,DEH8,DEH9,DEH10
0140 1000 FORMAT(3E10,1E10,1E10,1E10,1E10,1E10,1E10,1E10,1E10,1E10)
0141 85 AD=NTU1-DEH1
0142 NYT=1
0143 C CHICANG
0144 IF(Y=0) GO TO 86
0145 L3PO=1.0
0146 L3PO=1.0
0147 86 L3PO=L3PO
0148 L3PO=L3PO
0149 IF(L3PO<0.0) L3PO=0.0
0151 CALL CUR24(DIF1,DEH1,DEH2,DEH3,DEH4)
0152 TYPE 770=DEH1
0153 L31MIN=DEH1-DEH2
0154 L31MAX=DEH1+DEH2
0155 L31=L31MIN+DEH1
0156 IF(L31<0.0) L31=0.0
0158 IF(NTU1-DEH1>0.001) GO TO 78
0160 IF(NTU1-DEH2>0.001) GO TO 79
0162 CALL CUR24(DIF1,DEH1,DEH2,DEH3,DEH4)
0163 L32MIN=DEH1-DEH2
0164 L32MAX=DEH1+DEH2
0165 L32=L32MIN+DEH1
0166 IF(L32<0.0) L32=0.0
0168 L1PO=1.0
0169 IF(NC>0.04-55) GO TO 84
0171 NC=1E1X((L1PO-L31-L32)/L3PO)
0172 GO TO 87
0173 87 NC=1E1X((L1PO-L31-L32)/L3PO)
0174 SGMAT=1.0

```

FORTRAN IV

002 04

PAGE 008

```

0175      SOMA2=L1FO-L3FO*(DCHI-1.0)
0176      ERPSON=(D040-DCHI)/2.0
0177      L31=L31+ERPSON
0178      L32=L32+ERPSON
0179      C  US0 DA  (D010-4.11)
0180      S2=(D040-DCHI)
0181      2000  FORMATT(10X,'DADOS DA SUBROTINA CATGED ')
0182      CCHI=D0  (D040-DCHI)/2.0*(D040-DCHI)*310.34379194869**2-
10.84379194869**2+1.02794303
0183      LCFO=DCHI*D1FO
0184      C  US0 DA  (D010-4.11)
0185      IF(D1FO,LE,0.0.AND,D1FO,LE,13.0) DIF=0.100
0186      IF(D1FO,LE,13.0.AND,D1FO,LE,17.0) DIF=0.125
0188      IF(D1FO,LE,17.0.AND,D1FO,LE,23.0) DIF=0.150
0190      IF(D1FO,LE,23.0.AND,D1FO,LE,29.0) DIF=0.175
0192      IF(D1FO,LE,29.0.AND,D1FO,LE,34.0) DIF=0.225
0194      IF(D1FO,LE,34.0) DIF=0.300
0196      DCHIPO=D1FO-DIF
0197      IF((L3FO,LE,36.0)GO TO 90
0198      D4FO=D2FO+1.0/64.0
0200      GO TO 95
0201      90  D4FO=D2FO+1.0/32.0
0202      95  FIS=FIS
0203      FIT=FIT
0204      TYPE 1
0205      1  FORMAT(10X,' DADOS DA SUBROTINA CATGED ')
0206      TYPE 2,UBS1M,UBS2M,UBS1MI,UBS2MI,UBTMAX,DET1MI,INCRE,PR,D
0207      2  FORMAT(6(1X,F5.2),1X,F4.2,2(1X,F6.0))
0208      TYPE 3,DFO,D2FO,D1FE,D1FO,D2FO,D3FO,DCHIPO,D4FO,DIF
0209      3  FORMAT(8(1X,F7.4),1X,F5.3)
0210      TYPE 4,DBS1,UBS2,UBF1,DET2,NT,NC,NCS,N,NCHI,A0,ATS,PI
0211      4  FORMAT(9(1X,F4.1),2(1X,F7.1),1X,F9.2)
0212      TYPE 5,L3FO,L31,L32,FIS,FIT,CCHI,LCFO,GER,D1FO
0213      5  FORMAT(3(1X,F6.3),2(1X,F5.3),1X,F2.5,1X,F5.5,2(1X,F6.0))
0214      RETURN
0215      END
CATGED

```


ALFIR-4 IV

000.00

PAGE 005

```

0007  TI=TT*UO8*(RDI+1/HI)*((2*PL/DI20)*C13-T1)
0008  IF(LIOT.NE.0) GO TO 6
0009  DECLI2=(MIT2-MIT1)/(TI2-TI1)
0011  MIT1=DECLI2*(TI-TI1)+MIT1
0012  GO TO 7
0013  5 VALOR DA VISCOSIDADE DO FLUIDO NOS TUBOS PARA "TI"
0014  6 CALL ABACO(TI,LIOT,ABACOA,ABACOB,ABAC)
0015  HITICP=ABCO
0016  NITE=HITICP*2.47
0017  7 EME=4/12/NITE
0018  IF(RET.LT.2500.0.AND.EME.LT.0.0)ELEV=0.14
0019  IF(RET.LT.2500.0.AND.EME.GE.0.0)ELEV=0.073
0021  IF(RET.GE.2500.0)ELEV=0.0
0022  FIT=EME*ELEV
0023  F=FIXFIT
0024  DELPT=0.8F*LIPE*ROT*TUTS*222/(C14*(C14+1))
0025  2 PERDA DE CARGA NOS BOMBS DOS TUBOS
0026  VBT=VBT*144/(303331*ADDT*100000)
0027  DELPRO=1.0*ROT*MUT*2/(C14*(C14+1))
0028  3 PERDA DE CARGA NA EXPANSAO E CONTRACAO E INTERNA DO CABECOTE
0029  IF(TUBO.EQ.'TUBORE')DELPE=0.0*ROT*VBT*2/(2
18000144)
0030  IF(TUBO.EQ.'TUBORE')DELPE=1.0*ROT*VBT*2/
1(23000144)
0032  IF(TUBO.EQ.'TUBOEU')DELPE=0.0*ROT*VBT*2/(23000144)
0033  4 USO DA TABELA 15
0034  IF(MATERT.EQ.'DOCARB')DEG=ROT*VBT*(ADDPUR) MATT=1
0035  IF(MATERT.EQ.'LIMFER')MAT=0
0036  IF(D2PO.EQ.0.75)FD=TAB15A(D2PO+0.06+MAT)
0037  IF(D2PO.EQ.1.0)FD=TAB15B(D2PO+0.06+MAT)
0038  IF(D2PO.EQ.1.5)FD=TAB15C(D2PO+0.06+MAT)
0039  DELPT1=0.08*(DELPT+DELPRO+DELPE)*FD
0040  TYPE 1
0041  1 FORMAT(10X'DADOS DA SUBROTINA TROPET')
0042  TYPE 2,DELPT,DELPRO,DELPE,DELPT1,D2PO,D2PO+0.06,MAT,PRDI,PRDTI
0043  2 FORMAT(9(1X,F7.4))
0044  TYPE 3,B9G,MAT1,N,NTT,TUDQ,360*PR1,571*ERT,F3+LEVA,FIT
0045  3 FORMAT(4(1X,I4),2(1X,A6),2(1X,F8.5),2(1X,F8.2),1X,F5.3)
0046  TYPE 4,A2,J1,J4,J2,ROT
0047  4 FORMAT(3(1X,D13.6),1X,D16.9,1X,F8.4)
0048  TYPE 5,B2,TI,HI,RET,UT,VBT,F
0049  5 FORMAT(1X,D13.10,2(1X,F7.5),1X,F10.2,2(1X,F8.5),1X,F9.6)
0050  RETURN
0051  END
0052  TR

```

FOR/LIST:TT: NYU
FORTRAN IV 002.04

PAGE 001

[illegible]

FORRESTYTT: NTUBOS
FEBRUEN IV 002.04

PAGE 00.

```

0001 SUBROUTINE NTUB06(DEUM1,DEUM2,DZPD,PPD,NARR,N,NTUB1,NTUB2)
0002 LOGICAL*1 NONE4(10)
0003 REAL*8 DEUM1,DEUM2,DZPD,PPD
0004 INTEGER*2 NARR,N,NTUB1,NTUB2,IND1,IND2,INDC,L
0005 DIMENSION J(140*5)
0006 DATA NONE4/'T','I','B','C','S','L','D','A','T'/'
0007 IND1=IFIX((FLOAT(IFIX(DEUM1)-6)/2.0)+.5)
0008 IND2=IFIX((FLOAT(IFIX(DEUM2)-6)/2.0)+0.5)
0009 IND3=IFIX(DZPD)+IFIX(PPD)+NARR
0010 IND1=(IND1-1)*5+IND3+1
0011 IND2=(IND2-1)*5+IND3+1
0012 IND3=IND3+1
0013 OPEN(UNIT=2,NAME=NONE4(IND3),TYPE='OLD',ACCESS='DIRECT',
0014 1=1,RECFORM='U')
0015 REWIND(2)
0016 READ(2) (IND1) (J,NTUB1,1), (J,NTUB2,1), (J,5)
0017 CLOSE(2)
0018 NTUB1=J(IND1,INDC)
0019 NTUB2=J(IND2,INDC)
0020 RETURN
0021 END
0022 NTUB06

```

FOR/LIST:TT: C3
FORTRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 SUBROUTINE CUR22(D1P0,PPBS,C,ASSI,L31F)
0002 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0003 TYPE 1,D1P0,PPBS,CLASSI
0004 1 FORMAT(1X,F7.4,1X,F6.2,1X,F3.1)
0005 IF(C,ASSI,EQ.1.0.AND,PPBS,EQ.100.0) L31F=CUR23A(D1P0)
0006 IF(CLASSI,EQ.1.0.AND,PPBS,EQ.300.0) L31F=CUR23B(D1P0)
0007 IF(CLASSI,EQ.1.0.AND,PPBS,EQ.400.0) L31F=CUR23C(D1P0)
0008 IF(CLASSI,EQ.2.0.AND,PPBS,EQ.150.0) L31F=CUR23D(D1P0)
0009 IF(CLASSI,EQ.2.0.AND,PPBS,EQ.300.0) L31F=CUR23E(D1P0)
0010 IF(CLASSI,EQ.2.0.AND,PPBS,EQ.600.0) L31F=CUR23F(D1P0)
0011 TYPE 1000,L31F
0012 1000 FORMAT(1X,F5.2)
0013 RETURN
0014 END
CUR23

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR23A(X)
0002 REAL*8 CUR23A,X
0003 IF(X,LT, 0.10000000D+02)
0004 *CUR23A=0.6645021D+01*XX*XX+0.66203701D+02*XX+ 0.65211905D+01
0005 IF(X,GE, 0.10000000D+02.AND,X,LT, 0.50000000D+02)
0006 *CUR23A=0.66450216D+01*XX*XX+ 0.85208701D+02*XX+ 0.65211905D+01
0007 IF(X,GE, 0.50000000D+02.AND,X,LT, 0.60000000D+02)
0008 *CUR23A=0.65000000D+01*XX+ 0.62503333D+01
0009 IF(X,GE, 0.60000000D+02)
0010 *CUR23A=0.65000000D+01*XX+ 0.62503333D+01
0011 RETURN
0012 END
CUR23A

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR23B(X)
0002 REAL*8 CUR23B,X
0003 IF(X,LT, 0.10000000D+01)
0004 *CUR23B=0.14437229D+02*XX*XX+0.45170996D+03*XX+ 0.84959524D+01
0005 IF(X,GE, 0.10000000D+01.AND,X,LT, 0.50000000D+02)
0006 *CUR23B=0.14437229D+02*XX*XX+0.45170996D+03*XX+ 0.84959524D+01
0007 IF(X,GE, 0.50000000D+02.AND,X,LT, 0.60000000D+02)
0008 *CUR23B=0.11500000D+00*XX+ 0.62503333D+01
0009 IF(X,GE, 0.60000000D+02)
0010 *CUR23B=0.11500000D+00*XX+ 0.62503333D+01
0011 RETURN
0012 END
CUR23B

```

```
0001 FUNCTION CUR23C(X)
0002 REAL*8 CUR23C(X)
0003 IF(X.LE. 0.100000000D+00)
0004 *CUR23C=0.114285714D+00+0.00000000D+00
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+00+0.10000000D+00)
0006 *CUR23C=0.114285714D+00+0.00000000D+00
0007 IF(X.GE. 0.50000000D+00+0.10000000D+00)
0008 *CUR23C=0.114285714D+00+0.00000000D+00
0009 IF(X.GE. 0.50000000D+00+0.10000000D+00)
0010 *CUR23C=0.114285714D+00+0.00000000D+00
0011 RETURN
0012 END
```

```
0001 FUNCTION CUR23D(X)
0002 REAL*8 CUR23D(X)
0003 IF(X.LE. 0.100000000D+00)
0004 *CUR23D=0.40000000D+00+0.00000000D+00
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+00+0.10000000D+00)
0006 *CUR23D=0.40000000D+00+0.00000000D+00
0007 IF(X.GE. 0.50000000D+00+0.10000000D+00)
0008 *CUR23D=0.35000000D+00+0.00000000D+00
0009 IF(X.GE. 0.60000000D+00+0.10000000D+00)
0010 *CUR23D=0.35000000D+00+0.00000000D+00
0011 RETURN
0012 END
```

```
0001 FUNCTION CUR23E(X)
0002 REAL*8 CUR23E(X)
0003 IF(X.LE. 0.100000000D+00)
0004 *CUR23E=0.32500000D+00+0.00000000D+00
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+00+0.10000000D+00)
0006 *CUR23E=0.32500000D+00+0.00000000D+00
0007 IF(X.GE. 0.50000000D+00+0.10000000D+00)
0008 *CUR23E=0.35000000D+00+0.00000000D+00
0009 IF(X.GE. 0.60000000D+00+0.10000000D+00)
0010 *CUR23E=0.35000000D+00+0.00000000D+00
0011 RETURN
0012 END
```

```
0001 FUNCTION CUR23F(X)
0002 REAL*8 CUR23F(X)
0003 IF(X.LE. 0.150000000D+00)
0004 *CUR23F=0.27500000D+00+0.00000000D+00
0005 IF(X.GE. 0.150000000D+00+0.10000000D+00)
0006 *CUR23F=0.27500000D+00+0.00000000D+00
0007 IF(X.GE. 0.50000000D+00+0.10000000D+00)
0008 *CUR23F=0.27500000D+00+0.00000000D+00
0009 IF(X.GE. 0.60000000D+00+0.10000000D+00)
0010 *CUR23F=0.27500000D+00+0.00000000D+00
0011 RETURN
0012 END
```

```
0001 SUBROUTINE CUR24(D1P0,PP03,CLA,LS2F)  
0002 IMPLICIT REAL*8(A-H)  
0003 TYPE 1-D1P0,PP03,CLA  
0004 1 FORMAT(1X,F7.3,1X,F4.2,1X,F7.3)  
0005 IF(CLA.EQ.3.0.AND.PP03.EQ.100.0) LS2F=CUR24A(01P0)  
0006 IF(CLA.EQ.3.0.AND.PP03.EQ.200.0) LS2F=CUR24B(01P0)  
0007 IF(CLA.EQ.3.0.AND.PP03.EQ.300.0) LS2F=CUR24C(01P0)  
0008 IF(CLA.EQ.4.0.AND.PP03.EQ.100.0) LS2F=CUR24D(01P0)  
0009 IF(CLA.EQ.4.0.AND.PP03.EQ.200.0) LS2F=CUR24E(01P0)  
0010 IF(CLA.EQ.4.0.AND.PP03.EQ.300.0) LS2F=CUR24F(01P0)  
0011 TYPE 1-D1P0,LS2F  
0012 1000 FORNAT(1X,F8.2)  
0013 RETURN  
0014 END
```

```
0001 FUNCTION CUR24A(X)  
0002 REAL*8 CUR24A,X  
0003 IF(X.LT. 0.10000000D+02)  
0004 *CUR24A=0.22619048D-02*X**2+0.32023810D-01*X+ 0.11198214D+02  
0005 IF(X.GE. 0.10000000D+02.AND.X.LT. 0.45000000D+02)  
0006 *CUR24A=0.22619048D-02*X**2+0.32023810D-01*X+ 0.11198214D+02  
0007 IF(X.GE. 0.45000000D+02.AND.X.LT. 0.60000000D+02)  
0008 *CUR24A=0.13700000D+00*X+ 0.81450000D+01  
0009 IF(X.GE. 0.60000000D+02)  
0010 *CUR24A=0.13700000D+00*X+ 0.81450000D+01  
0011 RETURN  
0012 END
```

```
0001 FUNCTION CUR24B(X)  
0002 REAL*8 CUR24B,X  
0003 IF(X.LT. 0.10000000D+02)  
0004 *CUR24B=0.29309524D-02*X**2+0.38359048D-01*X+ 0.13107679D+02  
0005 IF(X.GE. 0.10000000D+02.AND.X.LT. 0.45000000D+02)  
0006 *CUR24B=0.29309524D-02*X**2+0.38359048D-01*X+ 0.13107679D+02  
0007 IF(X.GE. 0.45000000D+02.AND.X.LT. 0.60000000D+02)  
0008 *CUR24B=0.20300000D+00*X+ 0.11800000D+01  
0009 IF(X.GE. 0.60000000D+02)  
0010 *CUR24B=0.20300000D+00*X+ 0.11800000D+01  
0011 RETURN  
0012 END
```

F02TRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR24C(X)
0002 REAL*8 CUR24C,X
0003 IF(X.LT. 0.100000000D+02)
0004 *CUR24C=0.32261905D-07*(X**2)-0.1729751E-01*X+ 0.1390744D+02
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+02.AND.X.LT. 0.450000000D+02)
0006 *CUR24C=0.32261905D-07*(X**2)-0.1729751E-01*X+ 0.1390744D+02
0007 IF(X.GE. 0.450000000D+02.AND.X.LT. 0.600000000D+02)
0008 *CUR24C=0.32261905D-07*(X**2)-0.1729751E-01*X+ 0.1390744D+02
0009 IF(X.GE. 0.600000000D+02)
0010 *CUR24C=0.32261905D-07*(X**2)-0.1729751E-01*X+ 0.1390744D+02
0011 RETURN
0012 END
CUR24C

```

F02TRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR24D(X)
0002 REAL*8 CUR24D,X
0003 IF(X.LT. 0.100000000D+02)
0004 *CUR24D=0.20952381D-07*(X**2)-0.128571429E-01*X+ 0.10126190D+02
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+02.AND.X.LT. 0.450000000D+02)
0006 *CUR24D=0.20952381D-07*(X**2)-0.128571429E-01*X+ 0.10126190D+02
0007 IF(X.GE. 0.450000000D+02.AND.X.LT. 0.600000000D+02)
0008 *CUR24D=0.139000000D+00*(X**2)-0.201500000E-01
0009 IF(X.GE. 0.600000000D+02)
0010 *CUR24D=0.139000000D+00*(X**2)-0.201500000E-01
0011 RETURN
0012 END
CUR24D

```

F02TRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR24E(X)
0002 REAL*8 CUR24E,X
0003 IF(X.LT. 0.100000000D+02)
0004 *CUR24E=0.29404752D-07*(X**2)-0.178750000E-01*X+ 0.12137202D+02
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+02.AND.X.LT. 0.450000000D+02)
0006 *CUR24E=0.29404752D-07*(X**2)-0.178750000E-01*X+ 0.12137202D+02
0007 IF(X.GE. 0.450000000D+02.AND.X.LT. 0.600000000D+02)
0008 *CUR24E=0.200000000D+00*(X**2)-0.175000000E-01
0009 IF(X.GE. 0.600000000D+02)
0010 *CUR24E=0.200000000D+00*(X**2)-0.175000000E-01
0011 RETURN
0012 END
CUR24E

```

F02TRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR24F(X)
0002 REAL*8 CUR24F,X
0003 IF(X.LT. 0.100000000D+02)
0004 *CUR24F=0.31571429D-07*(X**2)-0.157142857E-01*X+ 0.12953214D+02
0005 IF(X.GE. 0.100000000D+02.AND.X.LT. 0.450000000D+02)
0006 *CUR24F=0.31571429D-07*(X**2)-0.157142857E-01*X+ 0.12953214D+02
0007 IF(X.GE. 0.450000000D+02.AND.X.LT. 0.600000000D+02)
0008 *CUR24F=0.324000000D+00*(X**2)-0.151500000E-01
0009 IF(X.GE. 0.600000000D+02)
0010 *CUR24F=0.324000000D+00*(X**2)-0.151500000E-01
0011 RETURN
0012 END
CUR24F

```

FOR/LIST:TT: DIMENS
FORTRAN IV U02.04

PAGE 001

```

0001 PROGRAM DIMENS
0002 EXTERNAL ABACOA,ABACOF
0003 EXTERNAL CURV1A,CURV1B,CURV1C,CURV1D,CURV1E,CURV1F,CURV3A
0004 1,CURV3B,CURV3C,CURV3D,CURV3E,CURV3F,CURV4A,CURV4B,CURV4C
0005 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0006 REAL*8 PRGNUM(3)
0007 LOGICAL*1 SAIDA2(10),SAIDA3(12),NOME3(18),NM(18)
0008 INTEGER*2 LIQS,LIRT,NCS,H,BWG,DBS1,DBS2,DBT1,DBT2,I,NC,NCHI,
0009 INJ,PR,PR1,BSC,NT,NTCHI,NTJ,NTJ1,M1,M2,NESP,J,R,TESTE,TESTE1
0010 1,INSEC
0011 COMMON/COMUN/D1P0
0012 COMMON/COMUHL/TS,TT
0013 COMMON/COMUNC/PP0,ARE
0014 COMMON/COMUN5/CT,MIT
0015 COMMON/COMUM6/PI,GC
0016 COMMON/COMUM7/DBS2
0017 COMMON/COMUM8/ROS
0018 COMMON/COMUM9/DBS1
0019 COMMON/COMU10/MIS
0020 COMMON/COMU12/NTJ,NSS
0021 COMMON/COMU13/DELPB1,DELPB2
0022 COMMON/COMU14/WT,D1P0
0023 COMMON/COMU15/ROT
0024 COMMON/COMU16/WS
0025 COMMON/COMU17/FIS
0026 COMMON/COMU18/L,EE,TIPO
0027 COMMON/COMU21/LIQS
0028 COMMON/COMU22/D2P0
0029 COMMON/COMU23/NCS
0030 COMMON/COMU24/ERP,RDI,TURB,MATERT,BWG
0031 COMMON/COMU27/N
0032 COMMON/COMU28/PPES
0033 COMMON/COMU29/CEHI
0034 COMMON/COMU30/U
0035 COMMON/COMU32/A
0036 COMMON/COMU33/HT
0037 COMMON/COMU34/U
0038 COMMON/COMU37/BST2
0039 COMMON/COMU38/HIS1,HIS2
0040 COMMON/COMU39/PPRT
0041 COMMON/COMU40/DBT1,L1PI
0042 COMMON/COMU41/DELPIT
0043 COMMON/COMU42/LCPO,DBFO,DELIPO,M,NCHI,NC,L3PO,PR,D4PO
0044 COMMON/COMU43/KPT,E,MATERS,DELPAS,DELPAT
0045 COMMON/COMU45/TS1,TS2
0046 COMMON/COMU46/U0
0047 COMMON/COMU47/RD0
0048 COMMON/COMU48/PROCES
0049 COMMON/COMU49/DELPST
0050 COMMON/COMU50/KT
0051 COMMON/COMU51/CS,KS
0052 COMMON/COMU52/TPS,TP1,PPS,PP1
0053 COMMON/COMU53/L31,L32
0054 COMMON/COMU54/NTCHI

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 002

```

0052 COMMON/COMU55/U
0053 COMMON/COMU58/HQ,RES,DELP5
0054 COMMON/COMU59/TT1,TT2
0055 COMMON/COMU61/VT
0056 COMMON/COMU63/A0
0057 COMMON/COMU65/ACALC
0058 DATA SAIDA2/'S','A','I','D','A','2',' ',' ','D','I','F','O','T'/'
0059 OPEN(UNIT=1,NAME=SAIDA2,TYPE='OLD',ACCESS='SEQUENTIAL')
0060 READ(1,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0061 1 FORMAT(8(1X,F7.4))
0062 READ(1,1)D1FO,D2FO,H1FO,PP0,KPT,L,EE,E
0063 READ(1,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,AKS,KT
0064 2 FORMAT(7(1X,F7.2),2(1X,F7.4))
0065 READ(1,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PST,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0066 3 FORMAT(4(1X,F6.2),2(1X,F5.1),2(1X,F5.3),2(1X,F7.2))
0067 READ(1,4)LIQS,LIQT,NCS,N,2WG,PROCES,TIPO,APR,TUBO,MATERS
1,N,INTERP
0068 4 FORMAT(5(1X,I3),3(1X,A3),1X,F8.6)
0069 READ(1,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDD,RDI
0070 5 FORMAT(8(1X,F7.4))
0071 READ(1,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0072 6 FORMAT(2(1X,F10.2),1X,I3,1X,F5.3,2(1X,I1))
0073 READ(1,12)DMLT,R,S,PPSS,PPBT,Q,I
0074 12 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2,1X,I3)
0075 READ(1,8)DELT,UO,FT,N1,N2,L3FO,L3PO1,L3PO2,L3MIN,L3MAX
0076 8 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,I3),5(1X,F6.3))
0077 READ(1,9)INCRE,HI,A0,DELPTT,DCHIFO,D4PO,D3PO
0078 9 FORMAT(1X,F4.2,2(1X,F7.2),4(1X,F7.4))
0079 READ(1,10)NT,NC,NCHI,DBS1,DBS2,DBT1,DBT2,L31,L32
0080 10 FORMAT(7(1X,I4),2(1X,F7.4))
0081 READ(1,11)PR,D,LCPO,CCHI,L1PE,VT
0082 11 FORMAT(2(1X,F6.4),1X,F8.5,1X,F7.5,2(1X,F7.4))
0083 CLOSE(UNIT=1,DISP='SAVE')
0084 PI=3.1415926
0085 GC=32.173925
0086 INDEC=1
0087 TYPE 2500,I2,UO,L3PO,D1FO,DELPST
0088 2500 FORMAT(2X'I2='I3,2X'UO='F6.2,2X'L3PO='F6.3,2X'D1FO='
1 F7.4,2X'DELPST='F7.4)
0089 C TROCA DE CALOR E PERDA DE CARGA PARA O CASCO
0090 CALL BELLI
0091 C PERDA DE CARGA NOS BUCHAS DO CASCO
0092 CALL PERDA
0093 C PERDA DE CARGA TOTAL PARA O LADO DO CASCO
0094 DELPST=DELP5+DELPB1+DELPB2
0095 C TYPE 2000,D2FO,D1FO,KPT,RDD,RDI,HI
02000 FORMAT(5(1X,F7.4),1X,F7.2)
0096 C COEFICIENTE GLOBAL DE TROCA DE CALOR
0097 D=1.0/(D2FO/(HI*D1FO)+D2FO*KELOC*(D2FO/D1FO)/(2*12*KPT))+1.0/
1 HO*RD1*D2FO/D1FO+RDD)
0098 C AREA DE TROCA DE CALOR
0099 A=LZ/(UO*DELT)
0100 TYPE 3000,I,N,DELPST,DELPAS,A0,A,UO,UMAX,INCRE
03000 FORMAT(2(1X,I4),2(1X,F6.2),2(1X,F7.2),2(1X,F5.1),1X,F4.2)

```

ENTRAN IV

V02.04

PAGE 003

```

C      TESTE ENTRE AS AREAS E ENTRE AS PERDAS DE CARGA
006      IF(A0.GT.A)GO TO 145
008      AMENOR=A0
009      ANAIOR=A
010      GO TO 150
011 145      AMENOR=A
012      ANAIOR=A0
013 150      AC=LC-((AMENOR-ANAIOR)/2)
014      TYPE 2000,TESTE1
015 2000      FORMAT(3X,TESTE1='I1')
016      IF(TESTE1.EQ.1) GO TO 230
018      TYPE 1000,DELPST,ACALC-1,U,DELPAS
019 1000      FORMAT(1X,F7.4,1X,F5.3,1X,I4,1X,F6.2,1X,F6.2)
020      I2=I2+1
021      L3MIN=0.2*D1P0
022      L3MAX=D1P0
C      TYPE 160,ACALC1,L3P0,L3P01,L3P02
C160      FORMAT(1X,F5.3,3(1X,F6.3))
023      IF(ACALC.LE.0.10) GO TO 190
025      IF(I2.GE.2)GO TO 155
027      ACALC1=ACALC
028      GO TO 156
029 155      IF(ACALC.GT.ACALC1)GO TO 191
031      ACALC1=ACALC
032 156      IF(L3P0.EQ.L3MIN.OR.L3P0.EQ.L3MAX) GO TO 191
034      U0=U0
035 165      ACALC1=ACALC
036      IF(I2.GE.2)GO TO 178
038 167      L3P01=L3P0
039      Y=DELPST-DELPAS
040      TYPE 250,Y
041 250      FORMAT(3X,Y='F10.7')
042      IF(Y)170,180,175
043 170      L3P0=L3P0-0.5
044      IF(L3P0.LE.L3MIN)L3P0=L3MIN
046      L3P02=L3P0
047      GO TO 195
048 175      L3P0=L3P0+0.5
049      IF(L3P0.GE.L3MAX)L3P0=L3MAX
051      L3P02=L3P0
052      GO TO 195
053 178      X=L3P02-L3P01
054      TYPE 29,X
055 29      FORMAT(3X,X='F9.6')
056      IF(X)167,191,180
057 180      L3P0=L3P02
058      L3P01=L3P0
059      GO TO 195
060      U0=U0
061      IF(L3P01-L3P02)165,230,165
062 165      ACALC1=ACALC
063      IF(A0.GT.A) GO TO 192
065      UQ=U0-(INCRE/2.0)
066      GO TO 194

```

```

0157 192 IF(U0.LT.UMAX) GO TO 193
0159      U0=UMAX
0160      GO TO 194
0161 193 U0=U0+INCRE
0162 194 I2=0
0163      L3P0=0.5*D1P0
0164      L3P01=L3P0
0165 195 TYPE 4000,I2,U0,L3P0,L3P01,L3P02
0166 4000 FORMAT(3X'I2 =',I3,2X'U0 =',F6.2,2X'L3P0=',F6.3,2X'L3P01=',
1 F6.3,2X'L3P02=',F6.3)
0167      TYPE 260
0168 260 FORMAT(3X'TESTE DO UO:SE NA AUDANCA ELE REPETE UM VALOR JA
1 ,3X'TESTADO ESCRIVER 1,SE NAO, ESCRIVER 0 ==>>',$)
0169      ACCEPT 270,TESTE
0170 370 FORMAT(1X,I1)
0171      TYPE 270,TESTE
0172      IF(TESTE)280,270,280
0173 280 TESTE1=TESTE
0174      TYPE 400
0175 400 FORMAT(//3X'ENTRE COM O VALOR DE "U0,L3P0,D1P0"==>>',$)
0176      ACCEPT 300,U0,L3P0,D1P0
0177 300 FORMAT(1X,F6.2,1X,F6.3,1X,F7.4)
0178 290 TESTE1=TESTE
0179      TYPE 200
0180 200 FORMAT(//3X'ARQUIVO DE SAIDA DO DIMEN3 ? ==>>',$)
0181      ACCEPT 210,SAIDA3
0182 210 FORMAT(12A1)
0183      TYPE 215,SAIDA3
0184 215 FORMAT(1X,12A1)
0185      OPEN(UNIT=2,NAME=SAIDA3,TYPE='NEW',ACCESS='SEQUENTIAL')
0186      WRITE(2,1)ROS1,ROS2,ROT1,ROT2,ROS,ROT,CS,CT
0187      WRITE(2,1)D1P0,D2P0,D1P0,PPO,KPT,L,EE,E
0188      WRITE(2,2)TS1,TS2,TT1,TT2,TS,TT,A,KS,KT
0189      WRITE(2,3)DELPAS,DELPAT,PPS,PPT,UMIN,UMAX,FIS,FIT,TPS,TPT
0190      WRITE(2,4)LIQS,LIQT,NCS,N,EWG,PROCES,TIPO,ARR,TUDO,MATERS
1,MATERT,ERF
0191      WRITE(2,5)MIS1,MIS2,MIT1,MIT2,MIS,MIT,RDO,FBI
0192      WRITE(2,6)WS,WT,I2,ACALC1,TESTE1,INDEC
0193      WRITE(2,7)BMLT,R,S,PPBS,PPBT,Q
0194 7 FORMAT(2(1X,F6.2),1X,F8.6,2(1X,F6.2),1X,F12.2)
0195      WRITE(2,8)DELT,U0,FT,N1,N2,L3P0,L3P01,L3P02,L3MIN,L3MAX
0196      CLOSE(UNIT=2,DISP='SAVE')
0197      TYPE 30
0198 30 FORMAT(/10X' INSTRUCAO PARA CHAMAR O "CHAIN", NOME3:',$(
0199      ACCEPT 35,NOME3
0200 35 FORMAT(18A1)
0201      TYPE 40,NOME3
0202 40 FORMAT(1X,18A1,/)
0203      CALL IRAD50(18,NOME3,PROGNN)
0204      CALL R50ASC(18,PROGNN,NM)
0205      TYPE 40,NM
0206      CALL CHAIN(PROGNN,,0)
0207 230 TYPE 220
0208 220 FORMAT(//3X' SAIDA DOS PARAMETROS DIMENSIONADOS: ',$(

```

```

0209      CALL RESULT
0210      STOP
0211      END

```

LIST:TT: BELL
F0000000 10 000.04

PAGE 00

```

0001  SUBPRG=PRG 000001
0002  A=PRG 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001
0003  1 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001
0004  EXTER=0 000001 000001 000001
0005  J=0 000001 000001 000001
0006  TO=000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001 000001
0007  CO=0000 000001 000001
0008  CO=0000 000001 000001
0009  CO=0000 000001 000001
0010  CO=0000 000001 000001
0011  CO=0000 000001 000001
0012  CO=0000 000001 000001
0013  CO=0000 000001 000001
0014  CO=0000 000001 000001
0015  CO=0000 000001 000001
0016  CO=0000 000001 000001
0017  CO=0000 000001 000001
0018  CO=0000 000001 000001
0019  CO=0000 000001 000001
0020  CO=0000 000001 000001
0021  CO=0000 000001 000001
0022  CO=0000 000001 000001
0023  CO=0000 000001 000001
0024  CO=0000 000001 000001
0025  CO=0000 000001 000001
0026  CO=0000 000001 000001
0027  CO=0000 000001 000001
0028  CO=0000 000001 000001
0029  CO=0000 000001 000001
0030  CO=0000 000001 000001
0031  CO=0000 000001 000001
0032  CO=0000 000001 000001
0033  CO=0000 000001 000001
0034  CO=0000 000001 000001
0035  CO=0000 000001 000001
0036  CO=0000 000001 000001
0037  CO=0000 000001 000001
0038  CO=0000 000001 000001
0039  CO=0000 000001 000001
0040  CO=0000 000001 000001
0041  CO=0000 000001 000001
0042  CO=0000 000001 000001
0043  CO=0000 000001 000001
0044  CO=0000 000001 000001
0045  CO=0000 000001 000001
0046  CO=0000 000001 000001
0047  CO=0000 000001 000001
0048  CO=0000 000001 000001
0049  CO=0000 000001 000001
0050  CO=0000 000001 000001
0051  CO=0000 000001 000001
0052  CO=0000 000001 000001
0053  CO=0000 000001 000001
0054  CO=0000 000001 000001
0055  CO=0000 000001 000001
0056  CO=0000 000001 000001
0057  CO=0000 000001 000001
0058  CO=0000 000001 000001
0059  CO=0000 000001 000001
0060  CO=0000 000001 000001
0061  CO=0000 000001 000001
0062  CO=0000 000001 000001
0063  CO=0000 000001 000001
0064  CO=0000 000001 000001
0065  CO=0000 000001 000001
0066  CO=0000 000001 000001
0067  CO=0000 000001 000001
0068  CO=0000 000001 000001
0069  CO=0000 000001 000001
0070  CO=0000 000001 000001
0071  CO=0000 000001 000001
0072  CO=0000 000001 000001
0073  CO=0000 000001 000001
0074  CO=0000 000001 000001
0075  CO=0000 000001 000001
0076  CO=0000 000001 000001
0077  CO=0000 000001 000001
0078  CO=0000 000001 000001
0079  CO=0000 000001 000001
0080  CO=0000 000001 000001
0081  CO=0000 000001 000001
0082  CO=0000 000001 000001
0083  CO=0000 000001 000001
0084  CO=0000 000001 000001
0085  CO=0000 000001 000001
0086  CO=0000 000001 000001
0087  CO=0000 000001 000001
0088  CO=0000 000001 000001
0089  CO=0000 000001 000001
0090  CO=0000 000001 000001
0091  CO=0000 000001 000001
0092  CO=0000 000001 000001
0093  CO=0000 000001 000001
0094  CO=0000 000001 000001
0095  CO=0000 000001 000001
0096  CO=0000 000001 000001
0097  CO=0000 000001 000001
0098  CO=0000 000001 000001
0099  CO=0000 000001 000001
0100  CO=0000 000001 000001

```


FORTRAN IV

V02.04

PAGE 004

```

1(3.6D+3)))*L3PE/DJPE+R08*U7**2/6C)/144.0
0191 80 IF (RES.GT.100.0) DELP1=(24.4YN1)*R08*U7**2/(2*GC*144)
0193 RELP1D=0.57*SS3+0.27*(1-DEXP(-20*SS3))
0194 IF R08.GT.0.1 RELP1D=0.2
0196 RELP=RELP1D*SA
0197 RELP1=1.0-RELP
0198 TYPE 1000=DELP1*RELP+RELP*RELP1*10*PL*NR*JCHT*JTLHT
0199 1500 FORMAT(1(1X,F8.3)+4(1X,33))
0200 DELPS=2*DELPBP*(1+NJ/PR)+C(NCH1-1)*DELPBP+DCH1*DELPJ)*RELP1
0201 TYPE 2000=FBELL,OCIPC=0
0202 9000 FORMAT(2(1X,F8.3)+1X,F8.5)
0203 TYPE 3500=YE=MTES,DELPBP,04 PL,DELPB
0204 9500 FORMAT(1X,F7.2+1X,F7.2+3(1X,F9.A))
0205 RETURN
0206 END
0207 BELL1

```

FOR/LIST:TT: PERDA
FORTRAN IV 062.04

PAGE 001

```

001      SUBROUTINE PERDA
002      EXTERNAL CUR25A,CUR25B,CUR25C,CUR25D,CUR25E
003      1-CUR25E,CUR25F,CUR25G,CUR25H,CUR25I,CUR25J
004      DIMENSION REAL(256-1)
005      DIMENSION DBS(1-1000)
006      COMMON/COMMON4/PI-0.0
007      COMMON/COMMON7/CMPI-0.0
008      COMMON/COMMON8/RS-0.0
009      COMMON/COMMON9/PI-0.0
010      COMMON/COMMON10/PI-0.0
011      COMMON/COMMON11/PI-0.0
012      COMMON/COMMON12/PI-0.0
013      COMMON/COMMON13/PI-0.0
014      COMMON/COMMON14/PI-0.0
015      COMMON/COMMON15/PI-0.0
016      COMMON/COMMON16/PI-0.0
017      COMMON/COMMON17/PI-0.0
018      COMMON/COMMON18/PI-0.0
019      COMMON/COMMON19/PI-0.0
020      COMMON/COMMON20/PI-0.0
021      COMMON/COMMON21/PI-0.0
022      COMMON/COMMON22/PI-0.0
023      COMMON/COMMON23/PI-0.0
024      COMMON/COMMON24/PI-0.0
025      COMMON/COMMON25/PI-0.0
026      COMMON/COMMON26/PI-0.0
027      COMMON/COMMON27/PI-0.0
028      COMMON/COMMON28/PI-0.0
029      COMMON/COMMON29/PI-0.0
030      COMMON/COMMON30/PI-0.0
031      COMMON/COMMON31/PI-0.0
032      COMMON/COMMON32/PI-0.0
033      COMMON/COMMON33/PI-0.0
034      COMMON/COMMON34/PI-0.0
035      COMMON/COMMON35/PI-0.0
036      COMMON/COMMON36/PI-0.0
037      COMMON/COMMON37/PI-0.0
038      COMMON/COMMON38/PI-0.0
039      COMMON/COMMON39/PI-0.0
040      COMMON/COMMON40/PI-0.0
041      COMMON/COMMON41/PI-0.0
042      COMMON/COMMON42/PI-0.0
043      COMMON/COMMON43/PI-0.0
044      COMMON/COMMON44/PI-0.0
045      COMMON/COMMON45/PI-0.0
046      COMMON/COMMON46/PI-0.0
047      COMMON/COMMON47/PI-0.0
048      COMMON/COMMON48/PI-0.0
049      COMMON/COMMON49/PI-0.0
050      COMMON/COMMON50/PI-0.0
051      COMMON/COMMON51/PI-0.0
052      COMMON/COMMON52/PI-0.0
053      COMMON/COMMON53/PI-0.0
054      COMMON/COMMON54/PI-0.0
055      COMMON/COMMON55/PI-0.0
056      COMMON/COMMON56/PI-0.0
057      COMMON/COMMON57/PI-0.0
058      COMMON/COMMON58/PI-0.0
059      COMMON/COMMON59/PI-0.0
060      COMMON/COMMON60/PI-0.0
061      COMMON/COMMON61/PI-0.0
062      COMMON/COMMON62/PI-0.0
063      COMMON/COMMON63/PI-0.0
064      COMMON/COMMON64/PI-0.0
065      COMMON/COMMON65/PI-0.0
066      COMMON/COMMON66/PI-0.0
067      COMMON/COMMON67/PI-0.0
068      COMMON/COMMON68/PI-0.0
069      COMMON/COMMON69/PI-0.0
070      COMMON/COMMON70/PI-0.0
071      COMMON/COMMON71/PI-0.0
072      COMMON/COMMON72/PI-0.0
073      COMMON/COMMON73/PI-0.0
074      COMMON/COMMON74/PI-0.0
075      COMMON/COMMON75/PI-0.0
076      COMMON/COMMON76/PI-0.0
077      COMMON/COMMON77/PI-0.0
078      COMMON/COMMON78/PI-0.0
079      COMMON/COMMON79/PI-0.0
080      COMMON/COMMON80/PI-0.0
081      COMMON/COMMON81/PI-0.0
082      COMMON/COMMON82/PI-0.0
083      COMMON/COMMON83/PI-0.0
084      COMMON/COMMON84/PI-0.0
085      COMMON/COMMON85/PI-0.0
086      COMMON/COMMON86/PI-0.0
087      COMMON/COMMON87/PI-0.0
088      COMMON/COMMON88/PI-0.0
089      COMMON/COMMON89/PI-0.0
090      COMMON/COMMON90/PI-0.0
091      COMMON/COMMON91/PI-0.0
092      COMMON/COMMON92/PI-0.0
093      COMMON/COMMON93/PI-0.0
094      COMMON/COMMON94/PI-0.0
095      COMMON/COMMON95/PI-0.0
096      COMMON/COMMON96/PI-0.0
097      COMMON/COMMON97/PI-0.0
098      COMMON/COMMON98/PI-0.0
099      COMMON/COMMON99/PI-0.0
100     COMMON/COMMON100/PI-0.0

```

```
0065      Z2=CUR25D(VBS2)
0066      GO TO 134
0067 12B    IF(RZ2.GE.1.5)GO TO 130
0069      Z2=CUR25E(VBS2)
0070      GO TO 134
0071 130    IF(RZ2.GE.3.5)GO TO 132
0073      Z2=CUR25F(VBS2)
0074      GO TO 134
0075 132    IF(RZ2.GE.7.5)GO TO 133
0077      Z2=CUR25G(VBS2)
0078      GO TO 134
0079 133    Z2=CUR25H(VBS2)
0080 134    DELPB2=(ROS*GC*Z2)/(144.0*GC)
0081 135    TYPE 1000,DELPB1,DELPB2,Z1,Z2
0082 1000   FORMAT(4(1X,F8.6))
0083      RETURN
0084      END
PERDA
```



```

      CURV1B(X)
      REAL*8 CURV1B,X
      TYPE*8
      FORMAT(1X,F9.2)
      X=BL00(X)
      IF(X.LT. 0.27755576D-16)
      *CURV1B=DEXP(-0.63654423D+01X)+-0.22522660D+00)
      IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND. X.LT. 0.35025850E+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.63654423D+01X)+-0.22522660D+00)
      IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND. X.LT. 0.35025850E+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.59066031D+01X)+-0.35303310D+00)
      IF(X.GE. 0.34011974D+01.AND. X.LT. 0.44999997D+01) CURV1B=
      *05D+01 0.23369532D+01X-0.82718174D+00)+-0.1(5277043+00)
      IF(X.GE. 0.44999997D+01.AND. X.LT. 0.49077833D+01) CURV1B=
      *05D+01 1.10000777D+00X( 0.75-0.00000000D+00)+-0.70350226D+01)
      IF(X.GE. 0.64077833D+01.AND. X.LT. 0.74077833D+01) CURV1B=
      *05D+01-0.76923665D+01X+0.74077833D+01)+-0.003546D+01)
      IF(X.GE. 0.91049799D+01.AND. X.LT. 0.91049799D+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.00049799D+01X)+-0.00049799D+01)
      IF(X.GE. 0.11512925D+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.00049799D+01X)+-0.00049799D+01)

```

```

      CURV1B(X)
      REAL*8 CURV1B,X
      TYPE*8
      FORMAT(1X,F9.2)
      X=BL00(X)
      IF(X.LT. 0.27755576D-16)
      *CURV1B=DEXP(-0.63654423D+01X)+-0.22522660D+00)
      IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND. X.LT. 0.35025850E+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.63654423D+01X)+-0.22522660D+00)
      IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND. X.LT. 0.35025850E+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.59066031D+01X)+-0.35303310D+00)
      IF(X.GE. 0.34011974D+01.AND. X.LT. 0.44999997D+01) CURV1B=
      *05D+01 0.23369532D+01X-0.82718174D+00)+-0.1(5277043+00)
      IF(X.GE. 0.44999997D+01.AND. X.LT. 0.49077833D+01) CURV1B=
      *05D+01 1.10000777D+00X( 0.75-0.00000000D+00)+-0.70350226D+01)
      IF(X.GE. 0.64077833D+01.AND. X.LT. 0.74077833D+01) CURV1B=
      *05D+01-0.76923665D+01X+0.74077833D+01)+-0.003546D+01)
      IF(X.GE. 0.91049799D+01.AND. X.LT. 0.91049799D+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.00049799D+01X)+-0.00049799D+01)
      IF(X.GE. 0.11512925D+01)
      *CURV1B=DEXP(-0.00049799D+01X)+-0.00049799D+01)

```

0001 FUNCTION CURV10(X)
0002 REAL*8 CURV10(Y)
0003 Y=1.066(Y)
0004 IF(X,LT, 0.27755576D-16)
0005 *CURV10=DEXP(-0.10303710D+01 XX+ 0.42368838E-01)
0006 IF(X,GE, 0.27755576D-16.AND,X,LT, 0.23023810E+01)
0007 *CURV10=DEXP(-0.10303310D+01 XX+ 0.42368838E-01)
0008 IF(X,GE, 0.23023810E+01.AND,X,LT, 0.36888795E+01)
0009 *CURV10=DEXP(-0.90840036D+00 XX+ 0.11227151E-01)
0010 IF(X,GE, 0.36888795D+01.AND,X,LT, 0.46051702D+01) CURV10=
0011 *DEXP(0.20907372D+00 XX*2+ 0.26447887D+01 XX+ 0.12542D+01)
0012 IF(X,GE, 0.46051702D+01.AND,X,LT, 0.59077551E+01) CURV10=
0013 *DEXP(0.13244447D+00 XX*2+ 0.19444261D+01 XX+ 0.1454114D+01)
0014 IF(X,GE, 0.59077553D+01.AND,X,LT, 0.62103404E+01)
0015 *CURV10=DEXP(-0.17462117D+00 XX+ 0.15060371E-01)
0016 IF(X,GE, 0.62103404D+01.AND,X,LT, 0.11512925D+01)
0017 *CURV10=DEXP(-0.15531440E+00 XX+ 0.13513504E-01)
0018 IF(X,GE, 0.11512925D+01)
0019 *CURV10=DEXP(-0.10531440E+00 XX+ 0.13513504E-01)
0020 X=1/EXP(X)
0021 RETURN
0022 END
0023 C1910

0001 FUNCTION CURV3A(X)
0002 REAL*8 CURV3A(Y)
0003 Y=1.066(Y)
0004 IF(X,LT, 0.27755576D-16)
0005 *CURV3A=DEXP(-0.10303710D+01 XX+ 0.42368838E-01)
0006 IF(X,GE, 0.27755576D-16.AND,X,LT, 0.23023810E+01)
0007 *CURV3A=DEXP(-0.10303310D+01 XX+ 0.42368838E-01)
0008 IF(X,GE, 0.23023810E+01.AND,X,LT, 0.36888795E+01)
0009 *CURV3A=DEXP(-0.90840036D+00 XX+ 0.11227151E-01)
0010 IF(X,GE, 0.36888795D+01.AND,X,LT, 0.46051702D+01) CURV3A=
0011 *DEXP(0.20907372D+00 XX*2+ 0.26447887D+01 XX+ 0.12542D+01)
0012 IF(X,GE, 0.46051702D+01.AND,X,LT, 0.59077551E+01) CURV3A=
0013 *DEXP(0.13244447D+00 XX*2+ 0.19444261D+01 XX+ 0.1454114D+01)
0014 IF(X,GE, 0.59077553D+01.AND,X,LT, 0.62103404E+01)
0015 *CURV3A=DEXP(-0.17462117D+00 XX+ 0.15060371E-01)
0016 IF(X,GE, 0.62103404D+01.AND,X,LT, 0.11512925D+01)
0017 *CURV3A=DEXP(-0.15531440E+00 XX+ 0.13513504E-01)
0018 IF(X,GE, 0.11512925D+01)
0019 *CURV3A=DEXP(-0.10531440E+00 XX+ 0.13513504E-01)
0020 X=1/EXP(X)
0021 RETURN
0022 END
0023 C1933

```

0001 FUNCTION CURV3B(X)
0002 REAL*8 CURV3B,X
0003 X=FLOAT(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV3B=DEXP(-0.10061110D+01*X+ 0.38990593D+01)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007 *CURV3B=DEXP(-0.10061110D+01*X+ 0.38990593D+01)
0008 IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.36888795D+01)
0009 *CURV3B=DEXP(-0.94671457D+00*X+ 0.37748913D+01)
0010 IF(X.GE. 0.36888795D+01.AND.X.LT. 0.44051703D+01)CURV3B=
0011 *DEXP( 0.17754334D+00*X**2+-0.23151447D+01*X+ 0.63449344D+01)
0012 IF(X.GE. 0.44051703D+01.AND.X.LT. 0.69077553D+01)CURV3B=
0013 *DEXP( 0.13156681D+00*X**2+-0.19921637D+01*X+ 0.53523903D+01)
0014 IF(X.GE. 0.69077553D+01.AND.X.LT. 0.92103404D+01)
0015 *CURV3B=DEXP(-0.12951048D+00*X+-0.58526810D+00)
0016 IF(X.GE. 0.92103404D+01.AND.X.LT. 0.11512925D+02)
0017 *CURV3B=DEXP(-0.11560633D+00*X+-0.12437887D+00)
0018 IF(X.GE. 0.11512925D+02)
0019 *CURV3B=DEXP(-0.15606331D+00*X+-0.32437887D+00)
0020 X=DEXP(X)
0021 RETURN
0022 ENI
CURV3B

```

```

0001 FUNCTION CURV3C(X)
0002 REAL*8 CURV3C,X
0003 X=FLOAT(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV3C=DEXP(-0.10525565D+01*X+ 0.40574893D+01)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007 *CURV3C=DEXP(-0.10525565D+01*X+ 0.40574893D+01)
0008 IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.36888795D+01)
0009 *CURV3C=DEXP(-0.93328384D+00*X+ 0.37925834D+01)
0010 IF(X.GE. 0.36888795D+01.AND.X.LT. 0.44051703D+01)CURV3C=
0011 *DEXP( 0.15452048D+00*X**2+-0.21340415D+01*X+ 0.61667147D+01)
0012 IF(X.GE. 0.44051703D+01.AND.X.LT. 0.69077553D+01)CURV3C=
0013 *DEXP( 0.16065605D+00*X**2+-0.23210331D+01*X+ 0.5959536D+01)
0014 IF(X.GE. 0.69077553D+01.AND.X.LT. 0.92103404D+01)
0015 *CURV3C=DEXP(-0.12960054D+00*X+-0.58526810D+00)
0016 IF(X.GE. 0.92103404D+01.AND.X.LT. 0.11512925D+02)
0017 *CURV3C=DEXP(-0.11560633D+00*X+-0.12437887D+00)
0018 IF(X.GE. 0.11512925D+02)
0019 *CURV3C=DEXP(-0.15606331D+00*X+-0.32437887D+00)
0020 X=DEXP(X)
0021 RETURN
0022 ENI
CURV3C

```

```

0001 FUNCTION CURV3D(X)
0002 REAL*8 CURV3D,X
0003 X=DLOG(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV3D=DEXP(-0.98524449D+00)*X+0.34891453D+01
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007 *CURV3D=DEXP(-0.98524449D+00)*X+0.34891453D+01
0008 IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.34888735D+01)
0009 *CURV3D=DEXP(-0.10004432D+01)*X+0.77255963D+01
0010 IF(X.GE. 0.34888735D+01.AND.X.LT. 0.46051702D+01)
0011 *CURV3D=DEXP(-0.13730117D+00)*X+0.45735442D+00
0012 IF(X.GE. 0.46051702D+01.AND.X.LT. 0.76009025D+01)
0013 *CURV3D=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0014 IF(X.GE. 0.76009025D+01.AND.X.LT. 0.92103260D+01)
0015 *CURV3D=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0016 IF(X.GE. 0.92103260D+01.AND.X.LT. 0.11512923D+02)
0017 *CURV3D=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0018 IF(X.GE. 0.11512923D+02)
0019 *CURV3D=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0020 X=DEXP(X)
0021 RETURN
0022 END
0023
  
```

```

0001 FUNCTION CURV4A(X)
0002 REAL*8 CURV4A,X
0003 X=DLOG(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV4A=DEXP(-0.10061463D+01)*X+0.39751948D+01
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007 *CURV4A=DEXP(-0.10061463D+01)*X+0.39751948D+01
0008 IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.46051702D+01)
0009 *CURV4A=DEXP(-0.99580710D+00)*X+0.39845339D+01
0010 IF(X.GE. 0.46051702D+01.AND.X.LT. 0.76009025D+01)
0011 *CURV4A=DEXP(-0.22505939D+00)*X+0.39845339D+01
0012 IF(X.GE. 0.76009025D+01.AND.X.LT. 0.92103260D+01)
0013 *CURV4A=DEXP(-0.22505939D+00)*X+0.39845339D+01
0014 IF(X.GE. 0.92103260D+01.AND.X.LT. 0.11512923D+02)
0015 *CURV4A=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0016 IF(X.GE. 0.11512923D+02)
0017 *CURV4A=DEXP(-0.16988756D+01)*X+0.13730117D+00
0018 X=DEXP(X)
0019 RETURN
0020 END
0021
  
```

```

0001 FUNCTION CURV4B(X)
0002 REAL*8 CURV4B,X
0003 X=BL0G(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV4B=DEXP(-0.96535316D+00*X*-0.37444388D+01)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007 *CURV4B=DEXP(-0.96535316D+00*X*-0.37444388D+01)
0008 IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.46051702D+01)
0009 *CURV4B=DEXP(-0.99607373D+00*X*-0.37606355D+01)
0010 IF(X.GE. 0.46051702D+01.AND.X.LT. 0.76009055D+01)CURV4B=
0011 *DEXP( 0.21917123D+00*X**2*-0.37370568D+01*X*-0.95552983D+01)
0012 IF(X.GE. 0.76009055D+01.AND.X.LT. 0.92103404D+01)CURV4B=
0013 *DEXP(-0.14990680D+00*X**2*-0.37370568D+01*X*-0.13011744D+02)
0014 IF(X.GE. 0.92103404D+01.AND.X.LT. 0.11512551D+02)
0015 *CURV4B=DEXP(-0.15497367D+00*X*-0.37370568D+01)
0016 IF(X.GE. 0.11512551D+02)
0017 *CURV4B=DEXP(-0.15497367D+00*X*-0.37370568D+01)
0018 X=DEXP(X)
0019 RETURN
0020 END
CURV4B

```

NR/LIST:TT: 005

TRAN IV

002.00

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CURV10(X)
0002 REAL*8 CURV10,X
0003 X=BL0G(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV10=DEXP(-0.69333107D+00*X*-0.359313-074904)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.29937323D+01)
0007 *CURV10=DEXP(-0.69333107D+00*X*-0.359313-074904)
0008 IF(X.GE. 0.29937323D+01.AND.X.LT. 0.37707740D+01)CURV10=
0009 *DEXP( 0.72724102D+01*X**2*-0.359313-074904*X*-0.142593D+01)
0010 IF(X.GE. 0.37707740D+01.AND.X.LT. 0.64377777D+01)
0011 *CURV10=DEXP(-0.37763777D+00*X*-0.359313-074904)
0012 IF(X.GE. 0.64377777D+01.AND.X.LT. 0.11512551D+02)
0013 *CURV10=DEXP(-0.37763777D+00*X*-0.359313-074904)
0014 IF(X.GE. 0.11512551D+02)
0015 *CURV10=DEXP(-0.37763777D+00*X*-0.359313-074904)
0016 IF(X.LT. 0.27755576D-16.CP.0.01)CURV10=X TYPE 100
0018 .000 * F0RA 008 AF0R0X10000 N00 100 50 000000
0019 X=DEXP(X)
0020 RETURN
0021 END
CURV10

```

PLTRAN IV

002.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CURV1E(X)
0002 REAL*8 CURV1E,X
0003 X=DLOG(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV1E=DEXP(-0.66412187D+00/X*-0.13718471D-06)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.29957323D+01)
0007 *CURV1E=DEXP(-0.66412187D+00/X*-0.13718471D-06)
0008 IF(X.GE. 0.29957323D+01.AND.X.LT. 0.66412187D+01)
0009 *CURV1E=DEXP(-0.66412187D+00/X*-0.13718471D-06)
0010 IF(X.GE. 0.66412187D+01.AND.X.LT. 0.73260399D+01)
0011 *CURV1E=DEXP(-0.73260399D+00/X*-0.13718471D-06)
0012 IF(X.GE. 0.73260399D+01.AND.X.LT. 0.87173541D+01)
0013 *CURV1E=DEXP(-0.87173541D+00/X*-0.13718471D-06)
0014 IF(X.GE. 0.87173541D+01.AND.X.LT. 0.92103404D+01)
0015 *CURV1E=DEXP(-0.92103404D+00/X*-0.13718471D-06)
0016 IF(X.GE. 0.92103404D+01.AND.X.LT. 0.9926544D+01)
0017 *CURV1E=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0018 IF(X.GE. 0.9926544D+01.AND.X.LT. 0.9926544D+01)
0019 *CURV1E=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0020 IF(X.GE. 0.9926544D+01)
0021 *CURV1E=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0022 END

```

PLTRAN IV

002.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CURV1F(X)
0002 REAL*8 CURV1F,X
0003 X=LOG(X)
0004 IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005 *CURV1F=DEXP(-0.73260399D+00/X*-0.13718471D-06)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.29957323D+01)
0007 *CURV1F=DEXP(-0.73260399D+00/X*-0.13718471D-06)
0008 IF(X.GE. 0.29957323D+01.AND.X.LT. 0.52983174D+01)
0009 *CURV1F=DEXP(-0.52983174D+00/X*-0.13718471D-06)
0010 IF(X.GE. 0.52983174D+01.AND.X.LT. 0.73260399D+01)
0011 *CURV1F=DEXP(-0.73260399D+00/X*-0.13718471D-06)
0012 IF(X.GE. 0.73260399D+01.AND.X.LT. 0.87173541D+01)
0013 *CURV1F=DEXP(-0.87173541D+00/X*-0.13718471D-06)
0014 IF(X.GE. 0.87173541D+01.AND.X.LT. 0.92103404D+01)
0015 *CURV1F=DEXP(-0.92103404D+00/X*-0.13718471D-06)
0016 IF(X.GE. 0.92103404D+01.AND.X.LT. 0.9926544D+01)
0017 *CURV1F=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0018 IF(X.GE. 0.9926544D+01.AND.X.LT. 0.9926544D+01)
0019 *CURV1F=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0020 IF(X.GE. 0.9926544D+01)
0021 *CURV1F=DEXP(-0.9926544D+00/X*-0.13718471D-06)
0022 END

```

FOR/LIST:TT: CV6
 FORTRAN IV U02.04

PAGE 001

```

0001      FUNCTION CURV3E(X)
0002      REAL*8 CURV3E,X
0003      X=DLDB(X)
0004      IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005      *CURV3E=DEXP(-0.10157878D+01*X+ 0.51741436D+01)
0006      IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007      *CURV3E=DEXP(-0.10157878D+01*X+ 0.51741436D+01)
0008      IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.52983174D+01)CURV3E=
0009      *DEXP(-0.99868839D+00*X**2+ 0.52983174D+01)
0010      IF(X.GE. 0.52983174D+01.AND.X.LT. 0.82940496D+01)CURV3E=
0011      *DEXP(-0.22755584D-01*X**2+ 0.82940496D+01)
0012      IF(X.GE. 0.82940496D+01.AND.X.LT. 0.10819778D+02)CURV3E=
0013      *DEXP(-0.22755584D-01*X**2+ 0.82940496D+01)
0014      IF(X.GE. 0.10819778D+02.AND.X.LT. 0.11512925D+02)
0015      *CURV3E=DEXP(-0.75328453D-01*X+ -0.25449384D+00)
0016      IF(X.GE. 0.11512925D+02)
0017      *CURV3E=DEXP(-0.75328453D-01*X+ -0.25449384D+00)
0018      RETURN
0019      END
CURV3E

```

FORTRAN IV U02.04

PAGE 001

```

0001      FUNCTION CURV3F(X)
0002      REAL*8 CURV3F,X
0003      X=DLDB(X)
0004      IF(X.LT. 0.27755576D-16)
0005      *CURV3F=DEXP(-0.99868839D+00*X+ 0.27702689D+01)
0006      IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.23025851D+01)
0007      *CURV3F=DEXP(-0.99868839D+00*X+ 0.27702689D+01)
0008      IF(X.GE. 0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.52983174D+01)CURV3F=
0009      *DEXP(-0.98039568D-01*X**2+ 0.52983174D+01)
0010      IF(X.GE. 0.52983174D+01.AND.X.LT. 0.82940496D+01)CURV3F=
0011      *DEXP(-0.52911932D-01*X**2+ 0.82940496D+01)
0012      IF(X.GE. 0.82940496D+01.AND.X.LT. 0.10819778D+02)CURV3F=
0013      *DEXP(-0.69955659D-02*X**2+ 0.10819778D+02)
0014      IF(X.GE. 0.10819778D+02.AND.X.LT. 0.11512925D+02)
0015      *CURV3F=DEXP(-0.19004509D+00*X+ -0.16557601D+00)
0016      IF(X.GE. 0.11512925D+02)
0017      *CURV3F=DEXP(-0.19004509D+00*X+ -0.16557601D+00)
0018      X=DLDB(X)
0019      RETURN
0020      END
CURV3F

```

FORTRAN IV

VC2.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CURV4C(Y)
0002 REAL*8 CURV4C,X
0003 X=PL06(Y)
0004 IF(X.LE. 0.27755576D-16)
0005 *CURV4C=DEFP(-0.10127117D+01,X, 0.22428993D+01)
0006 IF(X.GE. 0.27755576D-16.AND.X.LT. 0.44051707D+01)
0007 *CURV4C=DEFP(-0.10127117D+01,X, 0.22428993D+01)
0008 IF(X.GE. 0.23020151D+01.AND. 0.44051707D+01.GR.X)
0009 *DEFP( 0.30715046D-03*X**2A-0.2733542D+00,X, 0.23975107D+01)
0010 IF(X.GE. 0.44051707D+01.AND.X.LT. 0.10526637D+01)
0011 *DEFP( 0.18624932E+00*X**2A-0.9015317D+00,X, 0.2370038D+01)
0012 IF(X.GE. 0.74009025D+01.AND.X.LT. 0.10526637D+01)
0013 *DEFP(-0.42421304D-01*X**2A-0.00174375D+00,X, 0.4013256D+01)
0014 IF(X.GE. 0.10526637D+01.AND.X.LT. 0.11512925D+02)
0015 *CURV4C=DEFP(-0.19313320D+00,X, 0.4270236D+00)
0016 IF(X.GE. 0.11512925D+02)
0017 *CURV4C=DEFP(-0.10313320D+00,X, 0.4270236D+00)
0018 X=PEXP(X)
0019 RETURN
0020 END
0021 CEND

```

R/LIST:TT: 10000

FORTRAN IV

VC2.04

PAGE 002

```

0001 SUBROUTINE ABACO(T,LIG,ABACO,ABACO,ABACO)
0002 IMPLICIT REAL*8(A-Z)
0003 INTERSECT LIG,I,K,K1,K2
0004 REAL*8(X)
0005 LOGICAL*8 VISCQ(9)
0006 DATA VISCQ/'V','Y','S','C','A','I','B','A','T'/
0007 TYPE=5,LIG
0008 FORMAT(1X,I3)
0009 OPEN(UNIT=1,NAME=VISCQ,TYPE='BLD',ACCESS='DIRECT',
0010 1=RECORDSIZE=3)
0011 DO 20 I=1,137
0012 IF(I.EQ.1) GO TO 40
0013 20 CONTINUE
0014 40 K1=14(I-1)/32
0015 K2=I/2
0016 TYPE=2000,I,K1,K2
0017 2000 FORMAT(2(I,X,I4))
0018 READ(1,I)(P(X),K=K1,K2)
0019 CLOSE(UNIT=1)
0020 XO=P(X)
0021 YO=P(X2)
0022 TYPE=100,XO,YO
0023 100 FORMAT(2(I,X,I4))
0024 XI=ABACO(T)
0025 KI=0.00000
0026 IF(XI.EQ.0.00000)
0027 NP=0.00000
0028 X2=0.00000
0029 Y2=0.00000
0030 AB=0.00000
0031 FUEL=0.00000
0032 200 FUEL=FUEL+X2
0033 FUEL=
0034
0035

```


ARLIST:11:15
TRAN IV 002.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR25A(X)
0002 REAL*8 CUR25A,X
0003 Y=0.00(X)
0004 IF(X.LT.-0.160943770D+01)
0005 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0006 IF(X.LE.-0.160943770D+01)
0007 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0008 IF(X.GE.-0.160943770D+01)
0009 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0010 IF(X.LT.-0.29917170D+01)
0011 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0012 IF(X.LE.-0.29917170D+01)
0013 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0014 IF(X.GE.-0.29917170D+01)
0015 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0016 IF(X.LT.-0.57037925D+01)
0017 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0018 IF(X.LE.-0.57037925D+01)
0019 *CUR25A=DEXP( 0.155371270D+01*(X+0.13763781D+01)
0020 IF(X.GE.-0.57037925D+01)

```

TRAN IV 002.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR25B(X)
0002 REAL*8 CUR25B,X
0003 Y=0.00(X)
0004 IF(X.LT.-0.23025851D+01)CUR25B=
0005 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0006 IF(X.LE.-0.23025851D+01)CUR25B=
0007 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0008 IF(X.GE.-0.23025851D+01)CUR25B=
0009 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0010 IF(X.LT.-0.36889775D+01)CUR25B=
0011 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0012 IF(X.LE.-0.36889775D+01)CUR25B=
0013 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0014 IF(X.GE.-0.36889775D+01)CUR25B=
0015 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0016 IF(X.LT.-0.57037925D+01)CUR25B=
0017 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0018 IF(X.LE.-0.57037925D+01)CUR25B=
0019 *DEXP( 0.10709360D+00*(X+0.13763781D+01)
0020 IF(X.GE.-0.57037925D+01)CUR25B=

```

TRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR25C(X)
0002 REAL*8 CUR25C,X
0003 X=DLOG(X)
0004 IF(X.LT.-0.23025851D+01)CUR25C=
0006 *DEXP( 0.86432748D-01**X**2+ 0.14190391D+01**X+-0.26379091D+01)
0008 IF(X.GE.-0.23025851D+01.AND.X.LT. 0.16094379D+01)CUR25C=
0010 *DEXP( 0.86432748D-01**X**2+ 0.14190391D+01**X+-0.26379091D+01)
0012 IF(X.GE. 0.16094379D+01.AND.X.LT. 0.36888795D+01)
0014 *CUR25C=DEXP( 0.18038916D+01**X+-0.29986116D+01)
0016 IF(X.GE. 0.36888795D+01.AND.X.LT. 0.57037825D+01)
0018 *CUR25C=DEXP( 0.19904632D+01**X+-0.34493158D+01)
0020 IF(X.GE. 0.57037825D+01)
0022 *CUR25C=DEXP( 0.19904632D+01**X+-0.34493158D+01)
0024 X=DEXP(X)
0026 RETURN
0028 END
CUR25C

```

FORTRAN IV

V02.04

PAGE 001

```

0001 FUNCTION CUR25D(X)
0002 REAL*8 CUR25D,X
0003 X=DLOG(X)
0004 IF(X.LT.-0.23025851D+01)CUR25D=
0006 *DEXP( 0.13851026D+00**X**2+ 0.14677001D+01**X+-0.24059621D+01)
0008 IF(X.GE.-0.23025851D+01.AND.X.LT.-0.10536052D+00)CUR25D=
0010 *DEXP( 0.13851026D+00**X**2+ 0.14677001D+01**X+-0.24059621D+01)
0012 IF(X.GE.-0.10536052D+00.AND.X.LT. 0.17917595D+01)CUR25D=
0014 *DEXP( 0.93290061D-01**X**2+ 0.14063744D+01**X+-0.24131854D+01)
0016 IF(X.GE. 0.17917595D+01.AND.X.LT. 0.36888795D+01)
0018 *CUR25D=DEXP( 0.18038916D+01**X+-0.28265835D+01)
0020 IF(X.GE. 0.36888795D+01.AND.X.LT. 0.57037825D+01)
0022 *CUR25D=DEXP( 0.19904632D+01**X+-0.34493158D+01)
0024 IF(X.GE. 0.57037825D+01)
0026 *CUR25D=DEXP( 0.19904632D+01**X+-0.34493158D+01)
0028 X=DEXP(X)
0030 RETURN
0032 END
CUR25D

```



```

01 FUNCTION CUR25G(X)
02 REAL*8 CUR25G,X
03 X=DL0G(X)
04 IF(X.LT.-0.230258510+0.0)CUR25G=
05 *DEXP( 0.577710610+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
06 IF(X.GE.-0.230258510+0.0)CUR25G=
07 *DEXP( 0.777710610+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
08 IF(X.GE. 0.683147190+0.0)CUR25G=
09 *DEXP( 0.909087897+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
10 IF(X.GE. 0.371202300+0.0)CUR25G=
11 *CUR25G+DEXP( 0.103277370+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
12 IF(X.GE. 0.109861230+0.0)CUR25G=
13 *CUR25G+DEXP( 0.103277370+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
14 RETURN
15 END

```

```

01 FUNCTION CUR25H(X)
02 REAL*8 CUR25H,X
03 X=DL0G(X)
04 IF(X.LT.-0.230258510+0.0)CUR25H=
05 *DEXP( 0.103277370+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
06 IF(X.GE.-0.230258510+0.0)CUR25H=
07 *DEXP( 0.103277370+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
08 IF(X.GE. 0.109861230+0.0)CUR25H=
09 *DEXP( 0.381316720+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
10 IF(X.GE. 0.409434460+0.0)CUR25H=
11 *CUR25H+DEXP( 0.178031200+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
12 IF(X.GE. 0.570378230+0.0)CUR25H=
13 *CUR25H+DEXP( 0.178031200+0.1341821488+0.01594+0.002933880+0.0)
14 X=DL0G(X)
15 RETURN
16 END

```

ABELA TAB11A.DAT

RUN LER3
TAB11A.DAT

1		
8.071	6.801	
2		
10.020	8.776	
3		
12.000	10.750	
4		
14.250	12.000	
5		
16.250	14.000	
6		
18.250	16.000	
7		
20.250	18.000	
8		
22.000	19.250	
9		
24.250	21.500	
10		
26.000	23.375	
11		
28.000	25.375	
12		
30.000	27.375	
13		
32.000	29.375	
14		
34.000	31.375	
15		
36.000	33.375	
16		
38.000	35.250	
17		
40.000	37.250	
18		
42.000	39.250	
19		
44.000	42.250	
20		
46.000	46.000	
21		
48.000	50.000	
22		
50.000	54.000	
23		
52.000	58.000	

ABELA TAB11F.DAT

ABELA

38	32	26	24	18
37	30	24	24	20
22	18	16	14	11
32	26	20	20	15
21	16	16	14	12
32	56	47	41	36
31	52	48	47	44
37	32	28	24	25
52	52	40	34	70
32	32	24	21	21
39	98	36	37	75
10	84	12	37	48
37	52	64	12	60
30	72	52	47	60
8	44	12	37	36
37	114	36	37	66
110	101	90	31	74
37	53	56	54	50
95	90	81	77	70
30	56	51	46	44
170	160	160	136	128
163	152	136	133	110
36	92	86	84	72
118	132	116	112	108
38	82	75	70	64
219	224	194	189	178
211	201	181	174	166
170	124	116	110	94
118	178	168	164	142
132	110	102	94	82
301	232	252	244	234
173	256	242	236	210
172	162	152	146	128
216	224	216	208	188
148	142	136	129	116
311	342	314	306	290
318	308	279	269	260
119	188	170	164	160
216	264	246	240	234
170	168	157	150	148
412	420	396	376	364
381	369	345	326	328
267	230	216	206	202
311	321	308	294	292
110	199	197	187	184
111	506	468	41	434
110	652	422	37	582
214	282	256	211	242
317	311	370	361	343
110	248	224	212	210
117	602	550	511	524
119	534	488	41	464
119	334	302	2	286
110	452	427	311	408
113	275	267	21	250
111	612	640	31	544

60	604	556	532	508
557	376	354	334	316
554	542	525	509	500
548	340	322	314	313
547	822	766	722	720
745	728	678	666	640
472	454	430	417	400
433	616	590	586	570
402	390	366	367	348
374	938	872	852	826
336	830	779	761	732
308	522	486	471	454
282	713	687	687	672
260	453	430	421	414
202	1068	1004	984	958
190	938	882	862	842
188	592	566	566	538
127	911	777	761	754
117	512	487	471	456
102	1200	1160	1160	1071
100	1042	982	966	958
878	664	632	617	598
829	902	880	871	852
618	580	555	541	528
517	1330	1250	1240	1212
426	1176	1128	1107	1078
386	736	700	682	672
305	1012	934	914	952
285	637	619	610	605
211	1580	1498	1464	1456
199	1378	1314	1296	1280
190	878	834	808	800
1201	1171	1144	1109	1087
765	728	708	686	680
1782	1738	1650	1624	1592
1562	1535	1464	1422	1394
990	966	921	888	871
1349	1327	1286	1270	1252
896	837	809	778	763
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
1985	1908	1834	1801	1766
1827	1845	1766	1734	1690
1188	1163	1098	1076	1055
1620	1598	1553	1538	1505
1029	1010	978	981	940
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
2173	2173	2173	2173	2110
2173	2182	2091	2091	2010
1875	1875	1827	1827	1762
1875	1875	1827	1827	1790
1875	1875	1827	1827	1710
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
2660	2660	2660	2660	2489
2660	2660	2660	2660	2660

TABELA TAB11B. DAT (continuação)

12	1605	1549	1532	1577
11	2214	2157	2142	2117
10	1400	1371	1337	1307
9	0	0	0	0
8	0	0	0	0
7	0	0	0	0
6	0	0	0	0
5	0	0	0	0
4	0	0	0	0
3	3343	3232	3193	3167
2	2545	2827	2793	2770
1	1951	1777	1741	1724
0	2556	2510	2485	2460
9	1615	1587	1557	1522
8	—	—	—	—

ABELA VISCO.DAT

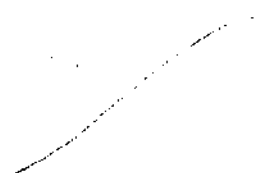
LER1

2	4.8
8	12.5
3	11.0
7	9.1
2	8.2
9	8.8
5	7.2
6	15.0
1	14.2
5	17.0
1	15.3
2	18.1
7	15.8
6	16.6
2	14.4
8	13.8
8	17.0
8	13.8
2	27.4
9	24.8
2	21.3
2	13.0
2	14.3
5	18.4
6	17.2
5	13.8
8	14.3
5	16.6
1	18.0
2	16.0
6	21.1
1	16.5
1	2.0
1	13.9
7	12.8
1	18.7
1	13.5
6	10.9
2	11.5
1	8.1
1	9.6
1	13.2
1	15.9
1	8.6
1	21.3
3	12.8
2	6.0
2	3.8
2	7.5
1	12.4
1	12.4
1	10.2
1	11.5
1	13.3
1	12.5

2.5	20.8
2.7	15.8
3.2	12.2
4.6	8.9
2.0	18.3
1.6	0.3
5.2	7.1
1.1	7.5
1.1	7.5
1.9	20.8
1.2	8.4
1.4	9.0
1.8	5.6
1.7	7.5
1.2	4.7
1.5	11.4
1.6	8.3
3.0	30.0
1.9	19.4
1.0	23.4
1.1	8.4
1.7	7.0
1.2	25.8
1.7	10.3
1.1	11.6
1.5	3.7
1.4	16.3
1.4	10.5
1.3	11.6
1.8	15.5
1.3	3.3
1.9	18.1
1.6	16.2
1.0	17.0
1.7	10.0
1.0	16.4
1.3	15.8
1.3	17.7
1.9	17.3
1.9	5.2
1.3	1.0
1.6	15.9
1.2	16.6
1.4	13.9
1.7	13.1
1.4	12.3
1.9	15.7
1.2	12.7
1.7	10.4
1.8	16.7
1.9	14.5
1.2	10.9
1.4	10.5
1.5	11.9
1.9	10.6
1.5	12.1
1.9	10.9
1.4	5.4
1.0	10.5
1.6	15.0
1.0	20.0
1.3	21.3
1.0	23.6
1.9	23.2
1.9	26.9
1.7	27.7

ELA VISCO. DAT (continuação)

28.4
28.2
27.5
28.5
28.1
28.3
28.3
27.2
18.2
27.3
27.5
28.3
27.6
27.7
27.1
27.1
27.7
27.5
--



AMELA T15A.DAT

STEP LER2

1.1A.DAT

1.23 1.23

1.21 1.20

1.34 1.17

1.28 1.13

STOP ---

AMELA T15B.DAT

STEP LER2

1.1B.DAT

1.13 1.17

1.15 1.13

1.26 1.12

1.23 1.10

STOP ---

AMELA T15C.DAT

STEP LER2

1.1C.DAT

1.31 1.00

1.23 1.00

1.21 1.00

1.22 1.00

STOP ---

ANEXO D

MÉTODOS DE CÁLCULO NUMÉRICO PARA O AJUSTE DE CURVAS

D.1 - MÉTODO DOS MÍNIMOS QUADRADOS

O método dos mínimos quadrados tem como princípio a minimização da soma dos quadrados dos desvios inerentes aos pontos apresentados em uma tabela.

As equações para a regressão polinomial pelos mínimos quadrados, para polinômios de grau n são:

$$\left\{ \begin{array}{l} ma_0 + (\sum x_i) a_1 + \dots + (\sum x_i^k) a_k + \dots + (\sum x_i^n) a_n = \sum y_i \\ (\sum x_i) a_0 + (\sum x_i^2) a_1 + \dots + (\sum x_i^{k+1}) a_k + \dots + (\sum x_i^{n+1}) a_n = \sum x_i y_i \\ \vdots \\ (\sum x_i^p) a_0 + (\sum x_i^{p+1}) a_1 + \dots + (\sum x_i^{k+p}) a_k + \dots + (\sum x_i^{n+p}) a_n = \sum x_i^p y_i \\ \vdots \\ (\sum x_i^n) a_0 + (\sum x_i^{n+1}) a_1 + \dots + (\sum x_i^{k+n}) a_k + \dots + (\sum x_i^{2n}) a_n = \sum x_i^n y_i \end{array} \right.$$

onde a função polinomial é dada por:

$$y = a_n x^n + a_{n-1} x^{n-1} + \dots + a_1 x + a_0$$

e,

n = grau do polinômio, escolhido previamente

m = número de pontos dados na tabela

$a_0, a_1, a_2, \dots, a_n$ = coeficientes, determinados um em função do outro.

Para o grau $n=1$ o polinômio é uma função linear. Para $n=2$, o polinômio é uma função quadrática e para $n=3$ é um polinômio cúbico, etc.

Determinando-se os coeficientes para $n=1$ (reta) e para $n=2$ (parábola), tem-se das equações do sistema acima:

(a) reta ($n=1$):

$$\begin{cases} ma_0 + \sum x_i a_1 = \sum y_i \\ \sum x_i a_0 + \sum x_i^2 a_1 = \sum x_i y_i \end{cases}$$

Chamando: $A = \sum x_i$, $B = \sum x_i^2$, $E = \sum y_i$ e $F = \sum x_i y_i$, tem-se:

$$\begin{cases} ma_0 + Aa_1 = E \end{cases} \quad (1)$$

$$\begin{cases} Aa_0 + Ba_1 = F \end{cases} \quad (2)$$

De (1):

$$ma_0 = E - Aa_1$$

de onde:

$$a_0 = \frac{E - Aa_1}{m} \quad (D.1.1)$$

Substituindo em (2), tem-se:

$$a_1 = \frac{mF - AE}{mB - A^2} \quad (D.1.2)$$

Determina-se primeiro o coeficiente a_1 para depois determinar o coeficiente a_0 .

A função é então definida por:

$$y = a_1 x + a_0 \quad (D.1.3)$$

(b) parábola ($n=2$)

Analogamente ao que foi feito para o caso $n=1$:

$$\begin{cases} ma_0 + \sum x_i a_1 + \sum x_i^2 a_2 = \sum y_i \\ \sum x_i a_0 + \sum x_i^2 a_1 + \sum x_i^3 a_2 = \sum x_i y_i \\ \sum x_i^2 a_0 + \sum x_i^3 a_1 + \sum x_i^4 a_2 = \sum x_i^2 y_i \end{cases}$$

Chamando: $A = \sum x_i$, $B = \sum x_i^2$, $C = \sum x_i^3$, $D = \sum x_i^4$, $E = \sum y_i$, $F = \sum x_i y_i$

e $G = \sum x_i^2 y_i$, tem-se:

$$\begin{cases} ma_0 + Aa_1 + Ba_2 = E \end{cases} \quad (3)$$

$$\begin{cases} Aa_0 + Ba_1 + Ca_2 = F \end{cases} \quad (4)$$

$$\begin{cases} Ba_0 + Ca_1 + Da_2 = G \end{cases} \quad (5)$$

De (3), vem:

$$ma_0 = E - Aa_1 - Ba_2$$

de onde:

$$a_0 = \frac{E - Aa_1 - Ba_2}{m} \quad (D.1.4)$$

Substituindo a_0 na expressão (4):

$$A\left(\frac{E - Aa_1 - Ba_2}{m}\right) + Ba_1 + Ca_2 = F$$

Deduzindo, chega-se à expressão:

$$a_1 = \frac{mF - AE - (mC - AB)a_2}{mB - A^2} \quad (D.1.5)$$

Tomando as expressões de a_0 e de a_1 e substituindo em (5), tem-se:

$$B\left(\frac{E - Aa_1 - Ba_2}{m}\right) + C\left(\frac{mF - AE - (mC - AB)a_2}{mB - A^2}\right) + Da_2 = G$$

Resolvendo, encontra-se:

$$a_2 = \frac{(mB - A^2)(mG - BE) + m(ABF - mCF + CAE) - EBA^2}{m[D(mB - A^2) - mC^2 + 2ABC] - B^2[A^2 + (mB - A^2)]} \quad (D.1.6)$$

Determina-se inicialmente a_2 , em seguida a_1 e por último o coeficiente a_0 .

A função é dada por:

$$y = a_2x^2 + a_1x + a_0 \quad (D.1.7)$$

D.2 - MÉTODO DAS DIFERENÇAS DIVIDIDAS

Um outro modo de se obter um polinômio interpolador é fazendo uso do conceito de diferenças divididas.

Dada uma tabela:

x	y
x_0	y_0
x_1	y_1
$\vdots$	$\vdots$
x_n	y_n

As diferenças divididas de ordem zero no ponto x_i são dadas pelo valor da própria função:

$$f[x_i] = y_i = f(x_i), \quad (D.1.8)$$

então, as diferenças divididas de ordem zero para uma determinada abscissa da tabela é a ordenada correspondente.

As diferenças divididas de 1ª ordem são definidas por:

$$f[x_i, x_j] = \frac{f[x_j] - f[x_i]}{x_j - x_i} \quad (D.1.9)$$

então, nos pontos x_0 e x_1 tem-se:

$$f[x_0, x_1] = \frac{f[x_1] - f[x_0]}{x_1 - x_0},$$

nos pontos x_2 e x_3 :

$$f[x_2, x_3] = \frac{f[x_3] - f[x_2]}{x_3 - x_2}$$

e assim por diante.,

As de 2.^a ordem são dadas por:

$$f[x_i, x_j, x_k] = \frac{f[x_j, x_k] - f[x_i, x_j]}{x_k - x_i} \quad (\text{D.1.10})$$

nos pontos x_1 , x_2 e x_3 vem:

$$f[x_1, x_2, x_3] = \frac{f[x_2, x_3] - f[x_1, x_2]}{x_3 - x_1}$$

As diferenças divididas de ordem k , nos pontos $x_0, x_1, \dots, x_k$ são definidas em termos das diferenças divididas de ordem $(k-1)$ por:

$$f[x_0, x_1, \dots, x_k] = \frac{f[x_1, \dots, x_k] - f[x_0, x_1, \dots, x_{k-1}]}{x_k - x_0} \quad (\text{D.1.11})$$

Se a função $\tilde{e}$ especificada nos pontos $x_0, x_1, \dots, x_n$, a tabela:

	dif.div. de ordem zero	dif.div. de ordem 1	dif.div. de ordem 2		dif.div. de ordem n
x_0	$f[x_0]$	$f[x_0, x_1]$	$f[x_0, x_1, x_2]$		$f[x_0, \dots, x_n]$
x_1	$f[x_1]$	$f[x_1, x_2]$	$f[x_1, x_2, x_3]$		$\vdots$
x_2	$f[x_2]$	$f[x_2, x_3]$	$\vdots$		$\vdots$
$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$		$\vdots$
x_n	$f[x_n]$				

é chamada a tabela de suas diferenças divididas.

Finalmente, as diferenças divididas podem ser utilizadas para o cálculo do polinômio interpolador da tabela, através da expressão de NEWTON:

$$P_n(x) = f[x_0] + (x-x_0) f[x_0, x_1] + (x-x_0)(x-x_1) f[x_0, x_1, x_2] + \dots \\ + \dots + (x-x_0)(x-x_1) \dots (x-x_n) f[x_0, x_1, \dots, x_n] \quad (D.1.12)$$