



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

**DESENVOLVIMENTO DE SOFTWARE PARA ANÁLISE DE  
DESEMPENHO DE TROCADOR DE CALOR BITUBULAR  
VOLTADO AO ENSINO**

**Adriano Erique de Oliveira Lima**

Trabalho Final de Curso

**Orientador: Prof. Dr. Rodrigo Silveira Vieira**

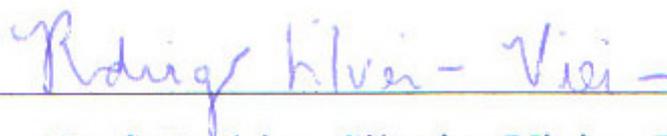
**Dezembro - 2009**

# **DESENVOLVIMENTO DE SOFTWARE PARA ANÁLISE DE DESEMPENHO DE TROCADOR DE CALOR BITUBULAR VOLTADO AO ENSINO**

*Adriano Erique de Oliveira Lima*

Trabalho Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Departamento de Engenharia Química - UFC como parte dos requisitos exigidos para o título de bacharel em Engenharia Química com ênfase na área de desenvolvimento de *software* e análise de desempenho de equipamentos de troca térmica.

Orientado por:



---

Prof. Rodrigo Silveira Vieira, DSc

Fortaleza, CE – Brasil

Dezembro – 2009

ADRIANO ERIQUE DE OLIVEIRA LIMA

DESENVOLVIMENTO DE SOFTWARE PARA ANÁLISE DE  
DESEMPENHO DE TROCADOR DE CALOR BITUBULAR VOLTADO  
AO ENSINO

Monografia submetida ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para a obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

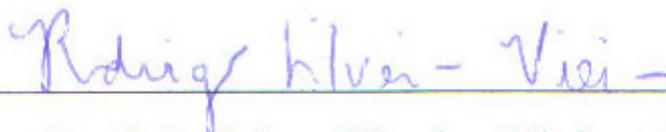
Aprovada em: 01/12/2009.

BANCA EXAMINADORA



---

Prof<sup>ª</sup>. Diana Cristina Silva de Azevedo, DSc



---

Prof. Rodrigo Silveira Vieira, DSc



---

Prof. Samuel Jorge Marques Cartaxo, DSc

Mãe e Pai, dedico  
não somente esse  
trabalho, mas todo  
meu carinho e amor  
por vocês.

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente a Deus.

Aos meus pais, José Arimar de Lima e Maria Edieuma de Oliveira Lima, pela educação e amor que sempre me deram ao longo de toda a vida.

Gostaria de agradecer também aos meus irmãos, Aryleudo de Oliveira Lima e Aridênio José Chaves Lima, por toda amizade e companheirismo compartilhado no decorrer de toda a minha graduação em Engenharia Química.

Agradeço as minhas queridas tias, Francisca Eriema de Oliveira, Francisca Eriuda de Oliveira Evangelista e Terezinha Julita da Silva, por todo amor, apoio e carinho cedido durante todos esses anos da minha vida.

Agradeço a minha amável namorada, Roseana Saraiva de Santiago, por todo companheirismo e cumplicidade mostrando-me a cada dia o quão importante ela é na minha vida.

Agradeço ao Prof. Fabiano André Narciso Fernandes por toda ajuda no decorrer da graduação.

Agradeço ao Prof. Rodrigo Silveira Vieira, por todo apoio e incentivo no desenvolvimento desse trabalho.

Agradeço ao Prof. Samuel Marques Jorge Cartaxo, por todas as “dicas” na finalização desse trabalho.

E finalizando, agradeço a todos os meus amigos, dentre eles estão: Cezar, Vinicius, Victor, Wagner e em especial ao meu grande amigo Fred, que contribuiu direta ou indiretamente, para que esse projeto se tornasse realidade.

“Poeta niversitaro, poeta de cademia,  
de rico vocabularo, cheio de mitologia,  
tarvez este meu livrinho, não vá recebê carinho,  
nem lugio e nem istima, mas garanto sê fié  
e não istruí papé, com poesia sem rima.

Se um dotô me perguntá, se o verso sem rima presta,  
calado eu não vou ficá, a minha resposta é esta:  
— Sem a rima, a poesia perde alguma simpatia  
e uma parte do primô; não merece munta parma,  
é como o corpo sem arma e o coração sem amo”.

(Patativa do Assaré)

Resumo da Monografia apresentada ao Departamento de Engenharia Química/UFC como parte dos requisitos necessários para obtenção da graduação em Engenharia Química com ênfase na área de desenvolvimento de *software* e análise de desempenho em equipamentos de troca térmica.

## **DESENVOLVIMENTO DE SOFTWARE PARA ANÁLISE DE DESEMPENHO DE TROCADOR DE CALOR BITUBULAR VOLTADO AO ENSINO**

Adriano Erique de Oliveira Lima  
Dezembro, 2009

Orientador: Prof. Rodrigo Silveira Vieira, PhD

É de grande importância em uma planta industrial o projeto e análise de desempenho de seus equipamentos minimizando custos, impactos ambientais e principalmente reduzindo a probabilidade de eventuais acidentes. Um equipamento que está diretamente ligado a esses três aspectos citados acima é o trocador de calor. Saber dimensionar e analisar desempenho de equipamentos de troca térmica é, indiscutivelmente, competência do profissional de Engenharia, que utiliza sempre como partida para seus cálculos, alguma ferramenta computacional. Neste caso, fica clara a necessidade de um software que auxilie aos responsáveis pelo projeto e análise do equipamento. Este trabalho teve como objetivo elaborar um software para análise de desempenho de trocadores de calor bitubulares. Este software foi desenvolvido na plataforma Delphi e utiliza o método Kern como procedimento para os cálculos. Foi também inserido um banco de dados dos fluidos mais utilizados (especialmente hidrocarbonetos) de modo a facilitar a utilização pelo usuário. Pode-se ressaltar a importância da utilização de ferramentas computacionais para projetos e análises de desempenho de equipamentos industriais, em destaque a equipamentos de Troca Térmica. Deste modo, esse trabalho auxiliará nas diferentes disciplinas oferecidas pelo Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará - UFC, tais como: Operações Unitárias II, Laboratório de Engenharia Química II e Projeto de Final de Curso, contribuindo assim na formação profissional dos alunos.

Palavras-chave: Desempenho. Trocador Bitubular. Método Kern.

Abstract of the Monograph submitted to the Department of Chemical Engineering/UFC as part of the requirements for obtaining a degree in Chemical Engineer with emphasis on software Development and performance analysis for heat exchanger equipment.

## **SOFTWARE DEVELOPMENT FOR PERFORMANCE ANALYSIS OF HEAT EXCHANGER BITUBULAR BACK TO SCHOOL**

Adriano Erique de Oliveira Lima  
December, 2009

Orientador: Prof. Rodrigo Silveira Vieira, PhD

It is of great importance in an industrial plant design and performance analysis of their equipment while minimizing costs, environmental impacts and especially reducing the likelihood of accidents. A device that is directly linked to these three aspects mentioned above is the heat exchanger. Knowing size and analyze the performance of heat exchange equipment is arguably the professional competence of Engineering, always using as basis for their calculations, some computational tool. In this case, it is clear the need for software to assist those responsible for the design and analysis of equipment. This study aimed to develop software for performance analysis of double-pipe heat exchangers. This software platform was developed in Delphi and uses the method Kern as a procedure for the calculations. It also inserted a database of commonly used fluids (especially oil) in order to facilitate the use by User. You can highlight the importance of using computational tools for design and performance analysis of industrial equipment, highlighted the equipment Heat Transfer. Thus, this work assists in the various disciplines offered by the Department of Chemical Engineering, Federal University of Ceara, such as Unit Operations II Laboratory of Chemical Engineering and Design II Final Course, thus contributing to the training of students.

Keywords: Performance. Double-Pipe Heat Exchangers. Method Kern.

## LISTA DE FIGURAS

- Figura 2.1. Modelo de trocador de calor bitubular.
- Figura 2.2. Diagrama representativo para o cálculo da fração calórica.
- Figura 2.3 Representação da temperatura de parede no tubo.
- Figura 2.4. Comportamento do escoamento laminar com a temperatura.
- Figura 2.5. Curva de transmissão de calor para o interior do tubo.
- Figura 2.7. Ilustração dos diâmetros e coeficientes peliculares dos tubos.
- Figura 2.8. Diagrama do fator de atrito para o interior do tubo.
- Figura 3.1. Fluxograma geral do TCSIM.
- Figura 3.2. Interface inicial do TCSIM.
- Figura 3.3. Interface do banco de dados dos fluidos no TCSIM.
- Figura 3.4. Interface de identificação do composto a ser inserido no TCSIM.
- Figura 3.5. Interface para inserir os parâmetros de densidade no TCSIM.
- Figura 3.6. Interface para inserir os parâmetros de viscosidade no TCSIM.
- Figura 3.7. Interface para inserir os parâmetros de condutividade térmica no TCSIM.
- Figura 3.8. Interface para inserir os parâmetros de calor específico no TCSIM.
- Figura 3.9. Interface inicial para os dados da corrente fria no TCSIM.
- Figura 3.10. Interface inicial para os dados do corrente quente no TCSIM.
- Figura 3.11. Interface de confirmação da configuração escolhida pelo usuário no TCSIM.
- Figura 3.12. Interface para especificação do trocador de calor no TCSIM.
- Figura 3.13. Mensagem de erro 01 no TCSIM.
- Figura 3.14. Mensagem de erro 02 no TCSIM.
- Figura 3.15. Mensagem de erro 03 no TCSIM.
- Figura 3.16. Mensagem de erro 04 no TCSIM.
- Figura 3.17. Mensagem de erro 05 no TCSIM.
- Figura 3.18. Mensagem de aviso para correção do balanço de energia no TCSIM.
- Figura 3.19. Interface para especificação da variável a ser manipulada para convergir o balanço de energia no TCSIM.
- Figura 3.20. Fluxograma de avaliação térmica no TCSIM.
- Figura 3.21. Mensagem de erro para o cálculo do fator de incrustação negativo no TCSIM.
- Figura 3.22. Fluxograma de avaliação hidráulica no TCSIM.
- Figura 3.23. Interface de resultados da avaliação térmica no TCSIM.
- Figura 3.24. Interface de resultados da avaliação hidráulica no TCSIM.
- Figura 3.25. Interface de resultados dos cálculos das propriedades físicas na temperatura média no TCSIM.

Figura 3.26. Interface de resultados dos cálculos das propriedades físicas na temperatura calórica no TCSIM.

Figura 3.27. Interface de resultados dos cálculos das propriedades do trocador de calor no TCSIM.

Figura 3.28. Interface de geração de relatório no TCSIM.

## LISTA DE TABELAS

- Tabela 2.1. Dimensões dos tubos de aço IPS.
- Tabela 3.1. Parâmetros para correlação de calor específico das frações de petróleo.
- Tabela 3.2. Parâmetros para correlação de condutividade térmica das frações de petróleo.
- Tabela 3.3. Parâmetros para correlação de viscosidade das frações de petróleo.
- Tabela 3.4. Parâmetros para correlação de densidade das frações de petróleo.
- Tabela 4.1. Dados do trocador de calor para a simulação 01.
- Tabela 4.2. Condições iniciais de projeto do trocador de calor da simulação 01.
- Tabela 4.3. Resultados das propriedades térmicas da corrente de Tolueno líquido.
- Tabela 4.4. Resultados das propriedades físicas da corrente de Tolueno líquido.
- Tabela 4.5. Resultados da avaliação de performance do trocador de calor da simulação 01.
- Tabela 4.6. Resultados para a corrente de Benzeno líquido.
- Tabela 4.7. Comparação dos resultados do TCSIM x Reais para a simulação 01.
- Tabela 4.8. Dados do trocador de calor para a simulação 02.
- Tabela 4.9. Condições iniciais de projeto do trocador de calor da simulação 02.
- Tabela 4.10. Resultados das propriedades térmicas da corrente de Gasolina 56°API.
- Tabela 4.11. Resultados das propriedades físicas da corrente de Gasolina 56°API.
- Tabela 4.12. Resultados da avaliação de performance do trocador de calor da simulação 02.
- Tabela 4.13. Resultados para a corrente de Óleo Bruto 34°API.
- Tabela 4.14. Comparação dos resultados do TCSIM x Reais para a simulação 02.

## ÍNDICE

<b>Capítulo I - Introdução .....</b>	<b>1</b>
I.1 - Motivação.....	1
I.2 - Objetivos .....	3
<b>Capítulo II – Revisão Bibliográfica.....</b>	<b>4</b>
II.1 – Trocador de Calor Bitubular .....	4
II.1.1 – Dimensionamento.....	6
II.1.2 – Balanço de Energia.....	7
II.1.3 – Verdadeira diferença de temperatura (MLDT) .....	8
II.1.4 – Temperatura calórica.....	11
II.1.5 – Temperatura de parede .....	16
II.1.6 – Coeficiente de película .....	20
II.1.7 – Diâmetro equivalente .....	25
II.1.8 – Fator de incrustação, coeficientes globais de polimento e projeto.....	28
II.1.8 – Queda de pressão.....	29
<b>Capítulo III – Desenvolvimento do Software .....</b>	<b>34</b>
III.1 – Estrutura Computacional .....	34
III.1.1 – Introdução .....	34
III.1.2 – Linguagem orientada ao objeto.....	34
III.1.1 – Banco de dados .....	35
III.2 – Análise de Performance .....	36
III.2.1 – Concepção.....	36
III.2.2 – Algoritmo para análise de performance.....	36
III.2.3 – Estimativa das propriedades físicas .....	39
III.2.3.1 – Calor específico .....	41
III.2.3.2 – Condutividade térmica .....	42
III.2.3.3 – Viscosidade .....	43
III.2.3.4 – Densidade.....	44
III.2.4 – Manipulando o TCSIM .....	45
III.2.4.1 – Inserindo, excluindo e editando fluidos no banco de dados .....	46
III.2.4.2 – Leitura dos dados iniciais.....	49

III.2.4.3 – Mensagens de erro .....	54
III.2.4.4 – Convergência do balanço de energia .....	55
III.2.4.5 – Cálculo das temperaturas calóricas .....	57
III.2.4.6 – Cálculo da temperatura de parede .....	59
III.2.4.7 – Avaliação térmica do trocador de calor .....	60
III.2.4.8 – Avaliação hidráulica do trocador de calor .....	62
III.2.4.9 – Resultados das simulações .....	63
<b>Capítulo IV – Estudo de caso .....</b>	<b>70</b>
IV.1 – Validação do TCSIM versão 1.0 .....	70
IV.1.1 – Simulação 01: Resfriamento de tolueno utilizando benzeno.....	71
IV.1.1.1 – Resultados do TCSIM x Resultados reais (Simulação 01).....	73
IV.1.1.2 – Comentários da simulação 01 .....	74
IV.1.2 – Simulação 02: Resfriamento de óleo bruto 34° API utilizando gasolina 56° API.....	75
IV.1.2.1 – Resultados do TCSIM x Resultados reais (Simulação 02).....	77
IV.1.2.2 – Comentários da simulação 02 .....	79
<b>Capítulo V – Conclusões .....</b>	<b>80</b>
<b>Proposta de trabalhos futuros .....</b>	<b>81</b>
<b>Referências bibliográficas.....</b>	<b>82</b>
<b>Apêndice .....</b>	<b>84</b>

## Capítulo I: Introdução

### I.1 – Motivação

O profissional de Engenharia Química que trabalha, principalmente, com projeto de equipamentos vem sendo cobrado constantemente pela competência e segurança nos parâmetros calculados, pela rapidez na emissão dos resultados e indiscutivelmente pela desenvoltura ao analisar determinado problema e solucioná-lo, minimizando custos e possíveis riscos ambientais.

Nesse contexto, cabe ao profissional responsável escolher ferramentas que garantam todos esses benefícios e assegure a condição de um bom Engenheiro. Em projetos industriais, sem dúvidas, a ferramenta mais utilizada pelos profissionais são Programas Computacionais que muitas vezes resolvem o problema de maneira rápida.

Como exemplo prático na indústria química, pode-se citar como recurso indispensável de projeto e análise de desempenho, a utilização de algoritmos computacionais para resolução e dimensionamento de equipamentos de troca térmica. Tais equipamentos, além de serem extremamente importantes para o processo industrial, necessitam que seu funcionamento esteja sendo efetuado corretamente, em outras palavras, o equipamento e o processo em si terá um bom rendimento se o mesmo for bem projetado.

Genericamente podem-se definir trocadores de calor como equipamentos no qual ocorre a transferência de calor entre duas ou mais substâncias, sejam elas sólidas, líquidas ou gasosas. Entretanto, o mais comum ao utilizar esse termo é restringi-lo àqueles que promovem a troca térmica entre dois fluidos em escoamento, como é o caso dos trocadores bitubulares e casco e tubos, amplamente utilizados na indústria química e petroquímica (Assenhaimer, 2005). Em geral, trocadores de calor industriais são classificados de acordo com a construção, mecanismo de transferência de calor, grau de compactação superficial, regime de fluxo e arranjo dos fluidos (Kuppan, 2000).

O trocador de calor normalmente é aplicado a dois ou mais fluidos a diferentes temperaturas, separados fisicamente ou não por uma parede, que trocam calor entre si. Este equipamento é largamente utilizado em indústrias, automóveis, residências, etc. tendo seu uso direcionado a vários propósitos como a manutenção ou

adequação da temperatura de determinado fluido necessário a um ciclo térmico ou processo, geração de vapor, condicionamento de ar, recuperação de calor em processos, entre outras mais (Krahe, 2004).

Com intuito de facilitar o cálculo e avaliação da análise de desempenho de trocadores de calor bitubular de fluxo contracorrente, está sendo desenvolvido nesse trabalho um ambiente computacional na plataforma Delphi que auxilie, principalmente a comunidade acadêmica do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, focando, principalmente, nas disciplinas de Operações Unitárias II, Laboratório de Engenharia Química II e Trabalho Final de Curso, no estudo de projetos e performance de equipamentos de troca térmica. Com isso, a facilidade do aprendizado e rapidez na obtenção dos resultados faz com que o público alvo der maior ênfase na análise crítica dos resultados obtidos e principalmente como estímulo na criação das suas próprias ferramentas computacionais.

Em 1998, Leong et al. relatou que para aplicações reais de engenharia, a maioria dos trocadores de calor são projetados utilizando *Softwares* comerciais desenvolvidos por organizações tais como: *Heat Transfer and Fluid Flow Service (HTFS)* e *Heat Transfer Research Inc. (HTRI)*.

Este trabalho está sendo desenvolvido baseando-se na metodologia de cálculo do método Kern e avaliação da queda de pressão ao final do processo. Será direcionado aos trocadores de calor bitubulares, apresentando uma interface visual de fácil manuseio, além de apresentar um extenso banco de dados de fluidos e ser totalmente gratuito.

O *Software* receberá o nome de TCSIM (Simulador de Trocadores de Calor) e irá avaliar o desempenho do referido equipamento considerando a média logarítmica das diferenças das temperaturas, correção das viscosidades das correntes de entrada, cálculo dos coeficientes de película pelas equações de Sieder e Tate (1936) e avaliação do projeto hidráulico, onde a queda de pressão em cada corrente será comparada com a informada pelo usuário.

Todos os resultados obtidos serão salvos em arquivos gerados por relatórios. Cada relatório salvo pelo usuário, conterá todas as informações referentes ao projeto térmico e hidráulico, tais como: viscosidade, densidade, calor específico, temperaturas de entrada e saída, temperatura calórica, área de escoamento tubular e anular, quedas de pressão, entre outras.

## I.2 – Objetivos

O objetivo desse trabalho é realizar análise de desempenho de trocadores de calor bitubulares baseado no método Kern, utilizando ambiente computacional de fácil utilização. Para a construção desse *software*, será utilizada a linguagem pascal orientada ao objeto, interligado ao banco de dados *Acess*. Este trabalho tem o intuito de facilitar o aprendizado de várias disciplinas do curso de Engenharia Química, tais como: Operações Unitárias II, Laboratório de Engenharia Química II e Trabalho Final de Curso.

## Capítulo II: Revisão Bibliográfica

### II.1 – Trocador de calor bitubular

Os trocadores de calor bitubulares são bastante utilizados na indústria química pela sua eficiência na troca térmica e principalmente por apresentar uma maior facilidade de construção e manutenção, conseqüentemente, menor custo de aquisição.

Essencialmente, trocador de calor bitubular, consiste de um tubo colocado concentricamente dentro de outro tubo de maior diâmetro, com os devidos ajustes finais de cada tubo para orientar os fluidos de uma secção para a próxima (Figura 2.1). Geralmente é chamado de trocador de tubo duplo e pode ser ligado em série ou paralelo de acordo com a necessidade de troca térmica ou pelas próprias limitações de pressão.

A principal utilização de trocadores duplo tubo é para aquecimento ou arrefecimento de fluido no processo quando necessárias pequenas áreas de transmissão térmica. Eles também podem ser utilizados para pequenas quantidades de ebulição ou condensação do fluido. Em 1983, Bell citou que dentre as principais vantagens dos trocadores bitubulares está à flexibilidade de aplicação em diversos arranjos, a facilidade do controle no fluxo de distribuição em cada canal de um tubo duplo, fácil instalação e limpeza.

Em 1983, Guy reforça citando que os trocadores de calor bitubulares são geralmente utilizados para realizarem pequenas tarefas, ou seja, quando a troca térmica desejada entre os fluidos no processo não for elevada.

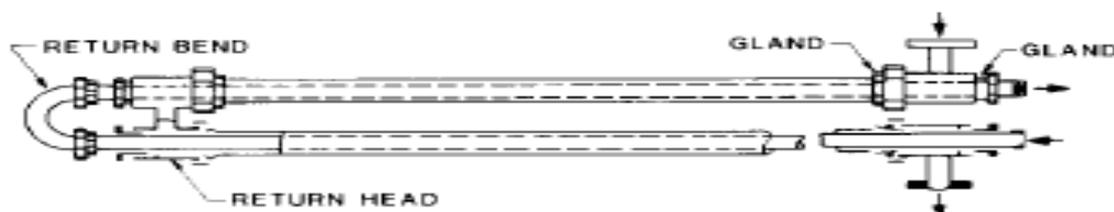


Figura 2.1 – Modelo de Trocador de Calor Bitubular (Bell, 1983)

As partes principais dos trocadores de calor bitubular (ou duplo tubo) são: dois tubos concêntricos, dois tês conectores, um cabeçote de retorno e uma curva de retorno. O tubo interno é mantido dentro do tubo externo por meio de buchas de apoio, e o fluido entra no tubo interno através de uma conexão rosqueada localizada fora da seção própria do trocador. Os tês possuem conexões com roscas ou com bocais que são a eles ligados a fim de permitir a entrada e a saída do fluido na parte anular que cruza de um ramo até o outro através do cabeçote de retorno. Os dois comprimentos do tubo interno estão conectados por uma curva de retorno que é usualmente exposta e não fornece uma superfície de transmissão de calor efetiva. Geralmente é disposta sobre dois ramos e conhecido como grampo (Kern, 1980).

Kern também afirma que os trocadores bitubulares são normalmente dispostos em conjuntos com comprimentos efetivos de 12, 15 ou 20 ft, sendo o comprimento efetivo a distância em cada ramo sobre o qual ocorre a transmissão de calor e exclui a saída do tubo aquém da seção do trocador. Quando se emprega grampos com excesso de comprimento de 20 ft ou mais, o tubo interno tende a se encurvar e tocar o tubo externo, provocando, portanto, pouca distribuição na parte anular. A principal desvantagem para o uso do trocador com duplo tubo consiste na pequena quantidade da superfície para a transmissão de calor contida num único grampo.

Os trocadores de calor bitubulares podem ser aplicados em alguns processos industriais tais como: Destilaria de Álcool, Fermentação de Cacau, Produção de Benzeno, Produção de Ácido Nítrico (Fernandes, 1999). De maneira específica, pode-se citar a utilização do referido equipamento na unidade Petroquímica de Triunfo onde o mesmo resfria gás eteno proveniente do sistema de compressão, utilizando com fluido frio a água em contracorrente (Assenhaimer, 2005).

De modo geral, trocador de calor bitubular será largamente utilizado quando a superfície para a transmissão de calor for pequena, aproximadamente entre 100 e 200 ft<sup>2</sup>. Para processos que necessite de uma maior área de troca térmica, recomenda-se a utilização de trocadores Multitubulares.

### II.1.1 – Dimensionamento

Existem vários métodos na literatura científica para dimensionamento de trocadores de calor, tais como: Método Tinker, Método Kern e Método Bell-Delaware entre outros. Nesse trabalho será abordado o método de cálculo proposto por Kern (1980) e todas as características referentes aos trocadores bitubular, pois, esse é o método utilizado nas referidas disciplinas de graduação do Curso de Engenharia Química citado nos objetivos desse trabalho.

Em síntese, a equação que resume o projeto de trocadores de calor é:

$$Q = U.A.\Delta T \quad (2.1)$$

Onde:

Q = quantidade de calor cedida pelo fluido quente ou quantidade de calor recebida pelo fluido frio (BTU/h)

U = coeficiente de global de transferência de calor (BTU/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

A = área total de troca térmica (ft<sup>2</sup>)

ΔT = variação de Temperatura do terminal quente e frio (°F)

O que difere os modelos citados acima são simplesmente as considerações no procedimento de cálculo realizado para o termo coeficiente global de troca térmica, seja ele no tubo ou casco. A nível didático, o método Kern apresenta bons resultados e torna-se, na maioria das vezes, o método padrão abordado na graduação dos cursos de Engenharia Química. Ao analisar-se as necessidades industriais, os procedimentos de projeto e análise de performance dos trocadores de calor Bitubular e Multitubular são baseados em métodos mais avançados que, descrevem rigorosamente o comportamento do calor transferido dentro do equipamento. Essa característica diferencia, por exemplo, o método Kern do Bell-Delaware.

## II.1.2 – Balanço de energia

A quantidade calor cedida para um sistema e recebida por ele pode ser representada como:

$$Q = W.C_p.\Delta T \quad (2.2)$$

Onde:

Q = quantidade de calor (BTU/h)

W = vazão mássica (lb/h)

C<sub>p</sub> = capacidade calorífica (BTU/(lb).(°F))

ΔT = variação de temperatura da corrente do fluido (°F)

Em equipamentos de troca térmica, o somatório do calor trocado entre os fluidos deve ser igual a zero, desconsiderando as perdas para o ambiente. Com isso, a igualdade abaixo é obedecida:

$$W_h.C_{p_h}.(T_1 - T_2) = W_c.C_{p_c}.(t_2 - t_1) \quad (2.3)$$

Onde:

W<sub>h</sub> = vazão mássica do fluido quente (lb/h)

C<sub>p<sub>h</sub></sub> = capacidade calorífica do fluido quente (BTU/(lb).(°F))

T<sub>1</sub> = temperatura de entrada do fluido quente (°F)

T<sub>2</sub> = temperatura de saída do fluido quente (°F)

W<sub>c</sub> = vazão mássica do fluido frio (lb/h)

C<sub>p<sub>c</sub></sub> = capacidade Calorífica do fluido frio (BTU/(lb).(°F))

t<sub>1</sub> = temperatura de entrada do fluido frio (°F)

t<sub>2</sub> = temperatura de saída do fluido frio (°F)

Para o cálculo real de projeto de trocadores de calor, os valores das capacidades caloríficas (C<sub>p</sub>'s) podem ser encontrados com relação às temperaturas

médias caso as condições relacionadas às temperaturas calóricas sejam obedecidas conforme mostrado na seção II.1.4 desse trabalho.

### II.1.3 – Verdadeira diferença de temperatura (MLDT)

O valor da diferença de temperatura real de projeto encontrada na equação 2.1 desse trabalho refere-se ao valor pontual da diferença de temperatura entre os fluidos ao longo do equipamento. Ao se considerar o valor de  $\Delta T$  da equação 2.1, como sendo apenas a diferença entre as temperaturas médias das variações dos terminais quente e frio, poderá assim, maximizar o erro e, inevitavelmente, alterar o valor da área de troca térmica ao final do projeto. Em outras palavras, o cálculo de  $\Delta T$  realizado por uma média aritmética dos valores médios de cada corrente não representa o valor real dessa variável ao longo do equipamento.

Segundo (Kern, 1980) para dedução da diferença de temperatura entre os dois fluxos em contracorrente, as seguintes hipóteses devem ser feitas:

- O coeficiente total de transmissão de calor é constante em todo o comprimento da trajetória.
- A vazão mássica é constante em detrimento à exigência do escoamento permanente.
- O calor específico é constante em todos os pontos da trajetória.
- Não existem mudanças de fase parciais no sistema, isto é, vaporização ou condensação. A dedução se aplica para trocas de calor sensível e quando a vaporização ou condensação for isométrica em todos os pontos da trajetória.
- As perdas de calor são desprezíveis.

Usando a forma diferencial da equação do estado permanente, tem-se:

$$dQ = U \cdot (T - t) \cdot a \cdot dL \quad (2.4)$$

Onde:

$a''$  = área em pé quadrado por pé de comprimento do tubo

Ou então,

$$a'' \cdot dL = dA \quad (2.5)$$

A partir de um balanço de calor diferencial, tem-se:

$$dQ = W_h \cdot Cp_h \cdot dT = W_c \cdot Cp_c \cdot dt \quad (2.6)$$

Reescrevendo, tem-se:

$$T = T_2 + \left( \frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} \right) \cdot (t - t_1) \quad (2.7)$$

Partindo das equações 2.5 e 2.6, tem-se:

$$dQ = W_c \cdot Cp_c \cdot dt = U \left[ T_2 + \frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} (t - t_1) - t \right] \cdot a'' \cdot dL \quad (2.8)$$

Separando as variáveis e integrando ambos os lados, encontra-se:

$$\int \frac{U \cdot a'' \cdot dL}{W_c \cdot Cp_c} = \int \frac{dt}{T_2 + \left( \frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} \right) \cdot t_1 + \left( \frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} - 1 \right) \cdot t} \quad (2.9)$$

O termo da direita da equação 2.9 é da forma:

$$\int \frac{dt}{a_1 + b_1 \cdot t} = \frac{1}{b_1} \log(a_1 + b_1 \cdot t) \quad (2.10)$$

Integrando dL entre 0 e L, e dt entre  $t_1$  e  $t_2$ , chega-se:

$$\frac{U.A}{W_c \cdot Cp_c} = \frac{1}{\left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} - 1\right)} \cdot \ln \frac{T_2 - \left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h}\right) \cdot t_1 + \left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} - 1\right) \cdot t_2}{T_2 - \left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h}\right) \cdot t_1 + \left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} - 1\right) \cdot t_1} \quad (2.11)$$

Substituindo  $T_2$  no numerador pela equação 2.3, tem-se:

$$\frac{U.A}{W_c \cdot Cp_c} = \frac{1}{\left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} - 1\right)} \cdot \ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right) \quad (2.12)$$

Substituindo  $\left(\frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h}\right)$  pelo valor dado na equação 1.6, tem-se:

$$\frac{U.A}{W_c \cdot Cp_c} = \frac{1}{\left[\frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} - 1\right]} \cdot \ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right) = \frac{t_2 - t_1}{\left[\frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} - 1\right]} \cdot \ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right) \quad (2.13)$$

Rearranjando a equação 2.13, encontra-se:

$$Q = U.A. \left( \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \right) \quad (2.14)$$

Onde:

$\Delta t_2$  = diferença de temperatura no terminal quente (°F)

$\Delta t_1$  = diferença de temperatura no terminal frio (°F)

Pode-se então reescrever a equação de projeto da seguinte maneira:

$$Q = U.A.MLDT \quad (2.15)$$

Para arranjos em escoamentos paralelos o raciocínio é o mesmo e a igualdade da equação 2.14 pode ser verificada analogamente.

#### II.1.4 – Temperatura calórica

Para a estimativa de todas as propriedades físicas dos fluidos, utilizam-se equações que, geralmente, tem como variável a propriedade Temperatura, como pode ser observado na seção III.1 deste trabalho. Para a representação mais próxima da realidade, utiliza-se a Temperatura Calórica do fluido como a variável de projeto e não a Temperatura Média das correntes, muito embora os valores sejam semelhantes em alguns casos.

Normalmente, a temperatura calórica assemelha-se muito a temperatura média nos seguintes casos:

- Nenhuma das correntes possuírem viscosidade maior que 1cp no terminal frio
- Os intervalos e limites de temperaturas nos terminais sejam inferiores a 100°F

Segundo Colburn em 1933, o comportamento da temperatura dos fluidos ao longo do trocador de calor pode ser avaliada assumindo as seguintes condições:

- Variação de U representada pela expressão:

$$U = a'(1 + b't) \quad (2.16)$$

- Fluxo ponderal constante
- Calor específico constante
- Nenhuma mudança de fase parcial sobre a trajetória da transmissão de calor

Pela equação 2.3, tem-se:

$$Q = W_h.Cp_h.(T_1 - T_2) = W_c.Cp_c.(t_2 - t_1) \quad (2.17)$$

Rearranjando, tem-se:

$$R = \left( \frac{W_c \cdot Cp_c}{W_h \cdot Cp_h} \right) = \left( \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \right) \quad (2.18)$$

Generalizando, encontra-se:

$$R = \left( \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \right) \quad (2.19)$$

Realizando o balanço de calor para a área infinitesimal  $dA$ , tem-se:

$$dQ = U \cdot (T - t) \cdot dA = W_c \cdot Cp_c \cdot dt \quad (2.20)$$

Separando as variáveis, chega-se:

$$\frac{dt}{U(T-t)} = \frac{dA}{W_c \cdot Cp_c} \quad (2.21)$$

Substituindo U pela equação 2.16, tem-se:

$$\frac{dt}{a'(1+b't)(T-t)} = \frac{dA}{W_c \cdot Cp_c} \quad (2.22)$$

Substituindo a equação 2.18 na equação 2.22, obtém-se a expressão de T em função de t:

$$\frac{1}{a'(R-1-b'T_2+b'Rt_1)} \int_{t_1}^{t_2} \left[ \frac{(R-1) \cdot dt}{T_2 - R \cdot t_1 + (R-1) \cdot t} - \frac{b' \cdot dt}{1+b't} \right] = \int \frac{dA}{W_c \cdot Cp_c} \quad (2.23)$$

Integrando,

$$\frac{1}{a'(R-1-b'T_2+b'Rt_1)} \left[ \ln \frac{T_2 - Rt_1 + (R-1)t_2}{T_2 - Rt_1 + (R-1)t_1} - \ln \frac{1+b't_2}{1+b't_1} \right] = \frac{A}{W_c C p_c} \quad (2.24)$$

Para representar os coeficientes globais de troca térmicas dos terminais frio (índice 1) e quente (índice 2), utilizam-se as seguintes equações abaixo:

$$U_1 = a' \cdot (1 + b't_1) \quad (2.25)$$

$$U_2 = a' \cdot (1 + b't_2) \quad (2.26)$$

Decompondo a equação 2.24, tem-se:

$$\frac{t_2 - t_1}{U_1 \cdot \Delta t_2 - U_2 \cdot \Delta t_1} \cdot \ln \frac{U_1 \cdot \Delta t_2}{U_2 \cdot \Delta t_1} = \frac{A}{W_c \cdot C p_c} \quad (2.27)$$

Combinando a equação 2.27 com a equação 2.18, tem-se:

$$\frac{Q}{A} = \frac{U_1 \cdot \Delta t_2 - U_2 \Delta t_1}{\ln \frac{U_1 \cdot \Delta t_2}{U_2 \Delta t_1}} \quad (2.28)$$

A equação 2.28 é uma relação da equação 2.14 que leva em consideração a variação de U modificando-o por  $U_1$  e  $U_2$ , onde  $A = 0$  e  $A = A$ , respectivamente. Para obtermos um único coeficiente total de troca térmica, U, para a qual a superfície pareça está fornecendo calor na MLDT, Colburn define  $U_x$  da seguinte maneira:

$$\frac{Q}{A} = \frac{U_1 \Delta t_2 - U_2 \Delta t_1}{\ln\left(\frac{U_1 \Delta t_2}{U_2 \Delta t_1}\right)} = U_x \cdot \left( \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \right) \quad (2.29)$$

Substituindo:

$$U_x = a' \cdot (1 + b' t_c) \quad (2.30)$$

Onde:

$t_c$  = temperatura calórica da corrente fria (°F)

E também:

$$U_x = a' \cdot (1 + b' t_c) = \frac{\frac{a' \cdot (1 + b' t_1) \cdot \Delta t_2 - a' \cdot (1 + b' t_2) \cdot \Delta t_1}{\ln\left[\frac{(1 + b' t_1) \cdot \Delta t_2}{(1 + b' t_2) \cdot \Delta t_1}\right]}}{\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}} \quad (2.31)$$

Colburn constatou que a transferência de calor é sempre governada por um fluido de controle, ou seja, a taxa de calor transferido de um fluido quente está inteiramente relacionada com a capacidade de o fluido frio absorver esse calor. Com isso, define-se fração calórica:

$$F_c = \frac{t_c - t_1}{t_2 - t_1} \quad (2.32)$$

Pode-se também definir:

$$K_c = \frac{t_2 - t_1}{1/b' + t_1} = \frac{U_2 - U_1}{U_1} \quad (2.33)$$

Considerando,

$$r = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} \quad (2.34)$$

Substituindo as equações 2.32, 2.33 e 2.34 na equação 2.31, tem-se:

$$F_c = \frac{\left(\frac{1}{K_c}\right) + \left(\frac{r}{(r-1)}\right)}{1 + \frac{\ln(K_c + 1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{K_c} \quad (2.35)$$

A equação 2.35 está representada melhor no seguinte gráfico:

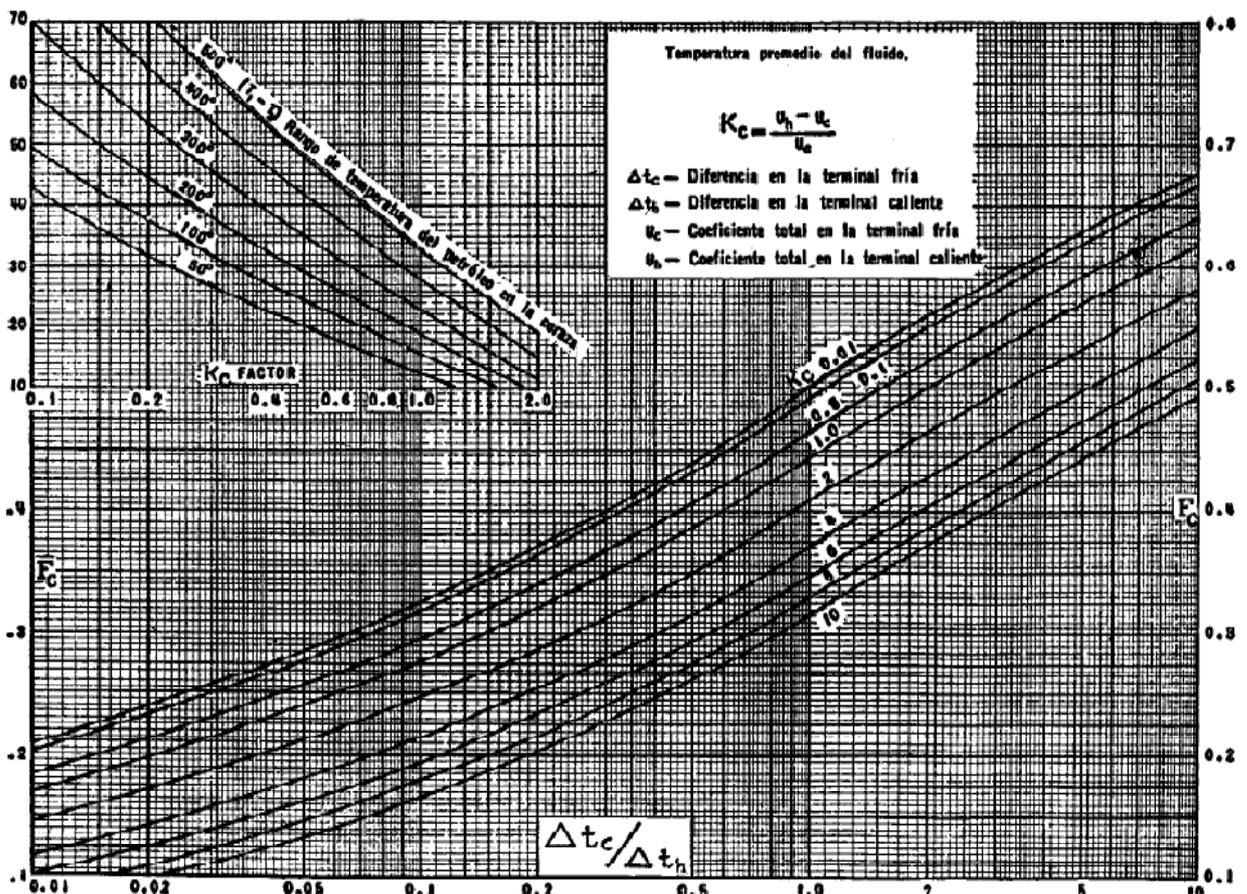


Figura 2.2 - Fator  $F_c$  de temperatura calórica (Kern, 1980)

Observa-se:

$$K_c = \frac{U_2 - U_1}{U_1} = \frac{U_h - U_c}{U_c} \quad (2.36)$$

Onde os parâmetros c e h referem-se aos terminais frio e quente respectivamente. Com isso, as temperaturas calóricas dos fluidos são dadas por:

$$T_c = T_2 + F_c \cdot (T_1 - T_2) \quad (2.37)$$

Onde:

$T_c$  = temperatura calórica do fluido quente (°F)

E também:

$$t_c = t_1 + F_c \cdot (t_2 - t_1) \quad (2.38)$$

Onde:

$t_c$  = temperatura calórica do fluido frio (°F)

### II.1.5 – Temperatura de parede

Analisando o fluido escoando dentro do tubo de um trocador de calor, geralmente se desconsidera a diferença de temperatura através do interior no tubo metálico ( $t_p$ ) e da superfície externa da parede ( $t_w$ ) desse mesmo tubo. Essa diferença de temperatura entre o interior e a superfície do tubo, pode ser provocada pelo atrito existente no escoamento dos fluidos no trocador acrescentando devido ao efeito da natureza física dos fluidos utilizados. Para alguns casos em que a troca térmica existente seja referente a fluidos bastante viscosos e a uma diferença grande das temperaturas dos terminais quente e frio, o cálculo da temperatura de parede é indispensável.

Se a temperatura externa for  $T_c$  e se a temperatura calórica interna for  $t_c$ , pode-se atribuir:

$$\frac{1}{R_{io}} = h_{io} = h_i \cdot \left( \frac{A_i}{A} \right) = h_i \cdot \frac{DI}{DE} \quad (2.39)$$

Onde:

$R_{io}$  = resistência térmica no interior do tubo ((h).(ft<sup>2</sup>).(°F)/(BTU))

$h_{io}$  = coeficiente de película no tubo interno ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$h_o$  = coeficiente de película no tubo externo ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$A_i$  = área de escoamento interna do tubo interno (ft<sup>2</sup>)

$A$  = área de escoamento externa do tubo interno (ft<sup>2</sup>)

$DI$  = diâmetro interno do tubo (ft)

$DE$  = diâmetro externo do tubo (ft)

Pode-se escrever a equação de transferência de calor como:

$$Q = \frac{\Delta t}{\sum R} = \frac{T_c - t_c}{R_o + R_{io}} = \frac{t_w - t_c}{R_{io}} \quad (2.40)$$

Trocando-se as resistências dos dois últimos termos pelos coeficientes de película, chega-se:

$$\frac{T_c - t_c}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}}} = \frac{t_w - t_c}{\frac{1}{h_{io}}} \quad (2.41)$$

Isolando  $t_w$  encontra-se:

- Para fluido frio no interior do tubo:

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \quad (2.42)$$

E também:

$$t_w = T_c - \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \quad (2.43)$$

- Para fluido quente no interior do tubo:

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \quad (2.44)$$

E também:

$$t_w = T_c - \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \quad (2.45)$$

No escoamento laminar, quando um fluido flui isotermicamente, supõe-se que a distribuição de velocidade seja parabólica. Quando uma quantidade líquido é aquecida à medida que ele flui ao longo do tubo, a viscosidade nas proximidades da parede do tubo é menor do que a do volume do fluido. O fluido nas proximidades da parede possui velocidade mais elevada do que a do escoamento isotérmico e modifica o perfil de velocidade parabólica conforme indicado pelas figuras abaixo.

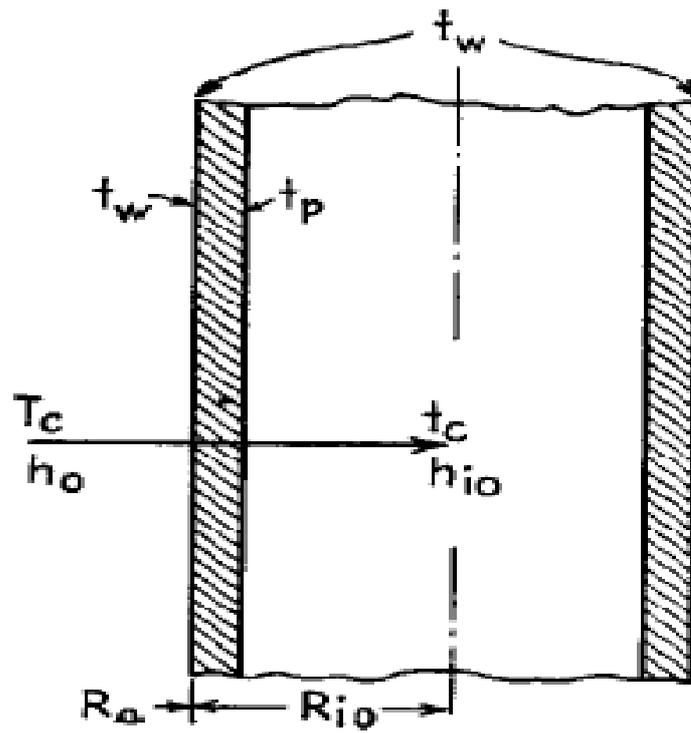


Figura 2.3 – Temperatura de Parede no tubo (Kern, 1980)

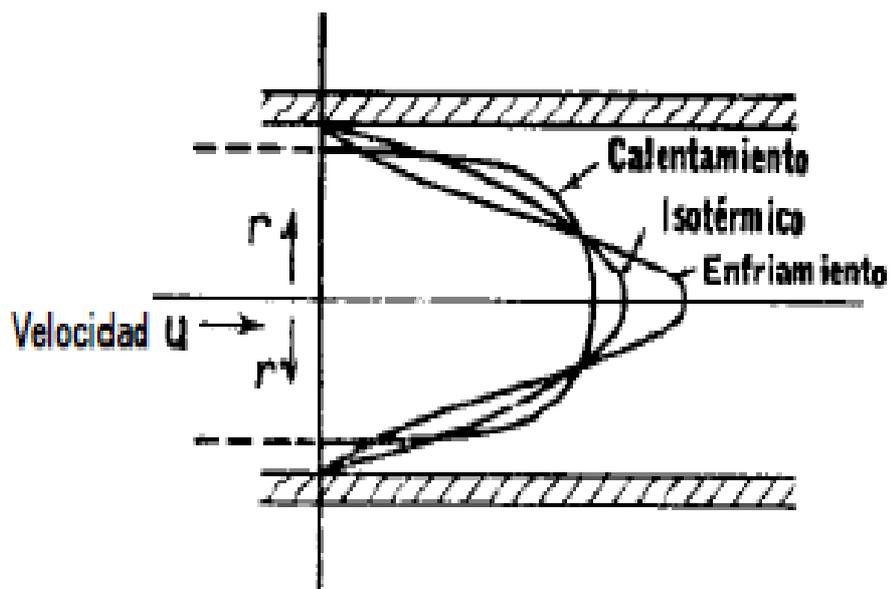


Figura 2.4 – Escoamento laminar com aquecimento, resfriamento e isotérmico (Kern, 1980)

Se o líquido se resfria, ocorre o inverso: o fluido próximo da parede flui com velocidade menor do que a do escoamento isotérmico, produzindo a distribuição de velocidade indicada na figura 2.4 para o caso do resfriamento.

### II.1.6 – Coeficientes de película

Para a constatação do modelo que descreve a transferência de calor dentro de tubos, pode-se relacionar as possíveis variáveis que influenciam o comportamento do fenômeno e equacioná-lo. Para trocadores de calor, o mecanismo predominante na troca térmica é, sem dúvidas, a convecção. Para representar esse comportamento, toma-se como partida:

$$\phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3, \dots) = 0 \quad (2.46)$$

Onde:

$\pi_1, \pi_2, \pi_3 =$  grupos adimensionais

E também,

$$\pi = \phi'(h_i^a, u^b, c^e, D^f, k^g, \mu^m, k^i) = 1 \quad (2.47)$$

Onde:

$a, b, c, f, g, m, i =$  parâmetros

Desta forma,

$$\pi = \alpha \cdot \left(\frac{H}{\theta \cdot L^2 \cdot T}\right)^a \cdot \left(\frac{L}{\theta}\right)^b \cdot \left(\frac{M}{L^3}\right)^d \cdot \left(\frac{H}{M \cdot T}\right)^e \cdot (L)^f \cdot \left(\frac{H}{\theta \cdot L \cdot T}\right)^g \cdot \left(\frac{M}{L \cdot \theta}\right)^m \cdot \left(\frac{M \cdot L^2}{H \cdot \theta^2}\right)^i \quad (2.48)$$

Onde:

$H$  = unidade de calor

$\theta$  = unidade de tempo

$L$  = unidade de comprimento

$T$  = unidade de temperatura

$M$  = unidade de massa

Somando os expoentes da equação 2.48, tem-se:

$$\sum H : 0 = a + e + g - i$$

$$\sum L : 0 = -2a + b - 3d + f - g + 2i$$

$$\sum M : 0 = d - e + m + i$$

$$\sum T : 0 = -a - e - g$$

$$\sum \theta : 0 = -a - b - g - m - 2i$$

Supondo,

$$a = 1, b = 0, e = 0$$

Encontra-se:

$$d = 0, f = 1, g = -1, m = 0, i = 0$$

Com isso,

$$\pi_1 = \phi' \left( \frac{h_i \cdot D}{k} \right) \tag{2.49}$$

Supondo,

$$f = 1, a = 0, e = 0$$

Encontra-se:

$$b = 1, d = 1, g = 0, m = -1, i = 0$$

Com isso,

$$\pi_2 = \phi' \left( \frac{D.u.\rho}{\mu} \right) \quad (2.50)$$

Finalmente, supondo:

$$a = 0, e = 1, f = 0$$

Encontra-se:

$$d = 0, g = 0, g = -1, m = 1, i = 0$$

Com isso,

$$\pi_3 = \phi' \left( \frac{c.\mu}{k} \right) \quad (2.51)$$

Arranjando as equações 2.49, 2.50 e 2.51, tem-se:

$$\phi \left( \frac{h_i.D}{k}, \frac{D.u.\rho}{\mu}, \frac{c.\mu}{k} \right) = 0 \quad (2.52)$$

Ou mesmo,

$$\frac{h_i.D}{k} = \alpha \cdot \left( \frac{D.u.\rho}{\mu} \right)^p \cdot \left( \frac{c.\mu}{k} \right)^q = \alpha \cdot \left( \frac{D.G}{\mu} \right)^p \cdot \left( \frac{c.\mu}{k} \right)^q \quad (2.53)$$

Onde:

$h_i$  = coeficiente de película ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$D$  = diâmetro (ft)

$G$  = vazão mássica (lb/h)

$\rho$  = densidade do fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$\mu$  = viscosidade do fluido ((lb)/(ft).(h))

$k$  = condutividade do fluido ((BTU)/(ft<sup>2</sup>).(h)/(ft))

$p, q, \alpha$  = parâmetros adimensionais

O desenvolvimento da equação 2.53 tem como análise a convecção turbulenta pelo teorema Pi de Buckingham, haja vista em processos industriais o fenômeno de turbulência seja forçado na maioria das vezes. Com o aumento da turbulência há também um aumento no número de Reynolds, conseqüentemente, aumenta o coeficiente de película, coeficiente global de troca térmica e reduz a área de troca térmica necessária conforme a equação 2.1 citada nesse trabalho.

Partindo do modelo proposto pela equação 2.53, Sieder e Tate (1936) propuseram uma correlação posterior após avaliar o comportamento de diversos fluidos (principalmente as frações de petróleo) ao serem aquecidos e resfriados em tubos horizontais e verticais. Com isso, chega-se as seguintes correlações:

- Quando  $Re < 2100$  (Regime Laminar)

$$\frac{h_i \cdot D}{k} = 1,86 \cdot \left[ \left( \frac{D \cdot G}{\mu} \right) \cdot \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right) \cdot \left( \frac{D}{L} \right) \right]^{(1/3)} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.54)$$

Que também pode ser escrita:

$$\frac{h_i \cdot D}{k} = 1,86 \cdot \left( \frac{4 \cdot W_c \cdot C p_c}{\pi \cdot k \cdot L} \right)^{(1/3)} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.55)$$

Onde:

$L$  = comprimento do tubo (ft)

$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$  = correção da viscosidade (adimensional)

- Para  $Re > 2100$  (Regime Turbulento)

$$\frac{h_i \cdot D}{k} = 0,027 \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{(1/3)} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (2.56)$$

A curva de transmissão de calor pode melhor interpretada analisando a figura seguinte:

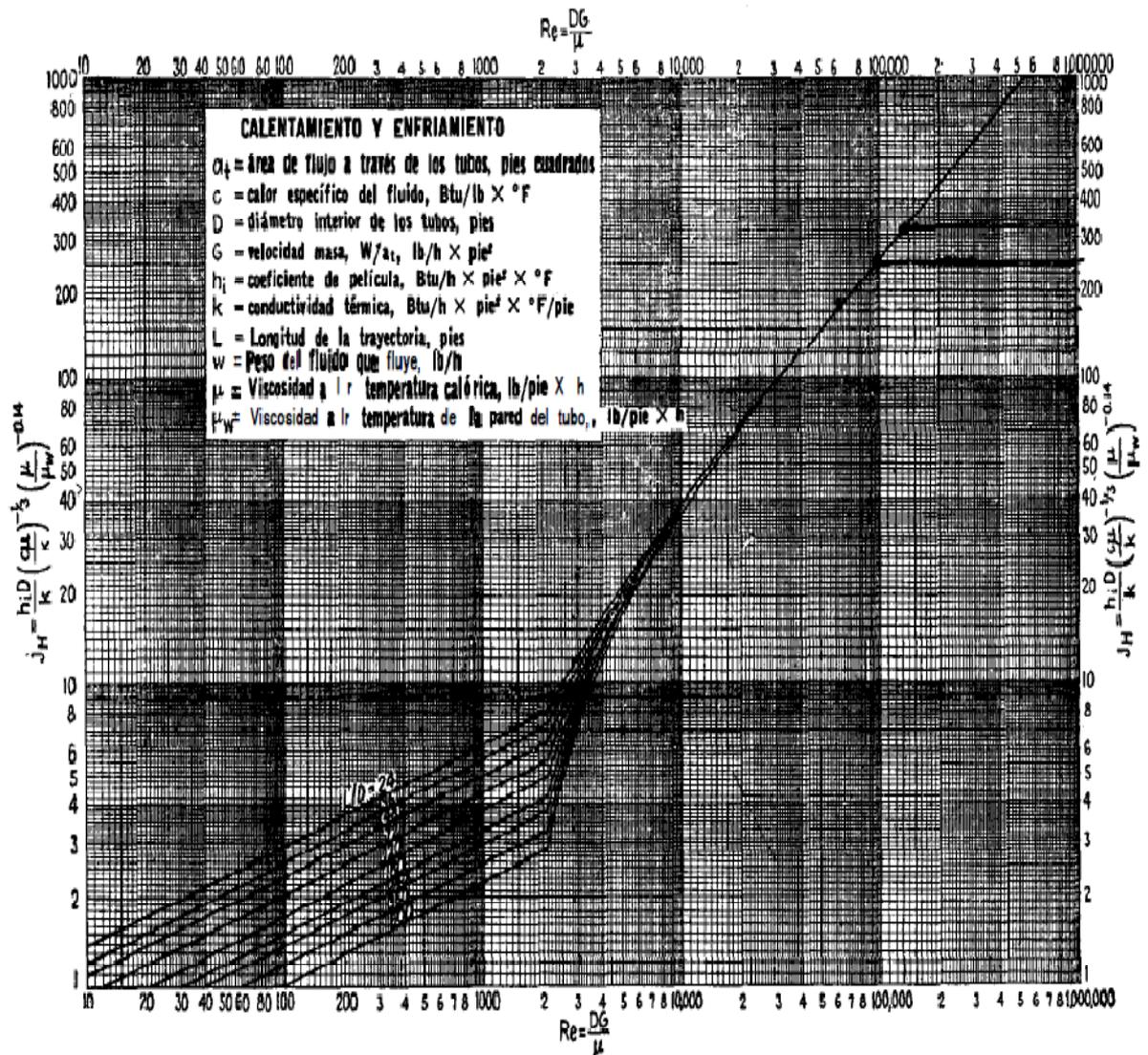


Figura 2.5 – Curva de Transmissão de calor para o interior do tubo (Kern, 1980)

## II.1.7 – Diâmetro equivalente

O escoamento de um fluido em um condutor de seção reta arbitrária, tal como através da parte anular de tubos concêntricos, é conveniente representar os coeficientes de transmissão de calor e os fatores de atrito pelos mesmos tipos de curvas e equações usadas para canos e tubos. Afim de permitir esse tipo de representação para transmissão de calor em partes anulares, torna-se vantajoso a utilização de Diâmetros Equivalente ( $D_e$ ).

O diâmetro equivalente é igual a quatro vezes o raio hidráulico, por sua vez, é o raio do tubo equivalente da seção reta anular. O raio hidráulico pode ser definido como a razão entre a área de escoamento e o perímetro molhado. No entanto, o perímetro molhado para a transmissão de calor é diferente do perímetro molhado para queda de pressão. A figura 2.6 mostra a geometria nesse escoamento.

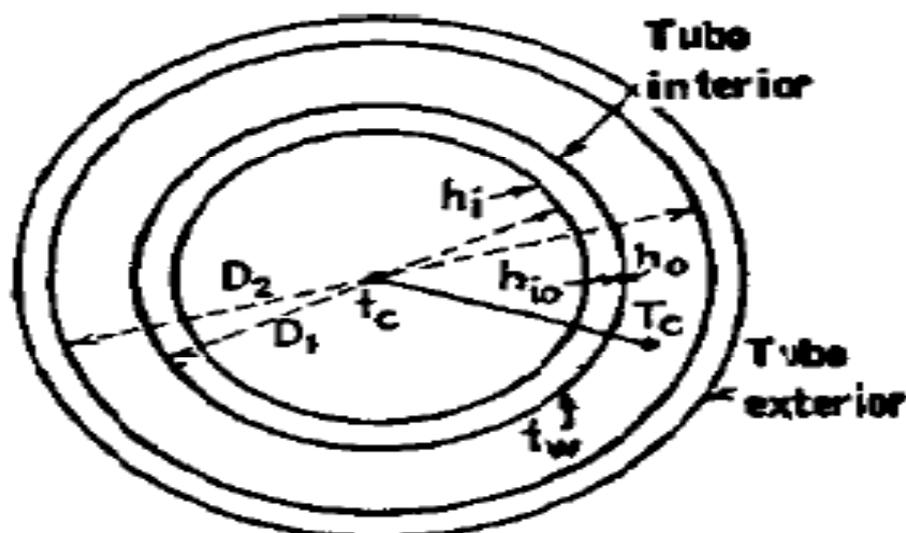


Figura 2.6 – Diâmetros anulares e localização dos coeficientes (Kern, 1980)

Com isso, pode-se definir:

- Diâmetro Equivalente para transferência de calor:

$$D_e = 4 \times (\text{Área de Escoamento}) / (\text{Perímetro Molhado})$$

Daí,

$$D_e = 4.\pi.\left(\frac{D_2^2 - D_1^2}{4.\pi.D_1}\right) = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \quad (2.57)$$

- Diâmetro Equivalente para queda de pressão:

$D'_e = 4 \times (\text{Área de Escoamento}) / (\text{Perímetro Molhado de atrito})$

$$D'_e = 4.\pi.\left(\frac{D_2^2 - D_1^2}{4.(D_2 - D_1)}\right) = D_2 - D_1 \quad (2.58)$$

Onde:

$D_e$  = diâmetro equivalente de troca térmica (ft)

$D'_e$  = diâmetro equivalente para queda de pressão (ft)

$D_1$  = diâmetro externo do tubo interno (ft)

$D_2$  = diâmetro interno do tubo externo (ft)

Os valores dos diâmetros são padronizados e podem ser extraídos pela tabela 2.1 abaixo:

**Tabela 2.1 – Dimensões dos tubos de aço IPS (Kern, 1980)**

TAMANHO NOMINAL IPS, FT	DE (IN)	DE (FT)	ESCALA Nº	DI (IN)	DI (FT)	ÁREA DE ESCOAMENTO POR TUPO, IN²	ÁREA DE ESCOAMENTO POR TUPO, FT²	ÁREA POR FT LINEAR, FT²/FT		PESO POR FT LINEAR, lb DE AÇO
								EXTERNA	INTERNA	
¼	0,405	0,03075	40'	0,269	0,02241667	0,058	0,00402778	0,186	0,37	0,25
				80†	0,215	0,01791667	0,036	0,00025		0,656
¼	0,54	0,045	40'	0,364	0,03033333	0,104	0,00722222	0,141	0,695	0,43
				80†	0,302	0,02516667	0,072	0,0005		0,679
¾	0,675	0,05625	40'	0,493	0,04108333	0,192	0,01333333	0,177	0,129	0,57
				80†	0,423	0,03625	0,141	0,00979167		0,111
½	0,34	0,07	40'	0,622	0,05193333	0,304	0,02111111	0,22	0,163	0,85
				80†	0,546	0,0455	0,235	0,01631944		0,143
¾	1,05	0,0875	40'	0,824	0,06866667	0,534	0,03708333	0,275	0,216	1,13
				80†	0,742	0,06193333	0,432	0,003		0,194
1	1,32	0,11	40'	1,049	0,08741667	0,864	0,006	0,344	0,274	1,68
				80†	0,957	0,07975	0,718	0,00498611		0,25
(1¼)	1,56	0,13833333	40'	1,8	0,15	1,5	0,010416667	0,435	0,362	2,28
				80†	1,278	0,1065	1,28	0,008888888		0,335
(1½)	1,9	0,15833333	40'	1,61	0,13416667	20,04	0,139166667	0,498	0,422	2,72
				80†	1,5	0,125	1,76	0,012222222		0,393
2	2,38	0,19833333	40'	2,067	0,17225	3,35	0,023263889	0,622	0,542	3,66
				80†	1,939	0,16193333	2,95	0,02049611		0,508
2½	2,38	0,24	40'	2,469	0,20575	4,79	0,03263889	0,793	0,647	5,8
				80†	2,323	0,19358333	4,23	0,029375		0,609
3	3,5	0,29166667	40'	3,068	0,25666667	7,38	0,05125	0,97	0,804	7,58
				80†	2,9	0,24166667	5,61	0,045902778		0,76
4	4,5	0,375	40'	4,026	0,3355	12,7	0,088194444	1,178	1,055	10,8
				80†	3,826	0,31883333	11,5	0,079861111		1,002
6	6,625	0,55208333	40'	6,065	0,50541667	28,9	0,200694444	1,734	1,39	19
				80†	5,761	0,48008333	26,1	0,18125		1,51
8	8,625	0,71875	40'	7,981	0,66508333	50	0,347222222	2,258	2,39	28,6
				80†	7,625	0,63541667	45,7	0,317361111		2
10	10,75	0,89583333	40'	10,02	0,835	78,8	0,547222222	2,874	2,32	40,5
				60	9,75	0,8125	74,6	0,518055556		2,35
12	12,75	1,0625	30	12,09	1,0075	115	0,798611111	3,398	3,17	43,8
14	14	1,16666667	30	13,25	1,10416667	138	0,968333333	3,665	3,47	54,6
16	16	1,33333333	30	15,25	1,27083333	183	1,270833333	4,189	4	62,6
18	18	1,5	20†	17,25	1,4375	234	1,625	4,772	4,32	72,7
20	20	1,66666667	20	19,25	1,60416667	291	2,020833333	5,286	5,35	78,6
22	22	1,83333333	20†	21,25	1,77083333	355	2,465277778	5,747	5,36	84
24	24	2	20	23,25	1,9375	425	2,961388889	6,283	6,39	94,7

## II.1.8 – Fator de incrustação, coeficientes globais de polimento e de projeto

Organizando a equação 2.1, pode-se obter a seguinte expressão:

$$U = \frac{Q}{A.MLDT} \quad (2.59)$$

Se a superfície for conhecida,  $U$  poderá ser determinado independentemente da equação de Fourier pelos dois coeficientes peliculares (Tubo Interno e Externo). Assim, pode-se constatar tal fato assumindo desprezível a resistência da parede do tubo como:

$$\frac{1}{U} = R_{i_o} + R_o = \frac{1}{h_{i_o}} + \frac{1}{h_o} \quad (2.60)$$

Ou mesmo:

$$U = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad (2.61)$$

Onde:

$h_{i_o}$  = coeficiente de película do tubo interno ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$h_o$  = coeficiente de película do tubo externo ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

Normalmente, os valores dos coeficientes de película, quantidade de calor transferido e variação da diferença logarítmica são obtidas pelas condições de processo. Com isso, a área (A) é estimada e projetada para as condições estabelecidas.

À medida que o trocador de calor, já projetado, estiver no seu estado de funcionamento por muito tempo, a lama e o depósito sobre a superfície do tubo interno e externo produzirão um aumento na resistência exposta na equação 2.60. A resistência adicionada reduz o valor de  $U$ , conseqüentemente, a quantidade de calor transferida não é mais a mesma na superfície que a inicialmente projetada. Provavelmente, a

temperatura de saída do fluido quente será superior e a temperatura de saída do fluido frio inferior ao esperado.

Uma maneira de representar esse efeito no dimensionamento do equipamento é considerar para o cálculo de projeto o efeito das resistências de incrustação existente na corrente fria e quente. Convencionalmente, consideram-se as resistências na corrente fria e quente como uma soma, modificando a equação 2.60 da seguinte maneira:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (2.62)$$

Rearranjando, tem-se:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \quad (2.63)$$

Onde:

$U_d$  = coeficiente de projeto ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$U_c$  = coeficiente de polimento ((BTU)/(h).(ft<sup>2</sup>).(°F))

$R_d$  = fator de incrustação ((h).(ft<sup>2</sup>).(°F)/(BTU))

Quando o  $R_d$  (depositado) for maior que  $R_d$  (permitido), após um período em funcionamento, o equipamento não fornecerá mais uma quantidade de calor suficiente para atender as condições esperadas de temperatura e o mesmo deverá ser parado para limpeza.

## II.2 – Queda de pressão

Após a conclusão do projeto térmico de um trocador de calor, é necessária também a verificação se o equipamento atende as condições de reais de projeto hidráulico. Em um processo que a pressão total fornecida pela bomba seja inferior ao

projetado para o equipamento, possivelmente, haverá uma ineficiência no resultado final da troca térmica, ou seja, o fluido quente não cederá calor suficiente para resfriar o fluido frio nas condições inicialmente previstas.

Para evitar tal problema, o cálculo de perda de pressão nas duas correntes (fria e quente) é incluído no cálculo de projeto de um trocador de calor bitubular. Partindo teoria de análise dimensional exposta na seção II.1.6 desse trabalho, chega-se aos seguintes resultados:

- Queda de Pressão para Tubo Interno

$$\Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad (2.64)$$

Com isso,

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144} \quad (2.65)$$

Onde:

$f$  = fator de atrito (adimensional)

$G_p$  = fluxo mássico do tubo interno (lb/h.ft<sup>2</sup>)

$D$  = diâmetro interno (ft)

$g$  = aceleração da gravidade (ft/h<sup>2</sup>)

$L$  = comprimento do grampo do Trocador (ft)

$\rho$  = densidade do fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$\Delta F_p$  = queda de pressão por atrito (ft)

$\Delta P_p$  = queda de pressão (psi)

- Queda de Pressão do Tubo Anular

$$\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e} \quad (2.66)$$

E também,

$$F_l = 3 \cdot \left( \frac{V^2}{2 \cdot g'} \right) \quad (2.67)$$

Em que:

$$V = \frac{G_a}{3600 \cdot \rho} \quad (2.68)$$

Assim, tem-se:

$$\Delta P_a = \left( \frac{\Delta F_a + F_l}{144} \right) \quad (2.69)$$

Onde:

$f$  = fator de atrito (adimensional)

$G_a$  = fluxo mássico do tubo anular (lb/h.ft<sup>2</sup>)

$D_e'$  = diâmetro equivalente para queda de pressão (ft)

$g$  = aceleração da gravidade (ft/h<sup>2</sup>)

$g'$  = aceleração da gravidade (ft/s<sup>2</sup>)

$L$  = comprimento do grampo do trocador (ft)

$\rho$  = densidade do fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$V$  = velocidade do fluido (ft/s)

$\Delta F_a$  = queda de pressão por atrito (ft)

$F_l$  = queda de pressão cinética (ft)

$\Delta P_a$  = queda de pressão (psi)

Para o cálculo do fator de atrito ( $f$ ) em regime turbulento para tubos, utilizam-se as equações propostas por (Drew, Koo e McAdams, 1932) ou as representações gráficas conforme mostrado abaixo:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\left(\frac{D.G_p}{\mu}\right)^{0,32}} \quad (2.70)$$

Para tubos polidos de ferro comercial e aço, (Wilson, McAdams e Seldzer, 1922) propuseram a seguinte correlação para representar o fator de atrito no regime turbulento:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{D.G_p}{\mu}\right)^{0,42}} \quad (2.71)$$

Para representar o fator de atrito em canos e tubos no regime laminar, é geralmente utilizada a equação mais conhecida como Hagen-Poiseuille. Assim, tem-se:

$$f = \frac{16}{\text{Re } y} \quad (2.72)$$

Graficamente, tem-se o comportamento do fator de atrito em função do número de Reynolds:

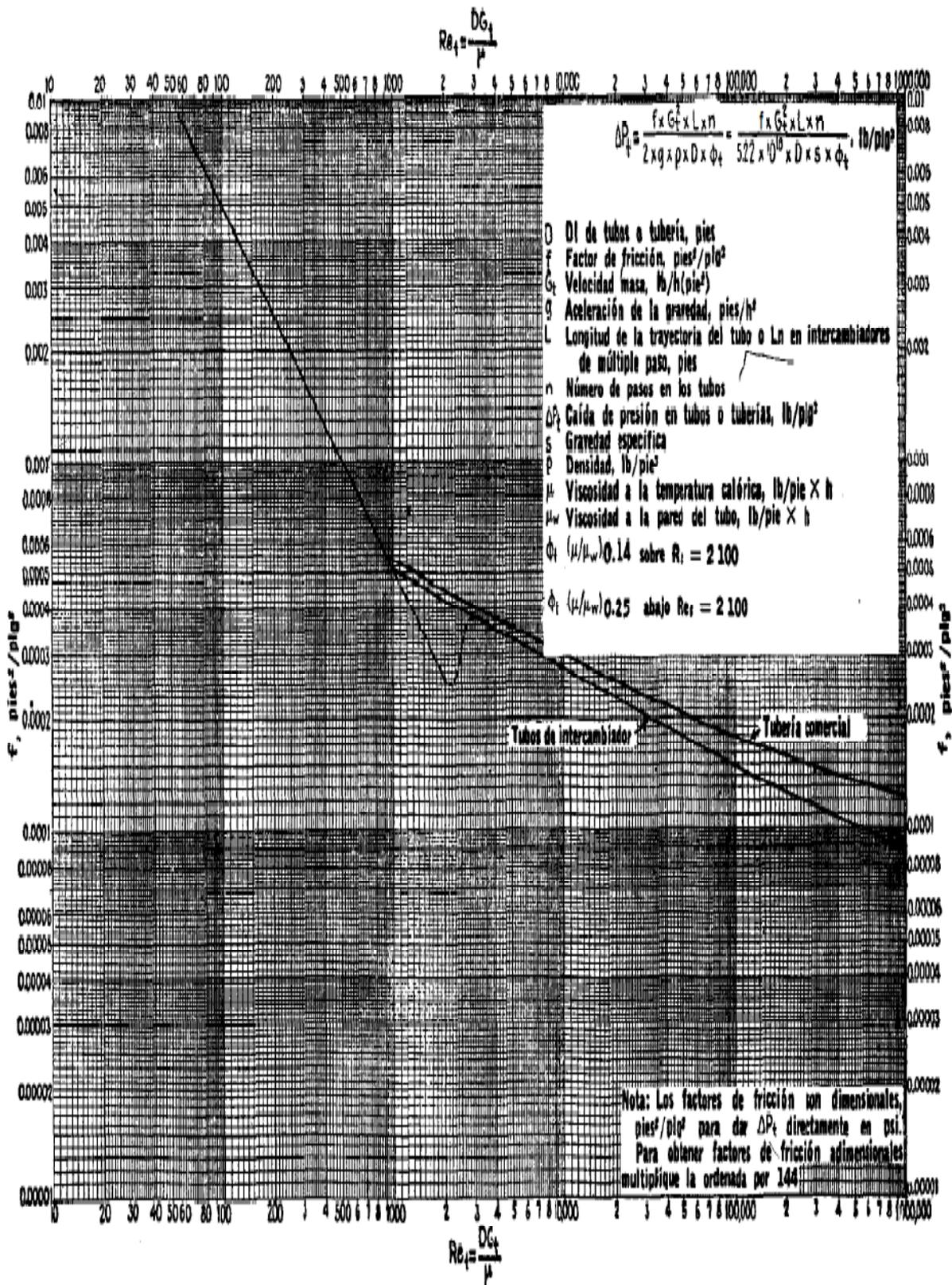


Figura 2.7 – Fatores de Atrito para o interior do tubo (Kern, 1980)

## Capítulo III: Desenvolvimento do software

### III.1 – Estrutura Computacional

#### III.1.1 – Introdução

O desenvolvimento do *software* TCSIM tem como ponto de partida a escolha das ferramentas computacionais que melhor se ajustem as exigências necessárias para seu funcionamento. Como o *software* é voltado, inicialmente, para estudantes de graduação em Engenharia Química, especificamente do DEQ-UFC, a escolha dos componentes computacionais que propiciam sua construção é avaliada na facilidade de utilização e, posteriormente, implementação computacional do software pelos mesmos estudantes. Deste modo, escolheu-se uma linguagem computacional e um banco de dados que melhor facilite o entendimento do processo de transferência de calor, especificamente, simulações de trocadores de calor.

#### III.1.2 – Linguagem orientada ao objeto

O processo de desenvolvimento do TCSIM versão 1.0 torna-se mais usual quando inserido em um paradigma de interface visual. Mesmo que o entendimento do aprendizado no processo de transferência de calor, especialmente, no estudo das simulações de trocadores de calor sejam independente da ferramenta computacional utilizada, pode-se afirmar que a interpretação, compreensão e manuseio do *software* é melhor assegurada em um ambiente computacional que possua enriquecimento visual de interface.

Esse recurso visual pode ser observado em observado em vários *softwares* da literatura científica do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, como, por exemplo: Fernandes (1999), Cartaxo (2000) e Luna (2003).

Dentre todas as linguagens que apresentam esse recurso visual, a escolhida para o desenvolvimento desse software foi Pascal orientado ao objeto da plataforma Delphi. O critério de escolha é baseado tanto no poder de recurso visual que essa linguagem oferece quanto na facilidade do processo de elaboração do software.

### III.1.3 – Banco de dados

O Banco de Dados pode ser definido como conjuntos de registros dispostos em estrutura regular que possibilita a reorganização dos mesmos e produção de informação. Um banco de dados normalmente agrupa registros utilizáveis para um mesmo fim. Esse recurso computacional foi utilizado no TCSIM para armazenamento das informações dos fluidos, propriedades físicas e do trocador de calor. O acoplamento do Delphi a um Sistema de Gerenciamento de Banco de Dados é, sem dúvidas, responsável pela maior facilidade da configuração e simulação dos trocadores de calor no TCSIM versão 1.0. Nesse trabalho está sendo utilizado banco de dados *Access* para armazenar todas as informações dos fluidos e dos trocadores que podem ser usados nas simulações.

O componente *Microsoft Office Access* permite o desenvolvimento rápido de aplicações que envolvem tanto a modelagem de estrutura como também a interface a ser utilizada pelo usuário. Sem dúvidas, a característica principal do componente *Access* é facilidade que o programador tem de trabalhar com o banco de dados juntamente com a interface visual e disponibilidade nas funções de importação e exportação que permitem a integração entre com o *Windows* e outras aplicações de plataforma.

Pode-se ressaltar a existência de outros Sistemas de Gerenciamento de Banco de Dados, como, por exemplo: *Firebird*. Simuladores de engenharia que trabalham com extenso banco de dados, geralmente, utilizam esse componente, pois, ao analisar-se o ganho em tempo do processador, o *Firebird* é superior ao *Access* além de ser gratuito e de código aberto.

Para escolha do Access como Sistema de Gerenciamento de Banco de Dados, o único critério utilizado foi a sua facilidade de operação na construção do *software*.

## **III.2 – Análise de performance**

### **III.2.1 – Concepção**

Objetivo principal do *software* é a avaliação de desempenho de trocadores de calor, a qual é alcançada por um procedimento de cálculos embutido no software conforme o fluxograma exposto na figura 3.1. Realizar o procedimento de avaliação do trocador de calor exige etapas intermediárias de cálculos que garantem seguridade nos resultados finais das simulações. Os próximos tópicos desse trabalho tentarão explicar, sucintamente, como se dar esse tratamento de dados iniciais (input) e os dados finais como forma de resultados (output).

### **III.2.2 – Algoritmo para análise de performance**

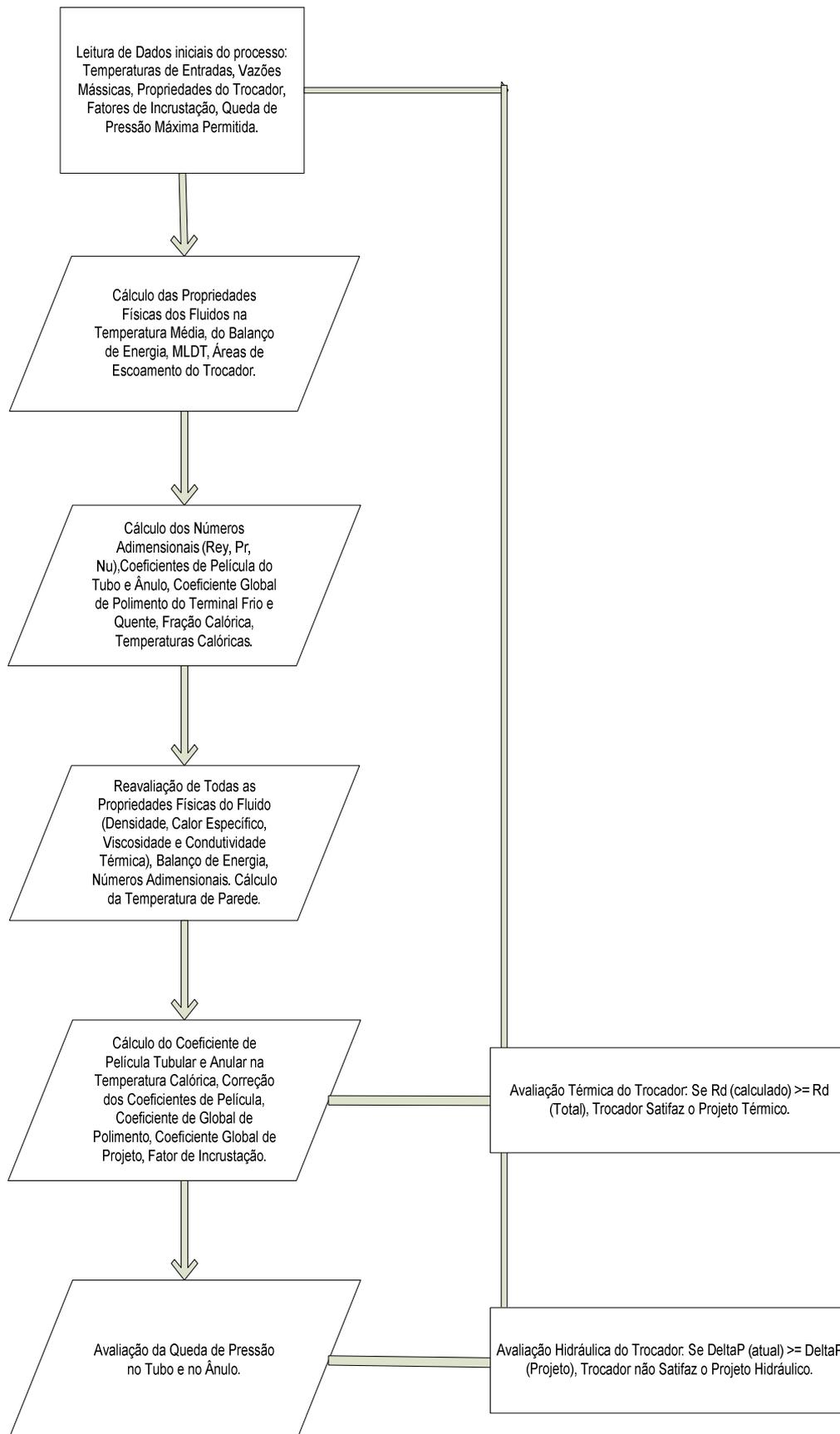
Para avaliar o desempenho do trocador de calor bitubular, o software segue o procedimento de cálculo exposto na figura 3.1 desse trabalho. Para o cálculo das propriedades físicas dos fluidos, as correlações utilizadas são escolhidas pelo usuário logo no momento que antecede a simulação ou até mesmo quando está sendo inserindo o composto ao banco de dados.

Os cálculos de Balanço de Energia, MLDT, Temperaturas Calóricas, Coeficientes de Película, Coeficiente Global de Polimento e Projeto, Queda de Pressão são representados pelas equações expostas no capítulo dois desse trabalho.

Para todas as simulações, independente dos fluidos, o software calcula as temperaturas calóricas das correntes fria e quente conforme definição abordada no tópico II.1.4 desse trabalho.

Os resultados da simulação podem ser observados em relatórios contendo todas as etapas de cálculo acrescido de todas as informações calculadas no decorrer do processo de troca térmica.

O TCSIM realiza todos os cálculos no sistema de unidades britânico e converte as unidades quando solicitado no relatório.



**Figura 3.1 – Fluxograma geral do TCSIM.**

### III.2.3 – Estimativa das propriedades físicas

A primeira etapa para o desenvolvimento do *software* TCSIM versão 1.0 é discriminar, sucintamente, o cálculo de uma sub-rotina com o procedimento para estimar as propriedades físicas dos fluidos das correntes fria e quente. Propriedades como: densidade, viscosidade, calor específico e condutividade térmica são introduzidos na análise do trocador de calor através de correlações testadas e validadas disponível na literatura científica. Para a versão 1.0 do TCSIM, será disponibilizado um banco de dados de fluidos compondo apenas os principais hidrocarbonetos e frações de petróleo.

Na literatura científica, não é comum encontrar equações generalizadas para estimar propriedades físicas de frações de petróleo com uma boa margem de segurança quando comparado aos dados experimentais. Em outras palavras, dificilmente consegue-se ajustar dados experimentais de várias frações de petróleo de modo a conseguir uma correlação empírica da propriedade física estudada em função de °API e temperatura ou pressão. Essa verificação é feita por (Satarin, 2007) quando mostrado que a correlação estimada por regressão não linear para viscosidade (equação 3.1) é segura somente para uma variação de temperatura de (10°C-40°C) e graus API (17°-45°).

$$\mu = \alpha \cdot b^{API} + \ln(\sqrt{API}) \quad (3.1)$$

Onde:

$$\alpha = -27,698.T^2 + 14800,142.T - 191095,258 \quad (3.2)$$

$$b = 0,00012.T^2 - 0,07068.T + 11,24910 \quad (3.3)$$

Várias outras correlações existem na literatura e não consegue expressar a propriedade com seguridade em grandes faixas de temperatura e °API. Segue abaixo algumas outras correlações empíricas para viscosidade de frações de petróleo:

- Equação de Beal (Beal, 1946)

$$\mu = \left( 0,32 + \frac{1,8 \cdot 10^7}{\text{°API}^{4,53}} \right) \cdot \left( \frac{360}{T + 200} \right)^a \quad (3.4)$$

Onde:

$$a = \text{anti log} \left( 0,43 + \frac{8,33}{\text{°API}} \right) \quad (3.5)$$

- Equação de GlasØ (GlasØ, 1980)

$$\mu = (3,141 \cdot 10^{10}) \cdot T^{-3,444} \cdot (\log \text{°API})^{[10,313 \cdot (\log T) - 36,447]} \quad (3.6)$$

- Equação de Kartoatmodjo (Kartoatmodjo, 1994)

$$\mu = 16 \cdot 10^8 \cdot T^{(-2,8177)} \cdot [\log(\text{°API})]^{(5,7526 \cdot \log(T) - 26,9718)} \quad (3.7)$$

- Equação de Kartoatmodjo Modificada (Kartoatmodjo, 1994)

$$\mu = 220,15 \cdot 10^9 \cdot T^{(-3,5560)} \cdot [\log(\text{°API})]^{(12,5428 \cdot \log(T) - 45,7874)} \quad (3.8)$$

- Equação de Naseri (Naseri, 2005)

$$\mu = \text{anti log} (11,2699 - 4,298 \cdot \log(\text{°API}) - 2,052 \cdot \log(T)) \quad (3.9)$$

Devido essa dificuldade, estão sendo usadas no TCSIM versão 1.0, correlações das propriedades físicas ajustadas individualmente, ou seja, para cada fração de petróleo definida no banco de dados existirá uma correlação definida de calor específico, condutividade térmica, viscosidade e densidade. Embora essa estratégia de cálculo não seja a ideal, o resultado obtido possui um alto grau de segurança na extrapolação dos dados de temperatura.

### III.2.3.1 – Calor específico

São utilizadas no *software* as correlações de calor específico direcionadas para cada grupo de fluido, de modo, a obter um resultado confiável para minimizar os erros ao fim da simulação. Tais correlações foram classificadas nos seguintes grupos:

- Calor Específico de Hidrocarbonetos Líquidos (Perry, 1999)

$$C_p = C_1 + C_2.T + C_3.T^2 + C_4.T^3 + C_5.T^4 \quad (3.10)$$

$$C_p = \frac{C_1^2}{t} + C_2 - (2.C_1.C_3).t - (C_1.C_4).t^2 - (C_3^{(2/3)}).t^3 - (C_4^{(2/5)}).t^5 \quad (3.11)$$

Onde:

$$t = (1 - T_R)$$

$C_1, C_2, C_3, C_4, C_5$ : parâmetros específico para cada fluido no banco de dados.

$C_p$ : calor específico do fluido (J/kmol.K)

T: temperatura (K)

- Calor Específico de Frações de Petróleo (Kern, 1980)

$$C_p = A.T^4 + B.T^3 + C.T^2 + D.T + E \quad (3.12)$$

**Tabela 3.1 – Parâmetros para correlação de Calor Específico de Frações de Petróleo**

Fração de Petróleo	Parâmetro A	Parâmetro B	Parâmetro C	Parâmetro D	Parâmetro E
Gasolina 56° API	$1,35.10^{-8}$	$-2,42.10^{-5}$	0,016	-2,04	1686,6
Querosene 42° API	$2,25.10^{-8}$	$-4,37.10^{-5}$	0,031	-7,12	2207,9
Destilado 35° API	$3,22.10^{-8}$	$-6,77.10^{-5}$	0,052	-14,59	3091,1
Óleo Bruto 34° API	$-4,78.10^{-8}$	$7,37.10^{-5}$	-0,04	13,58	-69,68
Gasóleo 28° API	$-8,98.10^{-8}$	$1,604.10^{-5}$	-0,010	5,21	780,8

### III.2.3.2 – Condutividade térmica

- Condutividade Térmica de Hidrocarbonetos Líquidos (Praunitz, 1987)

$$k = C_1 + C_2.T + C_3.T^2 \quad (3.13)$$

$$k = C_1 + C_2.T + C_3.T^2 + C_4.T^3 \quad (3.14)$$

$$k = C_1 + C_2.\ln(T) + \frac{C_3}{T} + C_4.T \quad (3.15)$$

$$k = C_1 + C_2.T \quad (3.16)$$

Onde:

$C_1, C_2, C_3$  = parâmetros específico para cada fluido no banco de dados

$k$  : calor específico do fluido (W/m.K)

T: temperatura (K)

- Condutividade Térmica de Frações de Petróleo (Kern, 1980)

$$k = A.T^4 + B.T^3 + C.T^2 + D.T + E \quad (3.17)$$

**Tabela 3.2 –Parâmetros para correlação de Condutividade Térmica de Frações de Petróleo**

Fração de Petróleo	Parâmetro A	Parâmetro B	Parâmetro C	Parâmetro D	Parâmetro E
Gasolina 56°API	$-3,63.10^{-13}$	$6,51.10^{-10}$	$-4,28.10^{-7}$	$7,81.10^{-5}$	0,15607
Querosene 42°API	$-6,51.10^{-13}$	$1,17.10^{-9}$	$-7,64.10^{-7}$	$1,72.10^{-4}$	0,135
Destilado 35°API	$-2,26.10^{-26}$	$6,99.10^{-11}$	$-9,93.10^{-8}$	$5,1.10^{-6}$	0,1431
Óleo Bruto 34°API	$-7,26.10^{-14}$	$2,18.10^{-10}$	$-2,07.10^{-7}$	$3,85.10^{-5}$	0,1387
Gasóleo 28°API	$-6,21.10^{-13}$	$1,25.10^{-9}$	$-8,97.10^{-7}$	$2,33.10^{-4}$	0,11507

### III.2.3.3 – Viscosidade

- Viscosidade de Hidrocarbonetos Líquidos (Praunitz, 1987)

$$\mu = C_1.T^{C_2} \quad (3.18)$$

$$\ln(\mu) = C_1 + \frac{C_2}{T} \quad (3.19)$$

$$\ln(\mu) = C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3.T + C_4.T^2 \quad (3.20)$$

Onde:

$C_1, C_2, C_3, C_4$  = Parâmetros específico para cada fluido no banco de dados

$\mu$  : calor específico do fluido (cp)

T: temperatura (K)

- Viscosidade de Frações de Petróleo (Kern, 1980)

$$\mu = A.T^4 + B.T^3 + C.T^2 + D.T + E \quad (3.21)$$

**Tabela 3.3 – Parâmetros para correlação de Viscosidade de Frações de Petróleo**

Fração de Petróleo	Parâmetro A	Parâmetro B	Parâmetro C	Parâmetro D	Parâmetro E
Gasolina 56°API	$4,91.10^{-10}$	$-8,33.10^{-7}$	$5,32.10^{-4}$	-0,153	17,17
Querosene 42°API	$3,98.10^{-9}$	$-6,25.10^{-6}$	0,004	-1,11	116,79
Destilado 35°API	$1,37.10^{-8}$	$-2,24.10^{-5}$	0,014	-3,8	395,67
Óleo Bruto 34°API	$1,73.10^{-8}$	$-2,85.10^{-5}$	0,018	-4,87	507,66
Gasóleo 28°API	$4,36.10^{-8}$	$-7,04.10^{-5}$	0,043	-11,5	1169,96

### III.2.3.4 – Densidade

- Densidade de Hidrocarbonetos Líquidos (Perry, 1999)

$$\rho = \left( \frac{C_1}{C_2} \right)^{\left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{C_3} \right)^{C_4} \right)} \quad (3.22)$$

Onde:

$C_1, C_2, C_3, C_4$  = Parâmetros específico para cada fluido no banco de dados

$\rho$  : calor específico do fluido (kmol/m<sup>3</sup>)

T: temperatura (K)

- Densidade de Frações de Petróleo (Kern, 1980)

$$\rho = A.T^4 + B.T^3 + C.T^2 + D.T + E \quad (3.23)$$

**Tabela 3.4 – Parâmetros para correlação de Densidade de Frações de Petróleo**

Fração de Petróleo	Parâmetro A	Parâmetro B	Parâmetro C	Parâmetro D	Parâmetro E
Gasolina 56°API	$-1,56.10^{-9}$	$2,38.10^{-6}$	-0,00135	0,289	29,76
Querosene 42°API	$-1,46.10^{-10}$	$2,29.10^{-7}$	$-1,35.10^{-4}$	-0,0086	60,12
Destilado 35°API	$1,16.10^{-23}$	$-2,28.10^{-20}$	$1,73.10^{-4}$	-0,0438	65,7
Óleo Bruto 34°API	$1,16.10^{-23}$	$-2,28.10^{-20}$	$1,73.10^{-17}$	-0,0438	66,02
Gasóleo 28°API	$-1,89.10^{-10}$	$3,73.10^{-7}$	$-2,72.10^{-4}$	0,0456	56,91

### III.2.4 – Manipulando o TCSIM

Para iniciar qualquer simulação no TCSIM, a primeira interface que o usuário observa é ilustrada na figura 3.2 abaixo:



Figura 3.2 – Interface inicial do TCSIM.

Nessa tela o usuário pode ter uma visão geral de todos os campos que o TCSIM pode oferecer. No campo: “Banco de Dados”, o usuário pode manipular os fluidos de uma forma totalmente intuitiva como pode-se ver no tópico III.2.4.1 desse trabalho. Na aba: “Análise de Performance”, o usuário dará início a configuração que antecede a simulação do equipamento conforme mostrado nos tópicos III.4.2 desse trabalho. Ao clicar em: “Auxílio Teórico”, o usuário irá ter todas as informações pertinentes aos cálculos envolvidos no TCSIM versão 1.0. Os tópicos adiante explicarão como se utilizar o TCSIM versão 1.0 em uma simulação bem como suas vantagens e desvantagens.

### III.2.4.1 – Inserindo, excluindo e editando fluidos no banco de dados

Na necessidade do usuário utilizar outros fluidos que não estejam dispostos no *software* para uma simulação, será disponibilizada a opção do mesmo inserir-los no banco de dados ou até mesmo excluí-los, conforme exposto nas figuras 3.3, 3.4, 3.5, 3.6, 3.7 e 3.8.

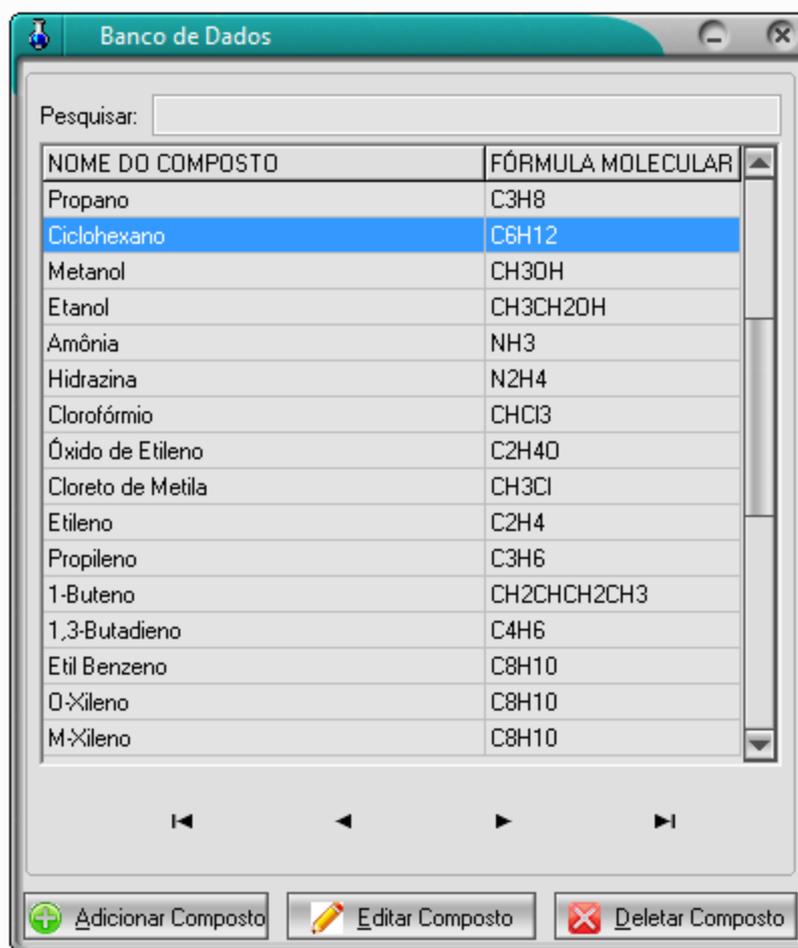


Figura 3.3 – Banco de Dados de Fluidos.

The screenshot shows a window titled "Novo Composto" with a teal header. Below the header is a tabbed interface with five tabs: "Identificação", "Densidade", "Viscosidade", "Condutividade Térmica", and "Calor Específico". The "Identificação" tab is selected. The main area contains several input fields: A, B, C, D, E, F, G, TMIN [K], and TMAX [K]. A dropdown menu labeled "Escolher Equação" is set to "Equação 01". At the bottom, there are three buttons: "Cancelar" (with a red X icon), "Correlações Utilizadas" (with a blue document icon), and "Adicionar" (with a green checkmark icon).

Figura 3.4 – Identificação do Composto a ser inserido.

The screenshot shows the same "Novo Composto" window, but with the "Densidade" tab selected. The input fields are now A, B, C, D, E, ZRA, TC [K], TMIN [K], and TMAX [K]. The "Escolher Equação" dropdown remains set to "Equação 01". The buttons at the bottom are the same as in the previous screenshot.

Figura 3.5 – Inserindo Parâmetros para densidade.



The screenshot shows a software window titled "Novo Composto" with a teal header. Below the header is a tabbed interface with five tabs: "Identificação", "Densidade", "Viscosidade", "Condutividade Térmica", and "Calor Específico". The "Viscosidade" tab is selected. The main area contains several input fields: three rows of three fields labeled A, B, and C; three rows of two fields labeled D, E, and F; and two rows of two fields labeled G, TMIN [K], and TMAX [K]. Below these fields is a dropdown menu labeled "Escolher Equação" with "Equação 01" selected. At the bottom, there are three buttons: "Cancelar" (with a red X icon), "Correlações Utilizadas" (with a document icon), and "Adicionar" (with a green checkmark icon).

Figura 3.6 – Inserindo Parâmetros para viscosidade.



The screenshot shows the same "Novo Composto" software window, but with the "Condutividade Térmica" tab selected. The layout of input fields and the "Escolher Equação" dropdown menu are identical to the previous figure. The "Cancelar", "Correlações Utilizadas", and "Adicionar" buttons are also present at the bottom.

Figura 3.7 – Inserindo Parâmetros para condutividade térmica.



The image shows a software window titled "Novo Composto" with a teal header. Below the header is a tabbed interface with five tabs: "Identificação", "Densidade", "Viscosidade", "Condutividade Térmica", and "Calor Específico". The "Calor Específico" tab is selected. The main area contains several input fields: A, B, C, D, E, F, G, TMIN [K], and TMAX [K]. Below these fields is a dropdown menu labeled "Escolher Equação" with "Equação 01" selected. At the bottom of the window are three buttons: "Cancelar" (with a red X icon), "Correlações Utilizadas" (with a blue document icon), and "Adicionar" (with a green checkmark icon).

Figura 3.8 – Inserindo Parâmetros para calor específico.

Percebe-se quanto intuitivo é manusear esse componente do TCSIM. O procedimento de exclusão e edição dos fluidos é realizado de maneira análoga.

#### III.2.4.2 – Leitura dos dados iniciais

Para a inicialização de qualquer simulação, é necessário que o usuário informe os dados, mínimos, pertinentes para que a simulação seja realizada. Podem-se citar como dados exigidos inicialmente: os fluidos, alocação, temperaturas de entrada e saída, vazões mássicas das correntes, queda de pressão máxima para cada corrente, fatores de incrustação de cada corrente, comprimento e número de grampos e tubulações do equipamento. Caso o usuário insira algum valor incoerente, o software sinaliza uma mensagem de erro especificando qual o dado inicial não está correto. Podem-se observar melhor tais informações pelas figuras 3.9 e 3.10.

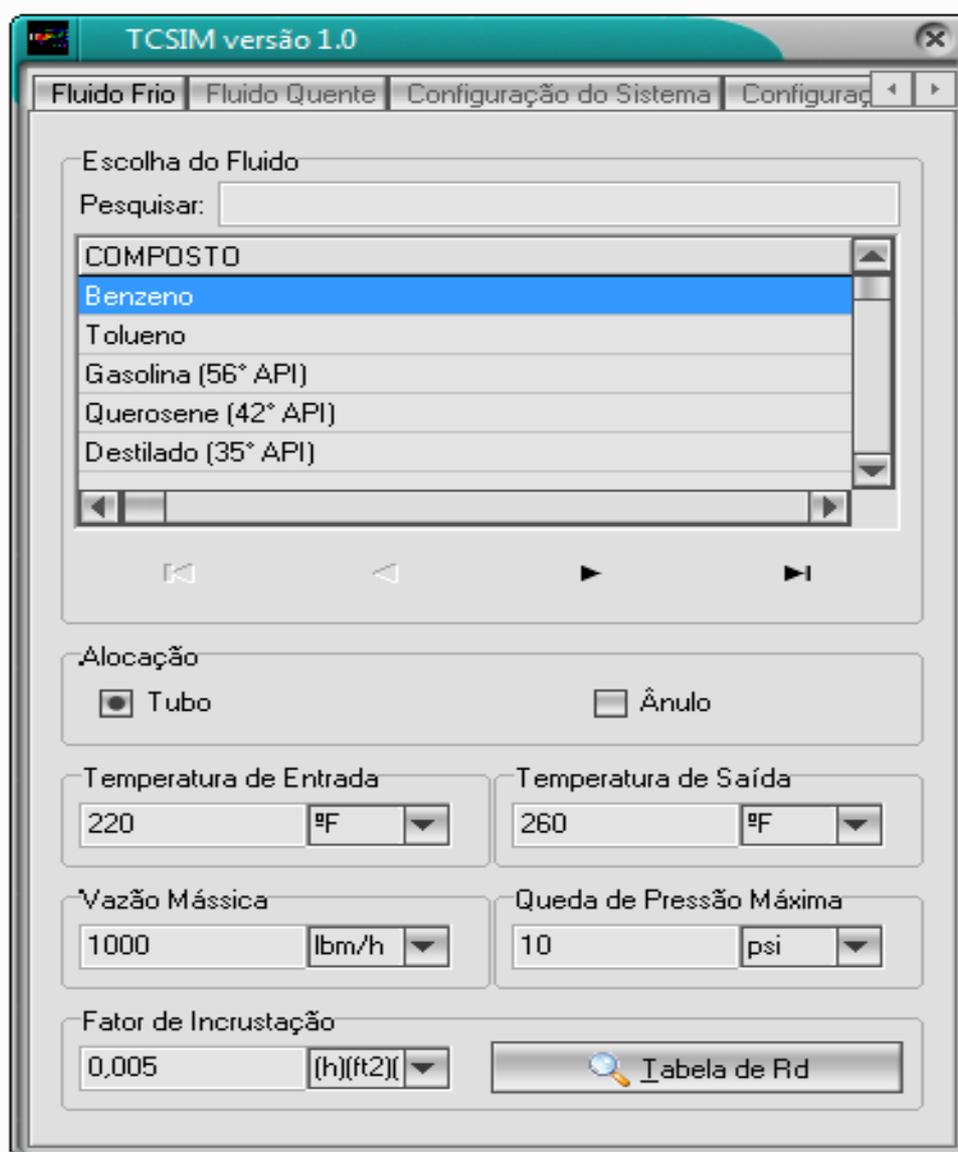


Figura 3.9 – Inserindo dados iniciais para a simulação.

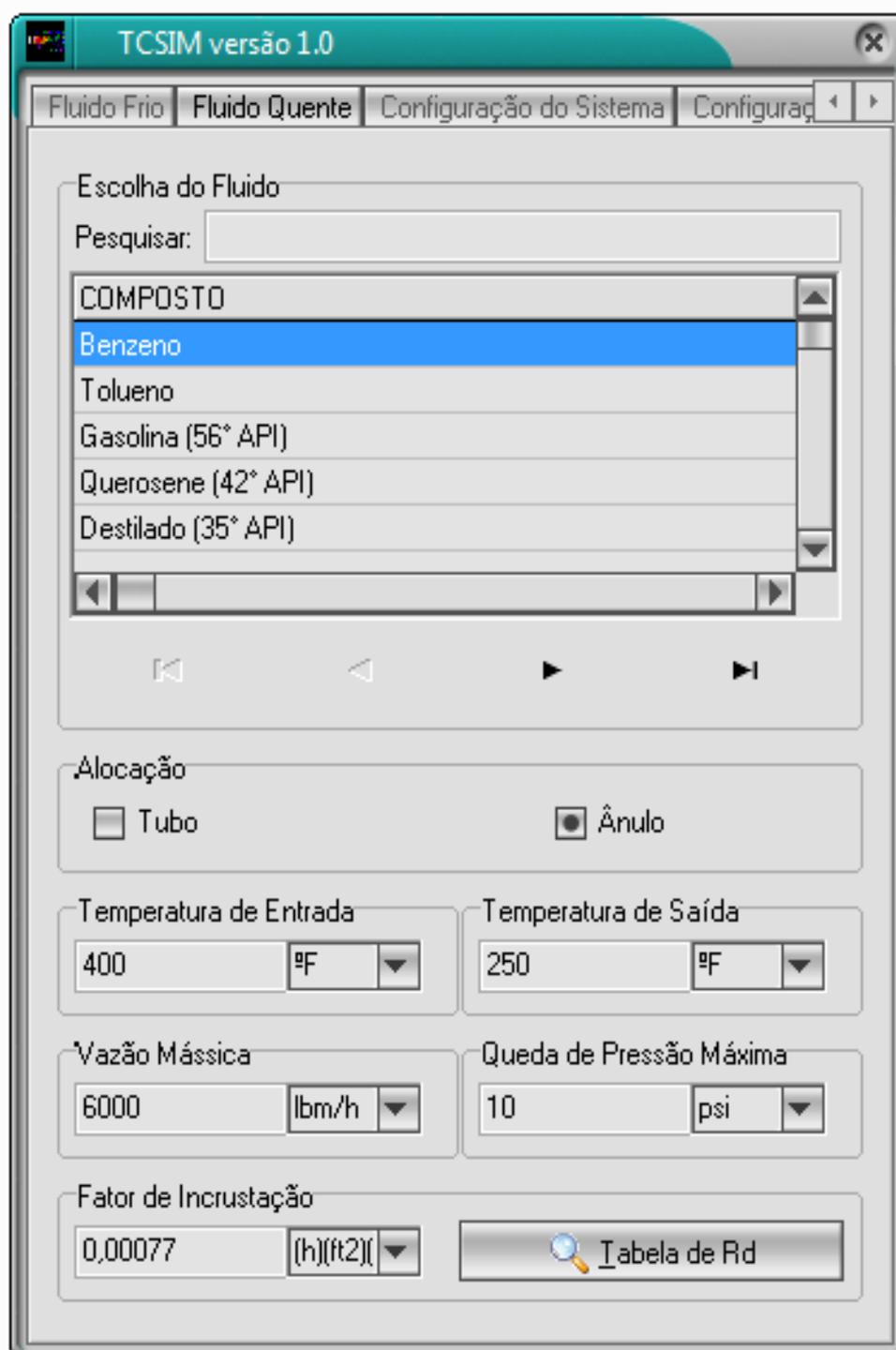


Figura 3.10 – Inserindo dados iniciais para a simulação.

Após inserir todos os dados iniciais referentes aos fluidos, o TCSIM mostrará a todas as informações e configurações escolhidas pelo usuário, antes de iniciar a simulação, como se observa na figura 3.11.

The screenshot shows the 'Configuração do Sistema' window in TCSIM version 1.0. It is divided into two sections: 'Fluido Frio' and 'Fluido Quente'. Each section contains input fields for Name, Molecular Formula, Inlet/Outlet Temperature, Mass Flow Rate, Maximum Pressure Drop, Fouling Factor, and Fluid Placement.

Parameter	Fluido Frio (Toluene)	Fluido Quente (Benzene)
Nome	Tolueno	Benzeno
Fórmula Molecular	C7H8	C6H6
Temperatura de Entrada	220 °F	400 °F
Temperatura de Saída	260 °F	250 °F
Vazão Mássica	1000 lbm/h	6000 lbm/h
Queda de Pressão Máxima	10 psi	10 psi
Fator de Incrustação	0,005 (h)(ft <sup>2</sup> )(°F)/BTU	0,00077 (h)(ft <sup>2</sup> )(°F)/BTU
Alocação do Fluido	Tubo	Ânulo

Figura 3.11 – Configuração escolhida pelo usuário.

Após a confirmação da configuração escolhida, o usuário deverá fornecer as especificações do trocador a ser analisado, como se observa na figura 3.12.

TCSIM versão 1.0

Configuração do Sistema | Configuração do Trocador

Padrão IPS do Tubo Interno

IPS	DE (in)	ESCALA	DI (in)
2	2,38	40	2,067
1 (1/4)	1,66	40	1,38
1/8	0,405	40	0,269

Padrão IPS do Tubo Externo

IPS	DE (in)	ESCALA	DI (in)
2	2,38	40	2,067
1 (1/4)	1,66	40	1,38
1/8	0,405	40	0,269

Dados do Grupo

Comprimento: 20 ft

Nº de Grampos: 6

Avaliar Performance

Figura 3.12 – Especificação do Trocador de Calor.

### III.2.4.3 – Mensagens de erro

Como já foi dito anteriormente, caso algum dado informado pelo usuário não tenha coerência física ou cause algum problema no decorrer da simulação, o Software acusa o erro e informa ao usuário como proceder. Algumas mensagens de erro podem ser observadas nas figuras 3.13, 3.14, 3.15, 3.16 e 3.17.

- ✓ Algum dado não foi especificado:

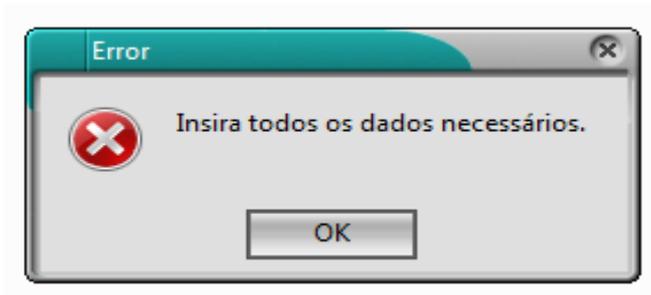


Figura 3.13 – Mensagem de erro no TCSIM.

- ✓ Valores negativos de Temperatura, Vazão, Fator de Incrustação e Queda de Pressão:

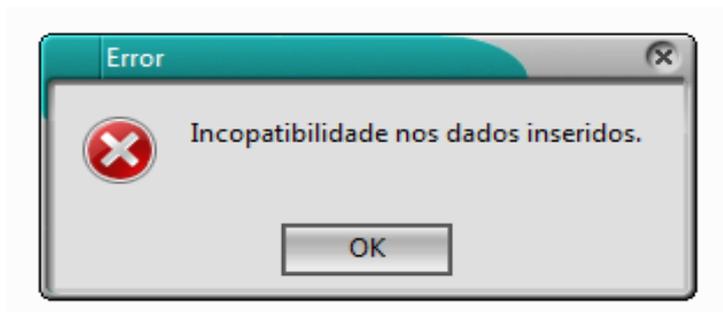


Figura 3.14 – Mensagem de erro no TCSIM.

- ✓ Tubo interno maior que tubo externo:

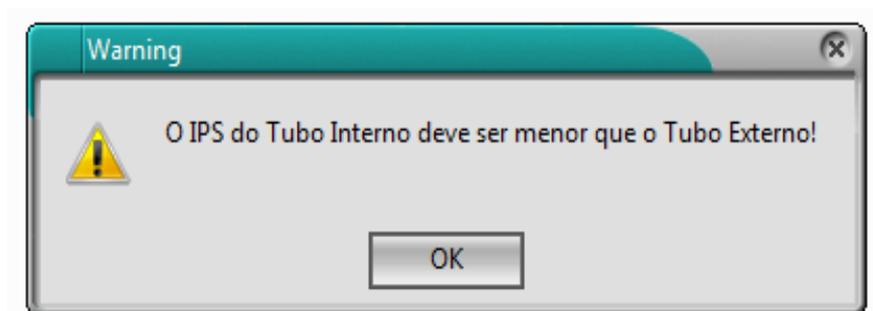


Figura 3.15 – Mensagem de erro no TCSIM.

✓ Temperatura de entrada do fluido frio maior do que a de saída do fluido frio:

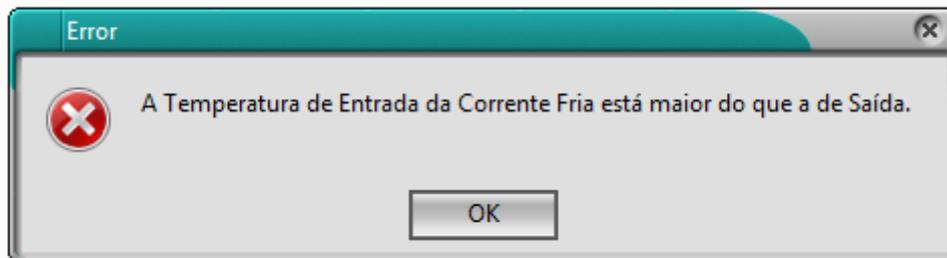


Figura 3.16 – Mensagem de erro no TCSIM.

✓ Temperatura de entrada do fluido quente menor do que a de saída do fluido quente:

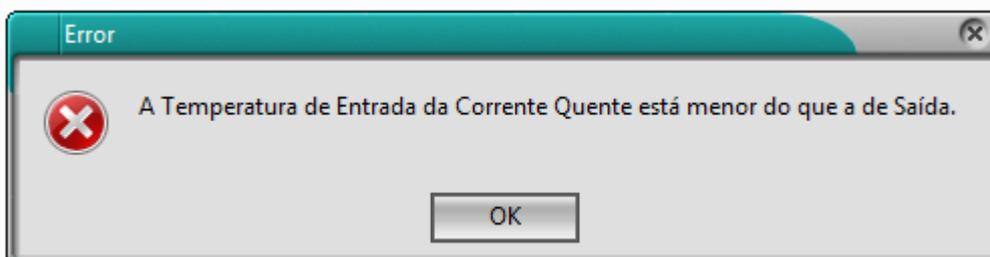


Figura 3.17 – Mensagem de erro no TCSIM.

#### III.2.4.4 – Convergência do balanço de energia

Para o procedimento de cálculo da quantidade de calor trocado no equipamento, é utilizada uma *procedure* presente na unidade de cálculo do TCSIM chamada de “BalançoEnergia”. Essa *procedure* calcula o balanço de energia da corrente quente e fria de acordo com a equação 2.2 desse trabalho. Teoricamente, espera-se, em uma condição ideal, que a quantidade de calor cedida pelo fluido quente seja igual à quantidade de calor recebida pelo fluido frio, porém, ao se tratar de cálculos reais, essa verificação não é estabelecida. No TCSIM, a convergência do balanço de energia do fluido quente e frio é realizado com o auxílio de uma *procedure* inserida na unidade de cálculo com o nome de “Convergir\_BE”, que realiza o processo iterativo até

que o erro não seja maior que a tolerância. Para essa rotina, é admitido um erro igual a  $1.10^0$  e tolerância igual a  $1.10^{-5}$

A *procedure* “Avaliar\_BE”, inserida na unidade cálculo, tem como objetivo, informar ao usuário, caso seja necessário, o não fechamento do balanço de energia pelas condições iniciais inseridas pelo mesmo, em outras palavras, quando o usuário fornecer os valores iniciais da simulação e a *procedure* “Avaliar\_BE” constatar que a diferença entre os dois balanços de energia seja inferior a 10% do valor médio deles, surgirá uma mensagem solicitando ao usuário qual variável inicial ele deseja manipular de modo a fechar o balanço de energia. Essa informação pode ser observada melhor pela figura 3.18.

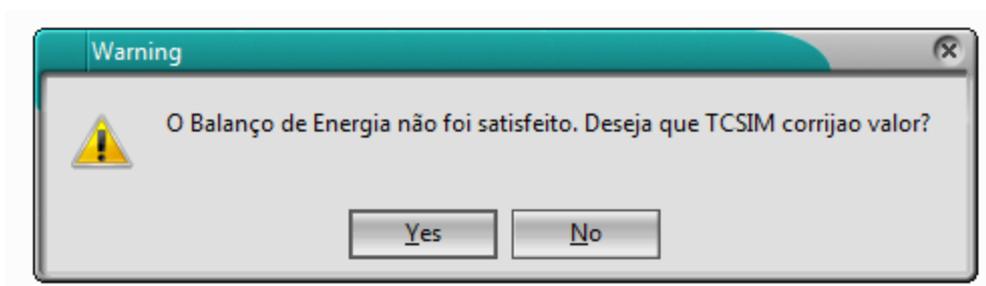


Figura 3.18 – Mensagem de aviso para correção do Balanço de Energia.

Caso o usuário escolha a opção “não”, os resultados obtidos para simulação poderá conter erros, pois, os balanços de energia estarão diferentes em, no mínimo, 10% do valor médio deles calculados pela equação 2.2.

Caso o usuário escolha a opção “sim”, o *software* solicita que escolha a variável a ser manipulada para convergir o balanço de energia, conforme mostra a figura 3.19.

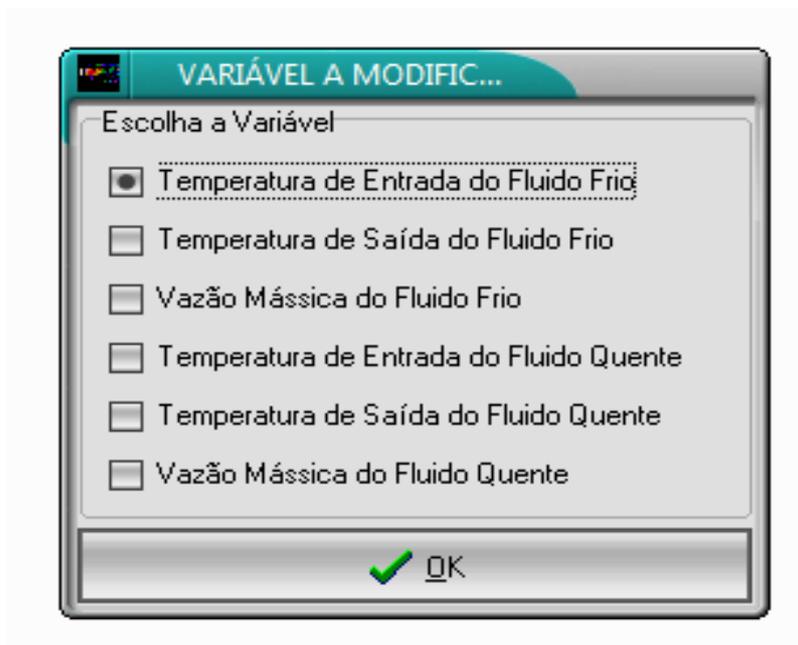


Figura 3.19 – Modificar variável para convergir balanço de energia.

#### III.2.4.5 – Cálculo das temperaturas calóricas

Partindo dos conceitos abordados no tópico II.1.4 desse trabalho, o procedimento de cálculo para as temperaturas calóricas das correntes é baseada na seguinte seqüência de eventos dentro do TCSIM:

✓ **Para o terminal frio:**

- Cálculo das propriedades físicas do fluido frio;
- Cálculo das propriedades físicas do fluido quente;
- Cálculo dos números adimensionais do tubo;
- Cálculo dos números adimensionais do ânulo;
- Cálculo dos coeficientes de película;
- Cálculo do coeficiente global de polimento.

✓ **Para o terminal quente:**

- Cálculo das propriedades físicas do fluido frio;
- Cálculo das propriedades físicas do fluido quente;
- Cálculo dos números adimensionais do tubo;
- Cálculo dos números adimensionais do ânulo;
- Cálculo dos coeficientes de película;
- Cálculo do coeficiente global de polimento.

✓ **Cálculo do Kc e Fc**

Após o cálculo dos coeficientes globais de polimento em ambos os terminais, calcula-se o Kc e Fc conforme equações 2.33 e 2.35 respectivamente. Em seguida, recorrem-se as equações 2.37 e 2.38 desse trabalho para o cálculo das temperaturas calóricas do fluido quente e frio respectivamente.

Para o cálculo das temperaturas calóricas são utilizadas no TCSIM as seguintes *procedures* expostas na unidade de cálculo do mesmo:

- *CalorEspecifico*: Calcula o calor específico do fluido de acordo com os parâmetros e equação salvos no banco de dados e temperatura informada.
- *Densidade*: calcula a densidade do fluido de acordo com os parâmetros e equação salvos no banco de dados e temperatura informada.
- *Viscosidade*: calcula a viscosidade do fluido de acordo com os parâmetros e equação salvos no banco de dados e temperatura informada.
- *CondutividadeTermica*: Calcula a condutividade térmica do fluido de acordo com os parâmetros e equação salvos no banco de dados e temperatura informada.
- *AreaAnulo*: Calcula a área de escoamento do ânulo de acordo com o diâmetro interno informado;
- *AreaTubo*: Calcula a área de escoamento do ânulo de acordo com os diâmetros interno e externo informados;
- *Calc\_FluxoMassico*: Calcula o fluxo mássico de acordo com a vazão mássica e área de escoamento informadas;

- CalcReynolds: Calcula o número de Reynolds de acordo com o diâmetro, viscosidade e fluxo mássico informados;
- CalcPrandtl: Calcula o número de Prandtl de acordo com o calor específico, viscosidade e condutividade informada;
- Nusselt: Calcula o número de Nusselt de acordo com o Reynolds, Prandtl e diâmetro informado;
- CoefPelicular: Calcula o coeficiente pelicular de acordo com o Nusselt, condutividade e diâmetro informado;
- CoeficientePolimento: Calcula o coeficiente global de polimento de acordo com os coeficientes peliculares informados;
- CoeficienteProjeto: Calcula o coeficiente global de projeto de acordo com os coeficientes de polimentos e fatores de incrustação informados;
- CalKc: Calcula o parâmetro  $K_c$  de acordo com os coeficientes de polimentos informados;
- CalFC: Calcula a fração calórica de acordo com as temperaturas de entradas e saída do fluido e parâmetro  $K_c$  informados;
- TemperaturaCalorica: Calcula as temperaturas calóricas de acordo com as temperaturas de entradas e saída do fluido e a fração calórica informada;

#### **III.2.4.6 – Cálculo da temperatura de parede**

O TCSIM após concluir o cálculo das temperaturas calóricas, parte para o cálculo da temperatura de parede com os mesmos conceitos e equações expostas na seção II.1.5 desse trabalho. Antes da inicialização do procedimento de cálculo para a temperatura de parede, todas as propriedades físicas (densidade, calor específico, condutividade e viscosidade), adimensionais (Reynolds, Prandtl, Nusselt), térmicas (balanços de energia, coeficientes de películas, globais de polimento e projeto) são reavaliadas nas temperaturas calóricas.

O cálculo da temperatura de parede pode assumir dois caminhos distintos:

- ✓ Quando o fluido quente está alocado no tubo e o fluido frio no anulo o procedimento de cálculo é baseado na equação 2.44 ou 2.45 desse trabalho.

✓ Quando o fluido quente está alocado no ânulo e o fluido frio no tubo o procedimento de cálculo é baseado na equação 2.42 ou 2.43.

Para o cálculo dessa propriedade, o TCSIM utiliza a seguinte *procedure* armazenada em sua unidade de cálculo:

➤ TemperaturaParede: Calcula a temperatura de parede de acordo com as temperaturas de entradas e saída dos fluidos e os coeficientes de películas informados.

Após o cálculo da temperatura de parede, todas as propriedades térmicas são reavaliadas, tais como: coeficientes de película, coeficiente global de polimento e coeficiente global de projeto.

### III.2.4.7 – Avaliação térmica do trocador de calor

A avaliação térmica é realizada mediante análise comparativa do fator de incrustação calculado pelo TCSIM com o fator de incrustação de projeto. Esse cálculo é realizado com auxílio da equação 2.63 exposta nesse trabalho. O valor de  $R_d$  (calculado) é referente ao balanço de energia encontrado pelas condições iniciais das correntes acrescidos das propriedades do trocador, já o  $R_d$  (projeto) é referente aos valores iniciais inserido pelo usuário.

Pela equação 2.59 desse trabalho  $U_D$  está sendo considerado, pelo TCSIM, como sendo igual à  $U_{ATUAL}$ . O coeficiente global atual é calculado da seguinte maneira:

$$U_{ATUAL} = \frac{Q_{Médio}}{A.MLDT} \quad (3.24)$$

Onde:

$Q_{Médio}$ : valor médio dos balanços de energia calculados pelas condições iniciais fornecida pelo usuário

A: área total de troca térmica

MLDT: média logarítmica das diferenças de temperatura

Sabe-se ainda que pela equação 2.62 desse trabalho, que,  $R_d$  (projeto) é uma função do coeficiente global de projeto atual e coeficiente global de polimento, ou seja:

$$R_d = \frac{U_c - U_{ATUAL}}{U_c \cdot U_{ATUAL}} \quad (3.25)$$

Com isso, pode-se calcular o valor real do fator de incrustação para determinada condição de operação fornecida inicialmente pelo usuário.

Para a avaliação térmica do trocador são utilizadas no TCSIM as seguintes *procedures* expostas na unidade de cálculo do mesmo:

- **BalancoEnergia:** Calcula os balanços de energia de acordo com os fluido selecionados, calores específicos nas temperaturas calóricas e vazões mássicas informadas;
- **CalcArea\_TrocaTermica:** Calcula total de troca térmica de acordo com o diâmetro externo do tubo e comprimento do grampo informados;
- **U\_Atual:** Calcula o coeficiente global de projeto atual de acordo com os balanços de energia e MLDT informados;
- **Cal\_FatordeIncrustacao:** Calcula o fator de incrustação atual de acordo com os coeficiente de polimento e projeto atual avaliados na temperatura calórica informados.

Se o valor do  $R_d$  (calculado) for maior do que o  $R_d$  (projeto), o trocador atende ao projeto térmico. Caso a condição citada acima não for satisfeita, o trocador de calor não atende o projeto térmico. Essa avaliação pode ser melhor ilustrada de acordo com o fluxograma da figura 3.20 abaixo.

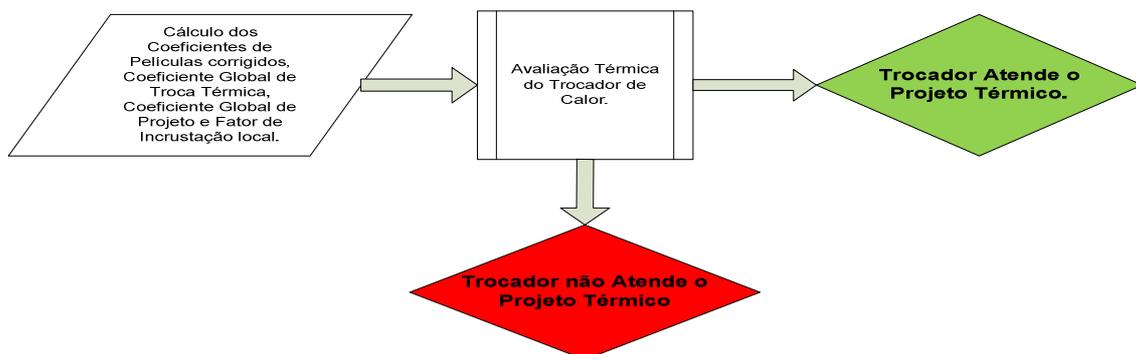


Figura 3.20 – Fluxograma da avaliação térmica no TCSIM.

Para algumas configurações do trocador, é possível que software encontre valores de coeficiente global de polimento menor do que o coeficiente global atual. Pela equação 3.25 desse trabalho, observa-se um valor para o fator de incrustação negativo nesses casos. O sentido físico desse resultado é explicado pelo fato de que para aquela configuração de trocador e valores iniciais fornecidos, o equipamento não irá conseguir realizar o processo térmico eficazmente, conseqüentemente, alguma temperatura final esperada não será alcançada. Para esses casos, o Software realiza a simulação e lança um aviso na tela conforme podemos observar afigura abaixo:

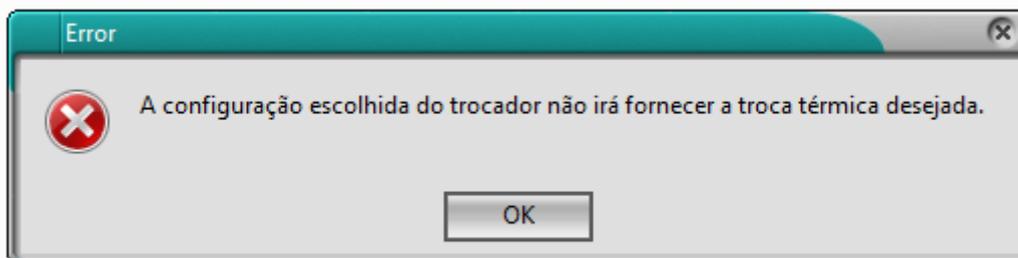


Figura 3.21 – Mensagem de erro para o cálculo do Rd negativo no TCSIM.

#### III.2.4.8 – Avaliação hidráulica do trocador de calor

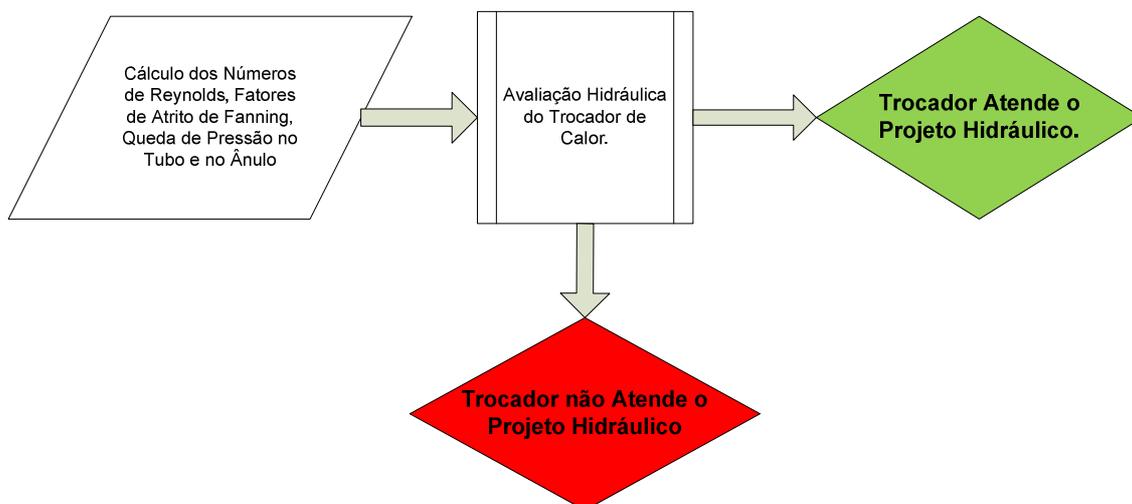
A análise hidráulica do trocador é realizada de maneira sintética. Se os valores de queda de pressão apresentados no tubo e ânulo forem maior do que os informados pelo usuário, o equipamento estará incapaz de realizar tal operação. O contrário também é verdadeiro. Todos conceitos e equações para cálculos de quedas de pressão inserido na rotina de cálculo do TCSIM versão 1.0, está explícito na seção II.2 desse trabalho.

Para a avaliação hidráulica do trocador são utilizadas no TCSIM as seguintes *procedures* expostas na unidade de cálculo do mesmo:

- FatordeAtrito: Calcula o fator de atrito de Fanning de acordo com o número de Reynolds avaliado na temperatura calórica informado;
- Dequivalente\_Anulo\_Deltap: Calcula o diâmetro equivalente para queda de pressão do ânulo de acordo com o diâmetro externo do tubo e diâmetro interno do ânulo informados;
- QuedaPressao\_Tubo: Calcula a queda de pressão no tubo de acordo com o fator de atrito, comprimento do grampo, vazão mássica, diâmetro interno, densidade do fluido e número de grampos informados;

➤ **QuedadePressao\_Anulo**: Calcula a queda de pressão no ânulo de acordo com o fator de atrito, comprimento do grampo, vazão mássica, diâmetro equivalente para queda de pressão, densidade do fluido e número de grampos informados.

Se os valores das quedas de pressões (calculadas) do tubo e ânulo forem menores do que as quedas de pressões máximas informadas pelo usuário, o trocador atende ao projeto hidráulico. Caso a condição citada acima não seja satisfeita, o trocador de calor não atende o projeto hidráulico. Essa avaliação pode ser melhor ilustrada de acordo com o fluxograma da figura 3.22 abaixo.



**Figura 3.22 – Mensagem de erro para o cálculo do  $R_d$  negativo no TCSIM.**

Para essa primeira versão do TCSIM, o intuito principal é apenas avaliar se o trocador de calor bitubular atenderá as condições de projeto referente aos dados iniciais fornecido pelo usuário. Pela estrutura do algoritmo do TCSIM versão 1.0, fica evidenciado a facilidade de implementação do cálculo de projeto e dimensionamento de trocadores de calor bitubulares que, possivelmente, será apresentada em sua próxima versão.

### III.2.4.9 – Resultados das simulações

Após finalizar a simulação, o software apresenta ao usuário interfaces com todas as informações contidas no decorrer do processo de troca térmica do equipamento. Basicamente, todas as informações calculadas na simulação podem ser observadas nas

telas de impressões de resultados do TCSIM conforme mostrado nas figuras 3.23, 3.24, 3.25, 3.26, 3.27 e 3.28.

Tubo Interno		
Temperatura Calórica	98,2144	°F
Temperatura Média	100,0000	°F
Coefficiente Pelicular	268,2324	BTU/(h).(ft2).(°F/ft)

Tubo Externo		
Temperatura Calórica	127,3216	°F
Temperatura Média	130,0000	°F
Coefficiente Pelicular	308,3701	BTU/(h).(ft2).(°F/ft)

Demais Dados		
MLDT	28,8539	°F
Temperatura de Parede	113,7971	°F
Balanço de Energia	164824,4802	BTU/h
Coefficiente Global Limpo	143,3468	BTU/(h).(ft2).(°F/ft)
Coefficiente Global de Projeto	107,8041	BTU/(h).(ft2).(°F/ft)
Rd Calculado	0,00215	(h).(ft2).(°F/ft)/BTU
Rd de Projeto	0,00230	(h).(ft2).(°F/ft)/BTU

**TROCADOR NÃO SATISFAZ PROJETO TÉRMICO**

← Voltar
Relatório

Figura 3.22 – Resultados da Avaliação Térmica no TCSIM.

Tubo Interno	
Regime	Turbulento
Fator de Atrito de Fanning	0,0049
Queda de Pressão Calculada	5,07086 psi
Queda de Pressão Máxima	10,00000 psi

Tubo Externo	
Regime	Turbulento
Fator de Atrito de Fanning	0,0090
Queda de Pressão Calculada	2,35265 psi
Queda de Pressão Máxima	10,00000 psi

**TROCADOR SATISFAZ PROJETO HIDRÁULICO**

[Voltar](#) [Relatório](#)

Figura 3.23 – Resultados da Avaliação Hidráulica no TCSIM.

The screenshot shows a software window titled "Resultados" (Results) with a tabbed interface. The active tab is "Propriedades na Temperatura Média" (Properties at Average Temperature). The window is divided into two sections: "Fluido Frio" (Cold Fluid) and "Fluido Quente" (Hot Fluid). Each section contains a list of properties with their values and units. At the bottom, there are two buttons: "Voltar" (Back) and "Relatório" (Report).

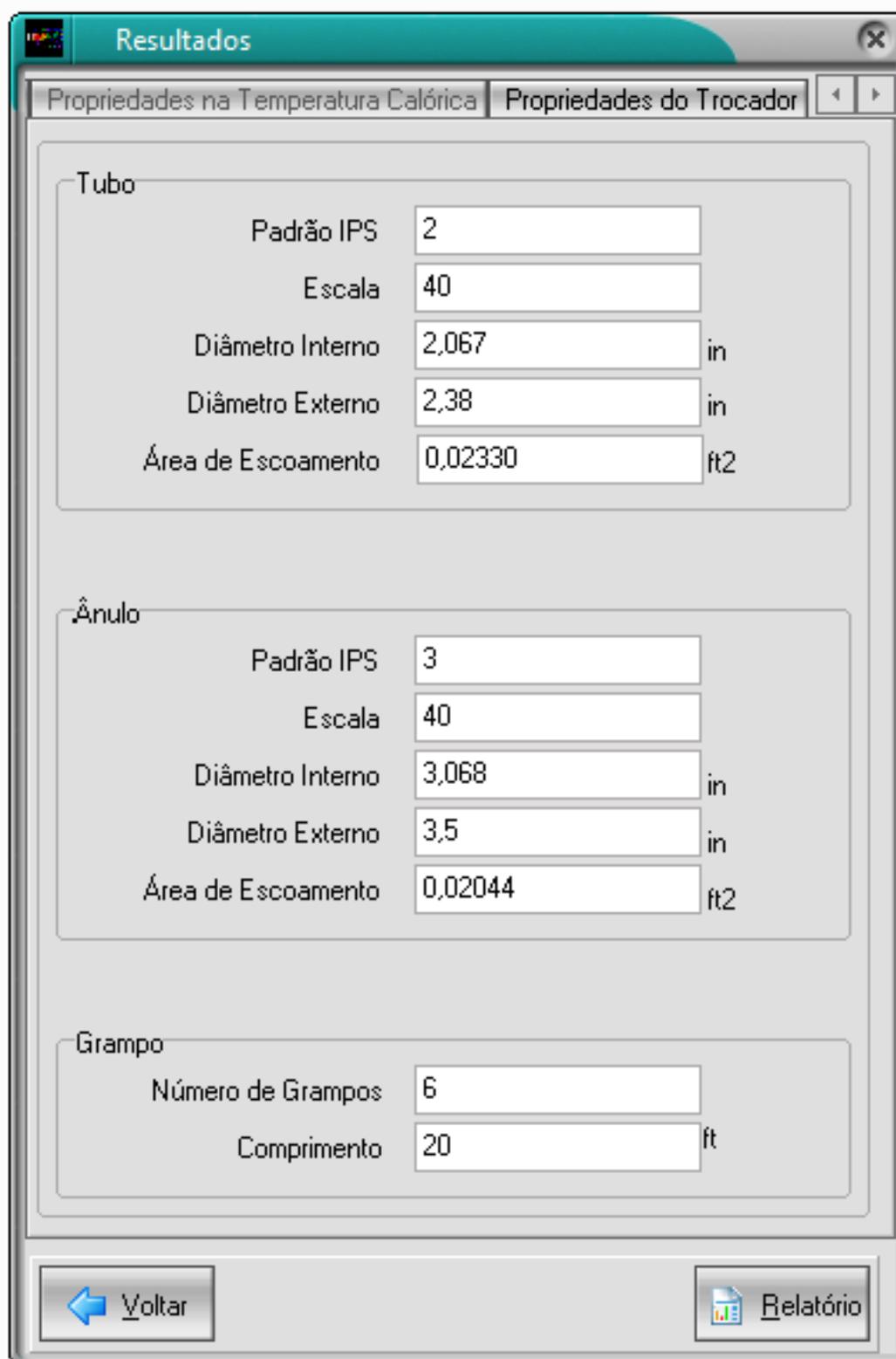
Propriedade	Valor	Unidade
<b>Fluido Frio</b>		
Calor Específico	0,51881	BTU/lb°F
Condutividade Térmica	0,08761	BTU/(h.ft.°F)
Densidade	42,85180	lbm/ft <sup>3</sup>
Viscosidade	0,61766	lb/ft.h
Nº de Reynolds	273814,88875	
Nº de Prandtl	3,65770	
Nº de Nusselt	931,20774	
<b>Fluido Quente</b>		
Calor Específico	0,59709	BTU/lb°F
Condutividade Térmica	0,07599	BTU/(h.ft.°F)
Densidade	46,94097	lbm/ft <sup>3</sup>
Viscosidade	3,60753	lb/ft.h
Nº de Reynolds	10677,16748	
Nº de Prandtl	28,34570	
Nº de Nusselt	137,48096	

Figura 3.24 - Resultados do cálculo das propriedades na temperatura média no TCSIM.

The screenshot shows a software window titled 'Resultados' with two tabs: 'Propriedades na Temperatura Calórica' (selected) and 'Propriedades do Trocador'. The window is divided into two sections: 'Fluido Frio' and 'Fluido Quente'. Each section contains a list of properties with their values and units. At the bottom, there are two buttons: 'Voltar' (Back) and 'Relatório' (Report).

Propriedade	Valor	Unidade
<b>Fluido Frio</b>		
Calor Específico	0,5167	BTU/lb°F
Condutividade Térmica	0,0877	BTU/(h.ft.°F)
Densidade	43,0171	lbm/ft <sup>3</sup>
Viscosidade	0,6326	lb/ft.h
Nº de Reynolds	267359,2672	
Nº de Prandtl	3,7265	
Nº de Nusselt	919,2978	
<b>Fluido Quente</b>		
Calor Específico	0,5847	BTU/lb°F
Condutividade Térmica	0,0763	BTU/(h.ft.°F)
Densidade	47,4724	lbm/ft <sup>3</sup>
Viscosidade	3,7647	lb/ft.h
Nº de Reynolds	10231,3885	
Nº de Prandtl	28,8527	
Nº de Nusselt	133,6570	

Figura 3.25 - Resultados do cálculo das propriedades na temperatura calórica no TCSIM.



**Resultados**

Propriedades na Temperatura Calórica | Propriedades do Trocador

**Tubo**

Padrão IPS	2
Escala	40
Diâmetro Interno	2,067 in
Diâmetro Externo	2,38 in
Área de Escoamento	0,02330 ft <sup>2</sup>

**Ânulo**

Padrão IPS	3
Escala	40
Diâmetro Interno	3,068 in
Diâmetro Externo	3,5 in
Área de Escoamento	0,02044 ft <sup>2</sup>

**Grampo**

Número de Grampos	6
Comprimento	20 ft

[Voltar](#) [Relatório](#)

Figura 3.26 - Resultados do cálculo das propriedades do trocador no TCSIM.

Todos os resultados expostos na seção III.2.10 podem ser transferidos para um relatório (.pdf). O usuário ainda tem a opção da escolha do sistema de unidade a serem impressos os resultados, como se pode observar na figura 3.27 abaixo.

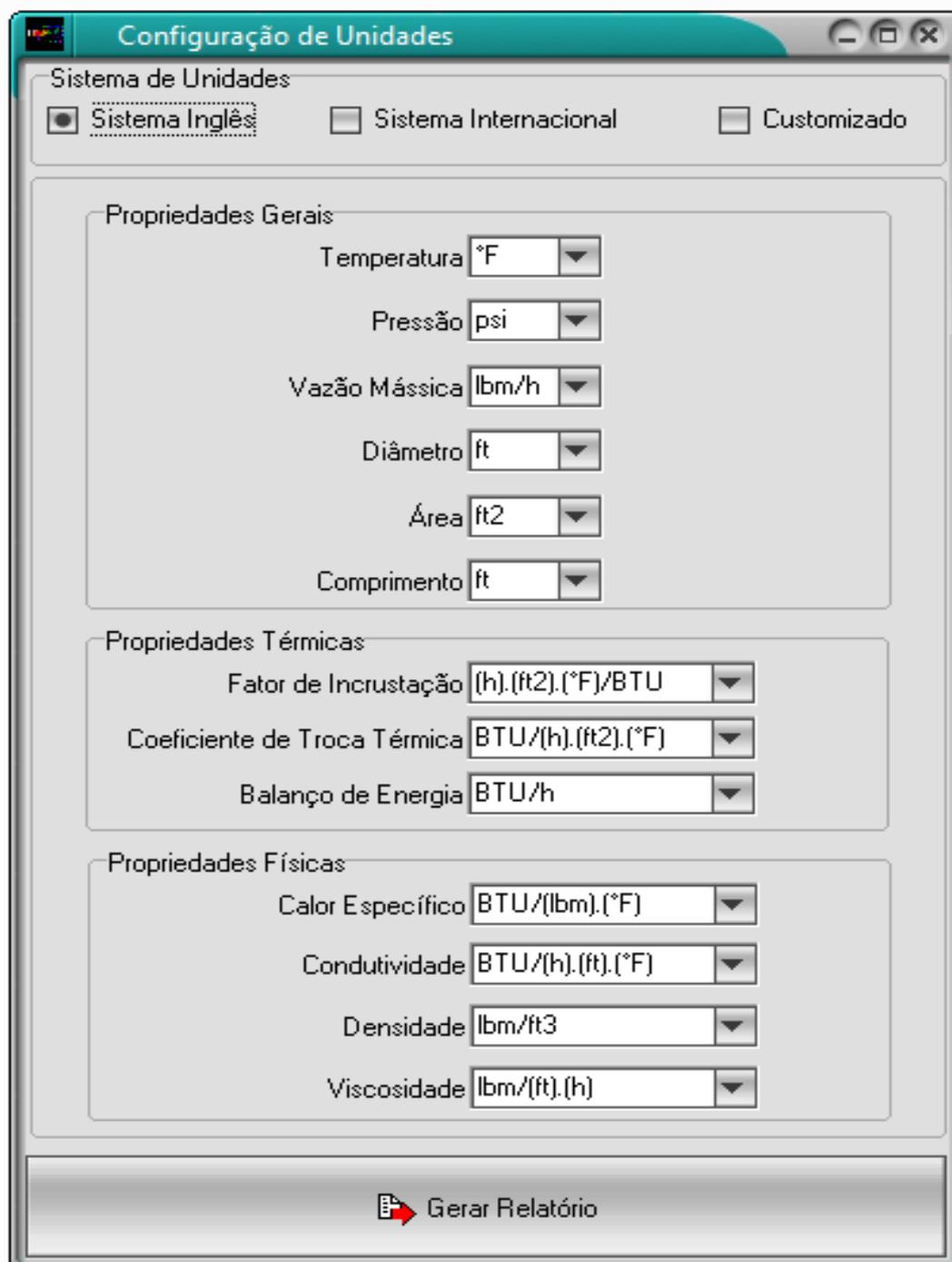


Figura 3.27 – Geração de Relatório no TCSIM.

## Capítulo IV: Estudo de caso

### IV.1 – Validação do TCSIM versão 1.0

Na elaboração de qualquer *software* comercial ou educativo, é sempre necessária a constatação da coerência e exatidão nos resultados obtidos pelo mesmo. Essa verificação é conhecida comumente como “teste de mesa”, em outras palavras, a garantia que o TCSIM esteja funcionando corretamente é, obviamente, simulando-o e comparando-o com resultados reais. Com esse intuito, essa seção mostrará algumas simulações realizadas pelo TCSIM, de modo a verificar sua confiabilidade. Por se tratar de sua primeira versão, o *software* pode apresentar, ainda, algumas falhas em sua rotina de cálculo que irão ser identificadas e corrigidas ao longo de seu uso e ajustadas em um futuro trabalho.

#### IV.1.1 – Simulação 01: Resfriamento de tolueno utilizando benzeno

A tabela 4.1 mostra os principais parâmetros de projeto do trocador que irá simular o resfriamento da corrente de Tolueno líquido utilizando uma corrente de benzeno também líquido.

**Tabela 4.1 – Dados gerais do trocador de calor para a 1ª simulação (Kern, 1980)**

Parâmetro	Valor
Diâmetro interno do tubo interno (D)	0,115 (ft)
Diâmetro externo do tubo interno (D1)	0,138 (ft)
Diâmetro interno do tubo externo (D2)	0,1725 (ft)
Área de escoamento interna (Ai)	0,0104 (ft <sup>2</sup> )
Área de escoamento externa (Ae)	0,0762 (ft <sup>2</sup> )
Área de troca térmica (At)	50,5 (ft <sup>2</sup> )
Comprimento do Tubo (L)	20 (ft)
Número de Tubos (n)	3
Coefficiente global de troca térmica sujo de projeto (Ud)	111 (BTU/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F))
Fator de incrustação de projeto (Rd)	0,0023 ((h)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(BTU))

Para as condições de projeto exposta acima, os dados iniciais apresentados na tabela 4.2 foram admitidos considerando a corrente de tolueno localizada no tubo externo.

**Tabela 4.2 – Condições iniciais para projeto do trocador (Kern, 1980).**

Fluido	Te (°F)	Ts (°F)	Vazão mássica (lb/h)	Rd ((h)(ft <sup>2</sup> )(°F)/(BTU))	Deltap (psi)
Benzeno	80	120	9820	0,001	10
Tolueno	160	100	6330	0,001	10

Essa simulação mostrará o comportamento das principais propriedades da corrente de tolueno no trocador com a variação de alguma variável inicial do processo. Para esse caso específico, as propriedades iniciais que irão variar serão a vazão mássica e a temperatura de saída da corrente de tolueno. Ao final da simulação, a condição de projeto será avaliada de modo a comparar os resultados com os valores reais de projeto, como se pode ver na tabela 4.3, 4.4, 4.5 e 4.6 abaixo.

**Tabela 4.3 – Resultados das propriedades térmica da corrente de Tolueno.**

Simulação	Te (°F)	Ts (°F)	W (lb/h)	Tmédia (°F)	Tcalórica (°F)	Tparede (°F)	Q (Btu/h)
01	160	92,79	5850	126,39	122,71	110,69	167377,5
02	160	93,38	5900	126,69	123,09	110,95	167376,4
03	160	93,96	5950	126,98	123,47	111,21	167377,1
04	160	94,53	6000	127,26	123,83	111,46	167377,9
05	160	98,05	6330	129,03	126,08	113,06	167376,9
06	160	101,58	6700	130,79	128,32	114,73	167377,9
07	160	104,16	7000	132,08	129,94	115,99	167376,6
08	160	111,32	8000	135,66	134,38	119,67	167736,7
09	160	116,85	9000	138,42	137,74	122,74	167376,2
10	160	121,25	10000	140,63	140,37	125,34	167374,8

**Tabela 4.4 – Resultados das propriedades físicas da corrente de Tolueno.**

Simulação	CpMED (Btu/lb°F)	CpCAL (Btu/lb°F)	KMED (Btu/(h)(ft)(°F))	KCAL (Btu/(h)(ft)(°F))	μMED (lb/ft.h)	μCAL (lb/ft.h)	ρMED (lb/ft <sup>3</sup> )	ρCAL (lb/ft <sup>3</sup> )
01	0,426	0,424	0,0734	0,0737	0,972	0,993	52,38	52,5
02	0,426	0,424	0,0734	0,0737	0,970	0,991	52,37	52,49
03	0,426	0,424	0,0734	0,0737	0,968	0,989	52,36	52,47
04	0,426	0,425	0,0734	0,0736	0,967	0,986	52,35	52,46
05	0,427	0,426	0,0732	0,0735	0,957	0,973	52,29	52,39
06	0,428	0,427	0,0730	0,733	0,947	0,961	52,23	52,31
07	0,428	0,427	0,0730	0,0732	0,940	0,952	52,19	52,26
08	0,430	0,429	0,0727	0,0728	0,921	0,928	52,07	52,11
09	0,431	0,431	0,0725	0,0726	0,907	0,911	51,98	52,00
10	0,432	0,432	0,0723	0,0724	0,896	0,897	51,90	51,91

Tabela 4.5 – Resultados da avaliação de performance do trocador.

Simulação	Uc Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	Ud Btu/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F)	Rd (h)(ft <sup>2</sup> )(°F)/Btu	Deltap <sub>TUBO</sub> (psi)	Deltap <sub>ÂNULO</sub> (psi)	Avaliação Térmica	Avaliação Hidráulica
01	138,29	97,74	0,0002	3,30	7,19	NÃO ATENDE	ATENDE
02	138,81	98,00	0,0004	3,30	7,30	NÃO ATENDE	ATENDE
03	139,33	98,26	0,0005	3,30	7,42	NÃO ATENDE	ATENDE
04	139,85	98,52	0,0007	3,30	7,53	NÃO ATENDE	ATENDE
05	143,12	100,13	0,0016	3,30	8,29	NÃO ATENDE	ATENDE
06	146,56	101,80	0,0025	3,30	9,19	ATENDE	ATENDE
07	149,19	103,06	0,0031	3,30	9,96	ATENDE	ATENDE
08	157,01	106,76	0,0047	3,30	12,71	ATENDE	NÃO ATENDE
09	163,83	109,84	0,0059	3,30	15,77	ATENDE	NÃO ATENDE
10	169,72	112,46	0,0068	3,30	19,15	ATENDE	NÃO ATENDE

Como a condição inicial de projeto da corrente de benzeno não foi modificada no decorrer da simulação, suas propriedades pouco diferem ao longo de todas as dez avaliações realizadas. Com isso, o comportamento da corrente de benzeno pode ser verificado na tabela 4.6 abaixo.

Tabela 4.6 – Resultados para a corrente de Benzeno.

Simulação	Tcalórica (°F)	Cp <sub>CAL</sub> (Btu/lb°F)	K <sub>CAL</sub> (Btu/(h)(ft)(°F)	μ <sub>CAL</sub> (lb/ft.h)	ρ <sub>CAL</sub> (lb/ft <sup>3</sup> )
01	97,81	0,425	0,0825	1,26	53,74
02	97,84	0,425	0,0825	1,26	53,73
03	97,87	0,425	0,0825	1,26	53,73
04	97,9	0,425	0,0825	1,26	53,73
05	98,1	0,425	0,0825	1,25	53,73
06	98,31	0,425	0,0825	1,25	53,72
07	98,47	0,426	0,0825	1,25	53,71
08	98,95	0,426	0,0824	1,25	53,7
09	99,37	0,426	0,0824	1,24	53,68
10	99,74	0,426	0,0824	1,24	53,67

#### IV.1.1.1 – Resultados do TCSIM x Resultados reais (Simulação 01)

Tabela 4.7 – Comparação dos resultados.

Propriedade	TCSIM versão 1.0	Real (Kern)	% Erro
Ts do Tolueno (°F)	98,05	100	1,95
MLDT (°F)	27,59	28,8	4,2
Tc do Benzeno (°F)	99,74	NÃO DEFINIDO	-----
Tc do Tolueno (°F)	126,08	NÃO DEFINIDO	-----
Tp do Trocador (°F)	113,06	NÃO DEFINIDO	-----
Cp <sub>MED</sub> do Benzeno (Btu/lb°F)	0,426	0,425	0,23
Cp <sub>MED</sub> do Tolueno (Btu/lb°F)	0,427	0,44	2,95
Cp <sub>CAL</sub> do Benzeno (Btu/lb°F)	0,426	NÃO DEFINIDO	-----
Cp <sub>CAL</sub> do Tolueno (Btu/lb°F)	0,426	NÃO DEFINIDO	-----
k <sub>MED</sub> do Benzeno (Btu/(h)(ft)(°F))	0,0824	0,091	9,45
k <sub>MED</sub> do Tolueno (Btu/(h)(ft)(°F))	0,0732	0,085	13,88
k <sub>CAL</sub> do Benzeno (Btu/(h)(ft)(°F))	0,0824	NÃO DEFINIDO	-----
k <sub>CAL</sub> do Tolueno (Btu/(h)(ft)(°F))	0,0735	NÃO DEFINIDO	-----
μ <sub>MED</sub> do Benzeno (lb/ft.h)	1,237	1,21	2,23
μ <sub>MED</sub> do Tolueno (lb/ft.h)	0,957	0,99	3,33
μ <sub>CAL</sub> do Benzeno (lb/ft.h)	1,240	NÃO DEFINIDO	-----
μ <sub>CAL</sub> do Tolueno (lb/ft.h)	0,953	NÃO DEFINIDO	-----
ρ <sub>MED</sub> do Benzeno (lb/ft <sup>3</sup> )	53,66	55,0	2,44
ρ <sub>MED</sub> do Tolueno (lb/ft <sup>3</sup> )	52,29	54,3	3,7
ρ <sub>CAL</sub> do Benzeno (lb/ft <sup>3</sup> )	53,67	NÃO DEFINIDO	-----
ρ <sub>CAL</sub> do Tolueno (lb/ft <sup>3</sup> )	52,39	NÃO DEFINIDO	-----
ho do Ânulo (BTU/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F))	307,47	323	4,81
hio do Tubo (BTU/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F))	267,55	276	3,06

<b>Uc (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	143,12	149	3,95
<b>Ud (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	100,13	111	9,79
<b>Rd ((h)(ft<sup>2</sup>)(°F)/(BTU))</b>	0,0016	0,0023	30,43
<b>Deltap do Tubo (psi)</b>	3,3	3,2	3,12
<b>Deltap do Ânulo (psi)</b>	8,29	9,2	9,89

#### IV.1.1.2 – Comentários da simulação 01

È fácil observar no processo de resfriamento de tolueno utilizando benzeno com as configurações do trocador acima, conforme mostrado na simulação 01, a coerência nos resultados encontrados pelo TCSIM. Embora não se tenha dados experimentais de todas as dez “corridas” do simulador, pode-se assegurar confiança nos resultados como observado na tabela 4.8 desse trabalho, que mostra os resultados obtidos pela simulação das condições iniciais de projeto do trocador de calor (“corrida 05). Observam-se erros apreciáveis na ordem de até 30% em algumas variáveis, pois, pelos dados fornecidos por Kern (1980), algumas considerações são feitas para projeto, tais como: temperaturas calóricas iguais as temperaturas médias das correntes e desprezo do efeito da temperatura de parede no equipamento. Tais simplificações influenciam diretamente na estimativa das propriedades físicas, cálculos dos coeficientes de película, coeficientes globais de projeto e fator de incrustação, como foram demonstrados no capítulo II desse trabalho.

Para simulações de hidrocarbonetos e substâncias puras que possuam suas propriedades físicas bem definidas na literatura, pode-se afirmar que o *software* TCSIM versão 1.0 apresenta bons resultados.

#### IV.1.2 – Simulação 02: Resfriamento do óleo bruto 34°API utilizando gasolina 56°API

A tabela 4.9 mostra os principais parâmetros de projeto do trocador que irá simular o resfriamento da corrente de óleo bruto 34°API líquido utilizando uma corrente de gasolina 56°API também líquido. O trocador de calor exposto para essa simulação foi dimensionado pelos alunos do curso de Engenharia Química – UFC, em maio de 2009, no decorrer do curso da disciplina de Operações Unitárias II.

**Tabela 4.8 – Dados gerais do trocador de calor para a 2ª simulação**

Parâmetro	Valor
Diâmetro interno do tubo interno (D)	0,1725 (ft)
Diâmetro externo do tubo interno (D1)	0,1983 (ft)
Diâmetro interno do tubo externo (D2)	0,2557 (ft)
Área de escoamento interna (Ai)	0,023264 (ft <sup>2</sup> )
Área de escoamento externa (Ae)	0,020347 (ft <sup>2</sup> )
Área de troca térmica (At)	149,28 (ft <sup>2</sup> )
Comprimento do Tubo (L)	20 (ft)
Número de Tubos (n)	6
Coefficiente global de troca térmica sujo de projeto (Ud)	50,658 (BTU/(h)(ft <sup>2</sup> )(°F))
Fator de incrustação de projeto (Rd)	0,00577 ((h)(ft <sup>2</sup> )(°F))/(BTU)

Para as condições de projeto exposta acima, os dados iniciais apresentados na tabela 4.8 foram admitidos considerando a corrente de gasolina localizada no tubo interno.

**Tabela 4.9 – Condições iniciais para projeto do trocador (Kern, 1980).**

Fluido	Te (°F)	Ts (°F)	Vazão mássica (lb/h)	Rd ((h)(ft <sup>2</sup> )(°F))/(BTU)	Deltap (psi)
Gasolina	220	260	22880	0,002	10
Óleo	400	250	6000	0,002	10

Essa simulação mostrará o comportamento das principais propriedades da corrente de gasolina 56°API no trocador com a variação de alguma variável inicial do processo. Para esse caso em específico, as propriedades iniciais que irão variar serão a vazão mássica e a temperatura de saída da corrente de gasolina. Ao final da simulação, a condição de projeto será avaliada de modo a comparar os resultados com os valores reais de projeto, como se pode ver na tabela 4.11, 4.12, 4.13 e 4.14 abaixo.

Tabela 4.10 – Resultados das propriedades térmica da corrente de Gasolina 56°API.

Simulação	Te (°F)	Ts (°F)	W (lb/h)	Tmédia (°F)	Tcalórica (°F)	Tparede (°F)	Q (Btu/h)
01	220	288,56	15000	254,28	246,64	259,51	537379,9
02	220	280,64	17000	250,32	242,94	255,29	537379,5
03	220	274,36	19000	247,18	240,07	251,87	537380,7
04	220	270,45	20500	245,22	238,31	249,7	537382,3
05	220	265,43	22880	242,71	236,11	246,89	537381,7
06	220	264,09	23500	242,05	235,53	246,14	537380,6
07	220	256,44	28500	238,22	232,28	241,76	537377,9
08	220	252	32500	236	230,46	239,17	537377,5
09	220	248,53	36500	234,26	229,08	237,13	537378,5
10	220	246,05	40000	233,03	238,11	235,66	537377,2

Tabela 4.11 – Resultados das propriedades físicas da corrente de Gasolina 56°API.

Simulação	CpMED (Btu/lb°F)	CpCAL (Btu/lb°F)	KMED (Btu/(h)(ft)(°F))	KCAL (Btu/(h)(ft)(°F))	μMED (lb/ft.h)	μCAL (lb/ft.h)	ρMED (lb/ft³)	ρCAL (lb/ft³)
01	0,523	0,52	0,0874	0,0876	0,593	0,609	42,56	42,75
02	0,521	0,519	0,0875	0,0876	0,601	0,617	42,66	42,84
03	0,52	0,518	0,0875	0,0876	0,608	0,623	42,74	42,92
04	0,52	0,517	0,0876	0,0877	0,612	0,627	42,79	42,96
05	0,519	0,517	0,0876	0,0877	0,617	0,632	42,85	43,02
06	0,519	0,517	0,0876	0,0877	0,619	0,634	42,87	43,03
07	0,517	0,516	0,0877	0,0878	0,628	0,641	42,96	43,11
08	0,517	0,515	0,0877	0,0878	0,633	0,646	43,02	43,16
09	0,516	0,514	0,0877	0,0878	0,637	0,649	43,06	43,19
10	0,516	0,514	0,0878	0,0878	0,64	0,652	43,09	43,22

Tabela 4.12 – Resultados da avaliação de performance do trocador.

Simulação	Uc Btu/(h)(ft²)(°F)	Ud Btu/(h)(ft²)(°F)	Rd (h)(ft²)(°F)/Btu	Deltap <sub>TUBO</sub> (psi)	Deltap <sub>ANULO</sub> (psi)	Avaliação Térmica	Avaliação Hidráulica
01	61,7	45,5	0,0011	2,3	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
02	62,81	46,1	0,0021	2,91	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
03	63,75	46,61	0,0029	3,58	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
04	64,36	46,93	0,0034	4,13	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
05	65,19	47,37	0,004	5,04	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
06	65,42	47,49	0,0042	5,33	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
07	66,78	48,21	0,0052	7,67	2,35	NÃO ATENDE	ATENDE
08	67,64	48,65	0,0058	9,82	2,35	ATENDE	ATENDE
09	68,34	49,02	0,0062	12,24	2,35	ATENDE	NÃO ATENDE
10	68,87	49,28	0,0066	14,55	2,35	ATENDE	NÃO ATENDE

Como as condições iniciais de projeto foram mantidas para a corrente de óleo, suas propriedades físicas não irão variar com relação a temperatura média. Desta forma, o comportamento da corrente de benzeno pode ser verificado na tabela 4.13 abaixo.

**Tabela 4.13 – Resultados para a corrente de Óleo Bruto 34° API.**

Simulação	Tcalórica (°F)	Cp <sub>CAL</sub> (Btu/lb°F)	K <sub>CAL</sub> (Btu/(h)(ft)(°F))	μ <sub>CAL</sub> (lb/ft.h)	ρ <sub>CAL</sub> (lb/ft <sup>3</sup> )
01	308,29	0,588	0,0762	3,74	47,35
02	306,74	0,587	0,0762	3,74	47,38
03	305,38	0,586	0,0763	3,76	47,42
04	304,46	0,585	0,0763	3,76	47,44
05	303,18	0,585	0,0763	3,76	47,47
06	302,82	0,585	0,0763	3,77	47,48
07	300,55	0,583	0,0763	3,77	47,54
08	299,04	0,582	0,0763	3,78	47,57
09	297,73	0,582	0,0764	3,78	47,6
10	296,72	0,581	0,0764	3,78	47,63

#### IV.1.2.1 – Resultados do TCSIM x Resultados reais (Simulação 02)

**Tabela 4.14 – Comparação dos resultados.**

Propriedade	TCSIM versão 1.0	Real (Alunos – UFC)	% Erro
Ts da Gasolina (°F)	265,43	260	2,05
MLDT (°F)	69,67	71,46	2,57
Tc do Óleo (°F)	303,18	305,5	0,77
Tc da Gasolina (°F)	236,11	234,8	0,55
Tp do Trocador (°F)	246,89	251,94	2,05
Cp <sub>MED</sub> da Gasolina (Btu/lb°F)	0,519	0,605	16,57
Cp <sub>MED</sub> do Óleo (Btu/lb°F)	0,597	0,6	0,5
Cp <sub>CAL</sub> da Gasolina (Btu/lb°F)	0,517	0,6	16,05
Cp <sub>CAL</sub> do Óleo (Btu/lb°F)	0,585	0,59	0,85
k <sub>MED</sub> da Gasolina (Btu/(h)(ft)(°F))	0,0876	0,0845	3,54
k <sub>MED</sub> do Óleo (Btu/(h)(ft)(°F))	0,076	0,072	5,26

<b><math>k_{CAL}</math> da Gasolina (Btu/(h)(ft)(°F))</b>	0,0877	0,084	4,22
<b><math>k_{CAL}</math> do Óleo (Btu/(h)(ft)(°F))</b>	0,0763	0,073	4,33
<b><math>\mu_{MED}</math> da Gasolina (lb/ft.h)</b>	0,617	0,629	1,94
<b><math>\mu_{MED}</math> do Óleo (lb/ft.h)</b>	3,61	1,77	50,97
<b><math>\mu_{CAL}</math> da Gasolina (lb/ft.h)</b>	0,632	0,653	3,32
<b><math>\mu_{CAL}</math> do Óleo (lb/ft.h)</b>	3,76	1,94	48,4
<b><math>\rho_{MED}</math> da Gasolina (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	42,85	42,5	0,82
<b><math>\rho_{MED}</math> do Óleo (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	46,94	46,86	0,17
<b><math>\rho_{CAL}</math> da Gasolina (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	43,02	42,5	1,21
<b><math>\rho_{CAL}</math> do Óleo (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	47,47	47,5	0,06
<b>ho do Ânulo (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	77,69	94,48	21,61
<b>hio do Tubo (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	405,74	295,16	27,25
<b>Uc (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	65,19	71,57	9,79
<b>Ud (BTU/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F))</b>	47,37	50,66	6,95
<b>Rd ((h)(ft<sup>2</sup>)(°F))/(BTU)</b>	0,00405	0,00577	42,47
<b>Deltap do Tubo (psi)</b>	5,04	2,59	48,61
<b>Deltap do Ânulo (psi)</b>	2,35	2,44	3,83

#### IV.1.2.2 – Comentários da simulação 02

A simulação 02 foi utilizada exatamente para notificar, ainda, uma das limitações que o TCSIM versão 1.0 apresenta. Ao tratar-se com fluidos de petróleo, ficou evidenciado a dificuldade da estimativa de suas propriedades físicas no tópico III.2.3 desse trabalho. Pelos resultados obtidos na simulação 02 encontradas na tabela 4.14, observa-se o grande desvio quando se compara as propriedades físicas dos fluidos, em especial, da corrente quente (óleo 34°API). Tais diferenças implicam, diretamente, nas propriedades daquela corrente no trocador do trocador.

Para a viscosidade, por exemplo, testou-se vários polinômios característicos para a representação dessa propriedade, porém, a que se ajustou melhor foi a curva polinomial de 3° ordem como pode ser observada no anexo A.1 desse trabalho.

Ao analisarmos a simulação 05 (condições de projeto), observa-se que para a vazão mássica de projeto da corrente fria encontra-se uma temperatura que chega a ser, aproximadamente, 5°F acima do valor esperado, acarretando mais a frente em erros significativos das propriedades físicas dessa corrente.

Considerando que os resultados encontrados em sala de aula sejam tomados como reais de fato, desprezando qualquer erro manual na coleta e cálculos dos resultados apresentados na tabela 4.14, podemos concluir que o software TCSIM versão 1.0 ainda não apresenta bons resultados para simulações de frações de petróleo.

Para sanar os problemas das propriedades físicas das frações de petróleo, deverão ser tomados, da literatura, dados experimentais de todas as frações de petróleo para que a partir disso, se possam estimar correlações mais confiáveis.

## Capítulo V: Conclusões

O software TCSIM versão 1.0 foi uma iniciativa ousada na criação de uma ferramenta computacional para, inicialmente, auxiliar no aprendizado dos fenômenos de troca térmica, em especial, ao estudo de trocadores de calor. Embora exista a necessidade da otimização de algumas rotinas de cálculo, o software consegue abordar com clareza o sentido real das simulações de trocadores de calor bitubulares e informa resultados confiáveis para hidrocarbonetos e substâncias puras com propriedades físicas bem definidas na literatura científica.

A validação dos resultados calculados pelo TCSIM, não foi o ideal dentre todas as possibilidades existentes. Para um processo rigoroso de validação seria necessária uma comparação com outro simulador já validado ou então, confrontar os valores calculados pelo TCSIM versão 1.0 com valores experimentais da referida simulação, ou seja, modificar as condições operacionais em um trocador real com as mesmas configurações apresentadas na tabela 4.1 e 4.10 desse trabalho, por exemplo.

Quanto aos resultados, pode-se citar que ainda existe a necessidade de otimização, principalmente, nas correlações envolvendo as frações de petróleo conforme abordado no tópico IV.1.2.2. Para os demais fluidos existentes no seu banco de dados, pode-se esperar resultados razoáveis como os que foram encontrados na seção IV.1.1.

A nível didático percebe-se o quão intuitivo é o software para manuseá-lo. A intenção do autor além de facilitar o aprendizado da operação unitária que rege o equipamento, também foi elaborar o software em uma linguagem computacional bastante utilizada por alunos de graduação em Engenharia Química afim de que os mesmos possam, futuramente, manuseá-lo livremente e implementar, corrigir e sugerir modificações, haja vista o código será disponível para download no site oficial do DEQ-UFC.

### **Sugestões para Trabalhos Futuros**

1. Construção de gráficos representativos das propriedades físicas e térmicas em função do comprimento do trocador de calor.
2. Otimizar as rotinas de cálculos que ainda possuam grandes desvio dos resultados esperados.
3. Desenvolver todo o procedimento de cálculo para análise de desempenho de trocadores multitubulares pelo método Kern.
4. Implementar a opção de projeto de trocadores bitubulares e multitubulares pelo método Kern.
5. Implementação computacional de outras metodologias de cálculo.
6. Aumento do poder visual do software.

## Referências Bibliográficas

ASSENHAIMER, C., *Estudo da Troca Térmica de um Trocador de Calor da Petroquímica de Triunfo*. Trabalho Final de Curso. 2005. Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

BEAL, C.; *The viscosity of air, water, natural gas, crude oil and its associated gases at oil field temperature and pressures*, Trans. AIME, vol. 165 pp. 94-112, 1946.

BELL, K. J.; *Heat Exchanger Design Handbook*, Ed. Hemisphere Publishing Corporation, cap. 3.1.2-Types of Heat Exchanger, USA, 1983.

CARTAXO, S. J. M.; *Simulação Orientada ao Objeto do Transporte Pneumático*. Tese de Doutorado, 2000, Faculdade de Engenharia Química, Campinas – SP.

COLBURN, A. P.; *Mean Temperature Difference and Heat Transfer Coefficient in Liquid Heat Exchanger*, Ind. Eng. Chem., vol. 25, pp. 873-877, 1933.

DREW, T. B., KOO, R. C., Mc ADAMS, W. H.; *The friction factors for clean round pipe*, Trans AICHE, vol. 28, pp. 56-72, 1932.

FERNANDES, F. A. N., RODRIGUES, S., LONA, L. M. F.; *HES Educacional*, 1999.  
GLASO, O.; *Generalized pressure-volume-temperature correlations*, Journal of Petroleum Technology, vol. 32, pp. 785-795, 1980.

GUY, A. R.; *Heat Exchanger Design Handbook*, Ed. Hemisphere Publishing Corporation, cap. 3.2.2-Applications of Double-Pipe Heat Exchangers, USA, 1983.  
KARTOATMOD, F., SCHMIDT, Z.; *Large Data Bank Improves Crude Oil Physical Property Correlations*, Oil & Gas J., pp. 51-55, 1994.

KERN, D.Q., *Processos de Transmissão de Calor*, 1980, Ed. Guanabara Koogan S. A., Rio de Janeiro.

KUPPAN, T., *Heat Exchanger Design Handbook*, 2000, Ed. Marcel Dekker, New York, U.S.A.

KRAHE, R., VIELMO, H. A., *Criação de Novas Ferramentas para Simulação de Sistemas Térmicos*. In: MercoFrio - Congresso de Ar Condicionado, Refrigeração,

Aquecimento e Ventilação do Mercosul, 2004, Curitiba, PR. Anais do MercoFrio 2004. Curitiba, PR : ASBRAV, 2004.

LEOG, K. C., TOH, K. C., LEONG, Y. C.; *Shell and Tube Heat Exchanger Design Software for Educational Applications\**, *Int. J. Engng*, vol. 14, pp. 217-224, 1998.

LUNA, F. M. T., PONTES FILHO, A. A., CAVALCANTE, C. A.; *HTProject - Projeto de Trocadores de Calor*, 2003.

NASERI, A., NIKAZAR, M., MOUSAVI DEHGHANI, S. A.; *A correlation approach for prediction of crude oil viscosities*, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, vol. 47, pp. 163-174, 2005.

PERRY, R. H., BENSCHOW, L. R., BEIMESCH, W. E., et al., *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 1999, Ed. McGraw-Hill Book Company, New York, U.S.A.

REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M., POLING, B. E.; *The Properties of Gases & Liquids*, 1987, Ed. McGraw-Hill Book Company, New York, U.S.A.

SATARIN, M., MODARRESI, H., BAYAT, M., TEYMORI, M.; *New Viscosity Correlation for dead Crude Oils*, *Petroleum & Coal*, vol 49, pp. 33-39, 2007.

SIEDER, E. N., TATE, F. E.; *Heat Transfer and Pressure Drop in Tubes*, *Ind. Eng. Chem.*, vol. 28, pp. 1429-1436, 1936.

WILSON, R. E., Mc ADAMS, W. H., SELTZER, M.; *Flow of Fluid Through Commercial Pipe Lines*, *Ind. Eng. Chem.*, vol. 14, pp. 105-119, 1922.

## Apêndice A: Propriedades físicas das frações de petróleo

### A.1.1 – Calor específico

Gasolina (56° API):

**Tabela A.1: Dados de Calor Específico da Gasolina (56° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).**

Temperatura (K)	Cp (J/Kg.K)
273,15	1892,524
323,15	2005,573
373,15	2131,183
423,15	2256,793
473,15	2369,842
523,15	2487,078
573,15	2604,314
623,15	2729,924
673,15	2855,534

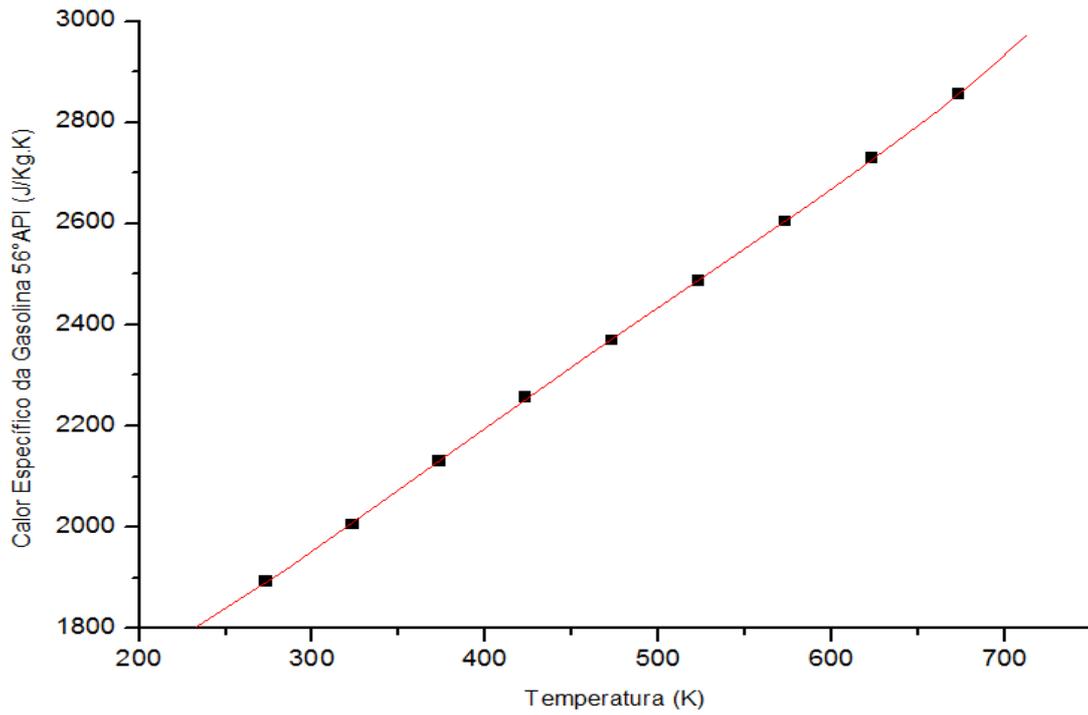


Figura A.1 – Comportamento do Cp da Gasolina (56° API) em função da Temperatura.

Querosene (42° API):

Tabela A.2: Dados de Calor Específico do Querosene (42° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	Cp (J/Kg.K)
273,15	1808,784
323,15	1917,646
373,15	2026,508
423,15	2152,118
473,15	2277,728
523,15	2399,151
573,15	2487,078
623,15	2629,436
673,15	2738,298

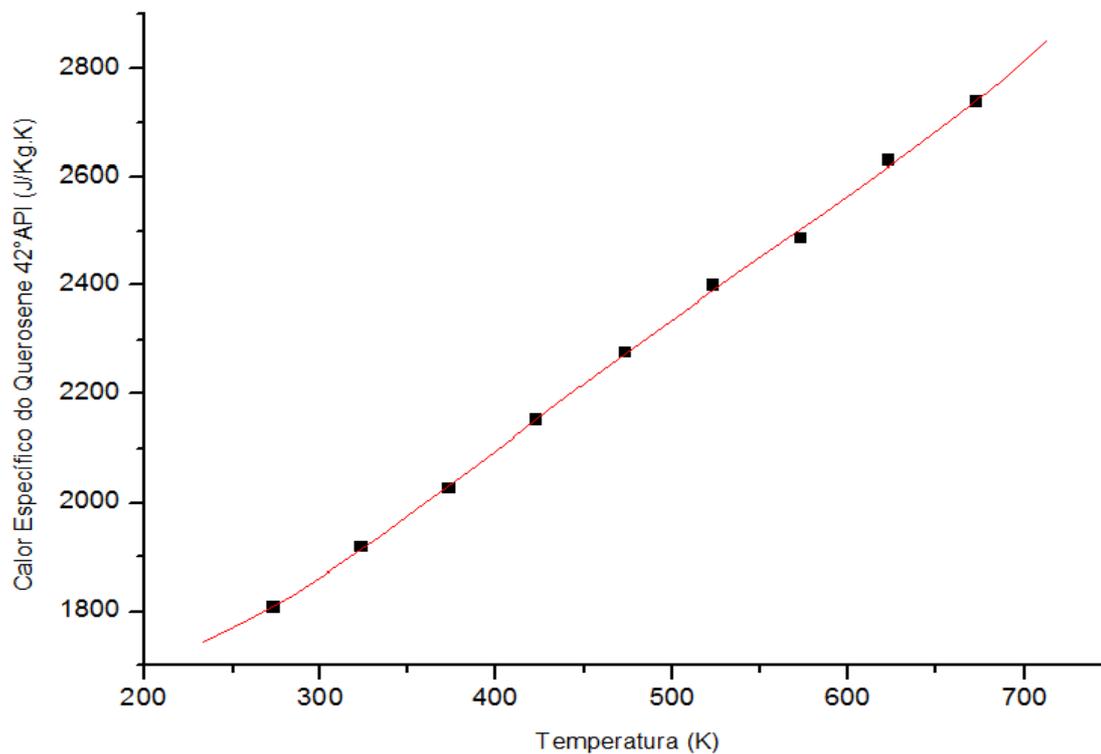


Figura A.2 – Comportamento do Cp do Querosene (42° API) em função da Temperatura.

Destilado (35° API):

Tabela A.3: Dados de Calor Específico do Destilado (35° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	Cp (J/Kg.K)
273,15	1758,54
323,15	1873,6825
373,15	1923,02
423,15	2093,5
473,15	2219,11
523,15	2344,72
573,15	2449,395
623,15	2564,5375
673,15	2679,68

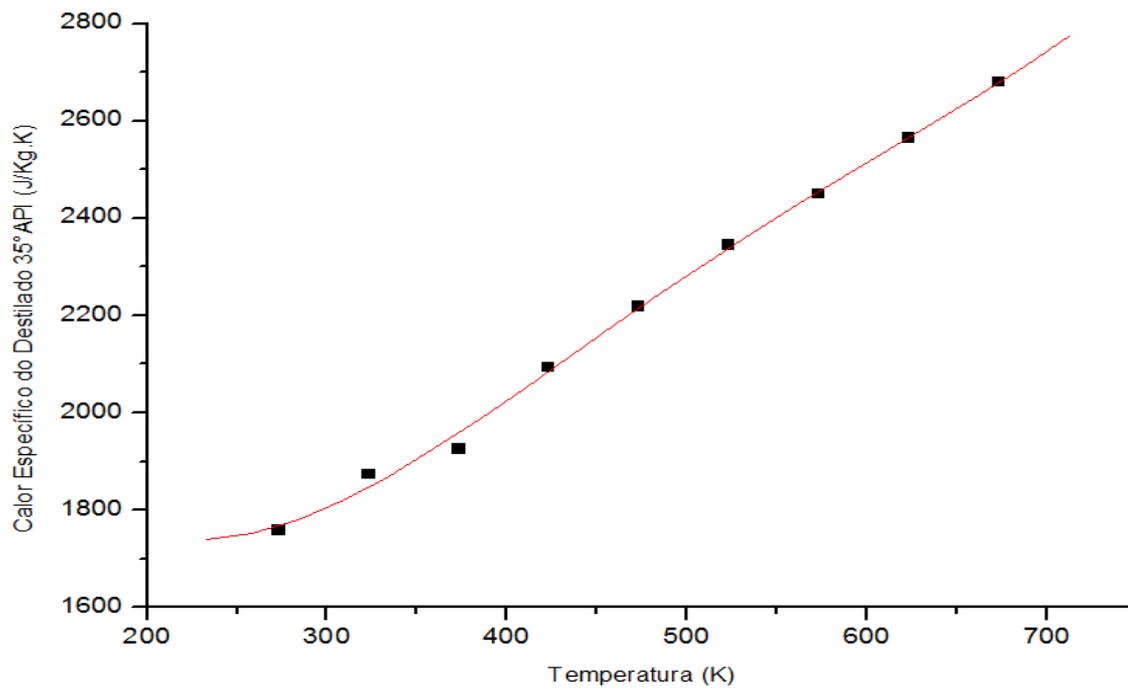


Figura A.3 – Comportamento do Cp do Destilado (35° API) em função da Temperatura.

Óleo Bruto (34° API):

Tabela A.4: Dados de Calor Específico do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	Cp (J/Kg.K)
273,15	1842,28
323,15	2030,7
373,15	2240,05
423,15	2449,4
473,15	2658,75
523,15	2868,1
573,15	3077,45
623,15	3223,99
673,15	3307,73

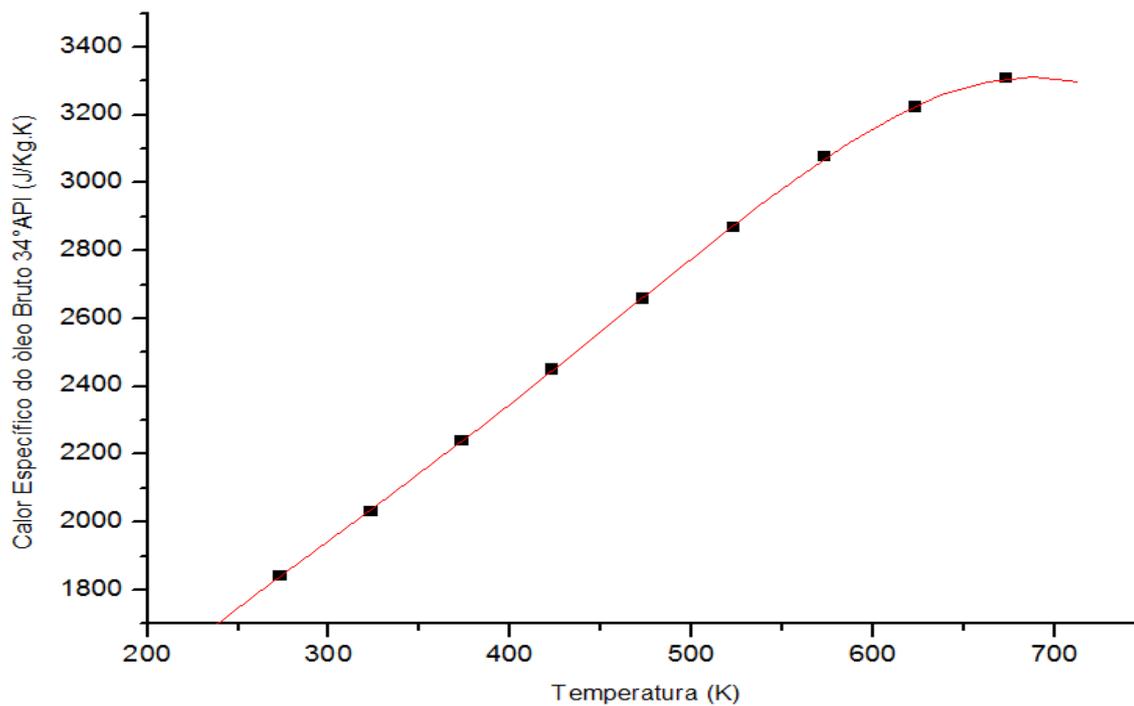


Figura A.4 – Comportamento do Cp do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura.

Gasóleo (28° API):

Tabela A.5: Dados de Calor Específico do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	Cp (J/Kg.K)
273,15	1699,922
323,15	1825,532
373,15	1934,394
423,15	2034,882
473,15	2160,492
523,15	2281,915
573,15	2403,338
623,15	2491,265
673,15	2616,875

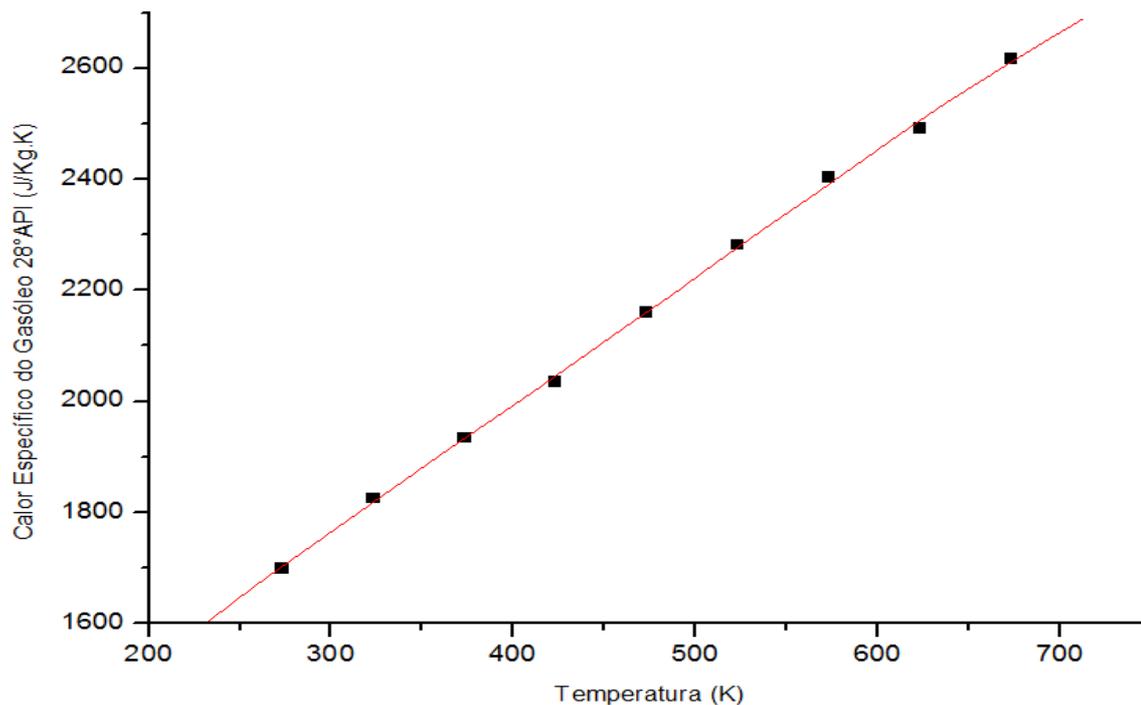


Figura A.5 – Comportamento do Cp do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura.

## A.1.2 – Condutividade térmica

Gasolina (56° API):

Tabela A.6: Dados de Condutividade Térmica da Gasolina (56° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	k (W/m.K)
273,15	0,1566555
323,15	0,1547514
373,15	0,152328
423,15	0,149905
473,15	0,148174
523,15	0,14575
573,15	0,143499
623,15	0,141249

673,15	0,138653
--------	----------

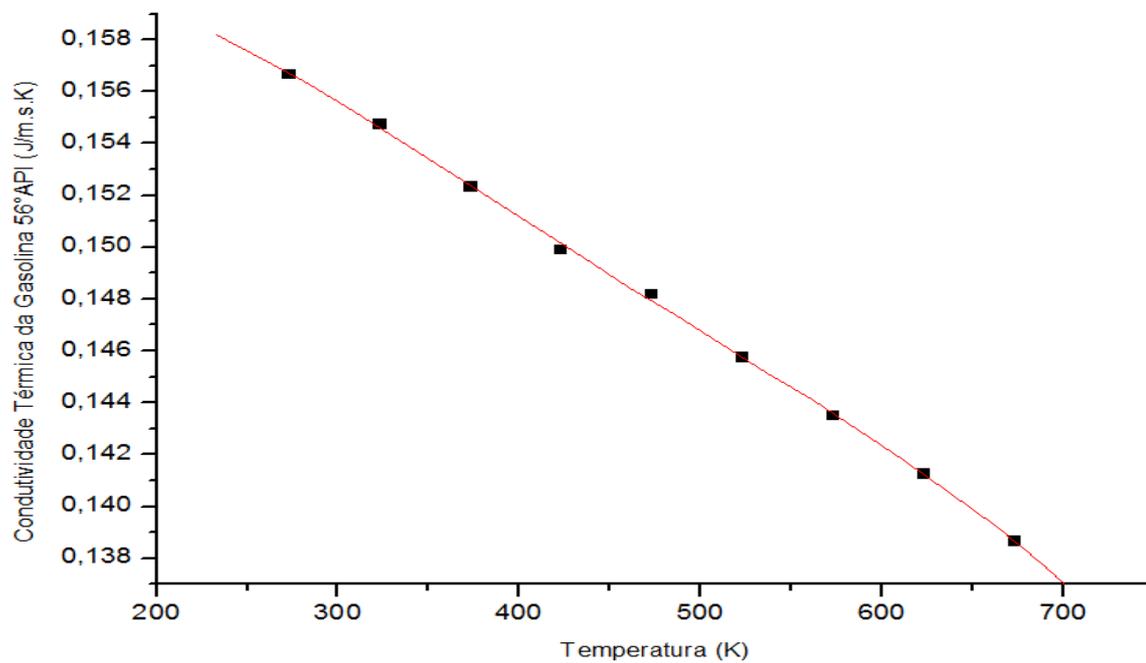


Figura A.6 – Comportamento do k da Gasolina (56° API) em função da Temperatura.

Querosene (42° API):

Tabela A.7: Dados de Condutividade Térmica do Querosene (42° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	k (W/m.K)
273,15	0,145058
323,15	0,142801
373,15	0,141077
423,15	0,13848
473,15	0,136401
523,15	0,134672
573,15	0,132422
623,15	0,130448
673,15	0,127748

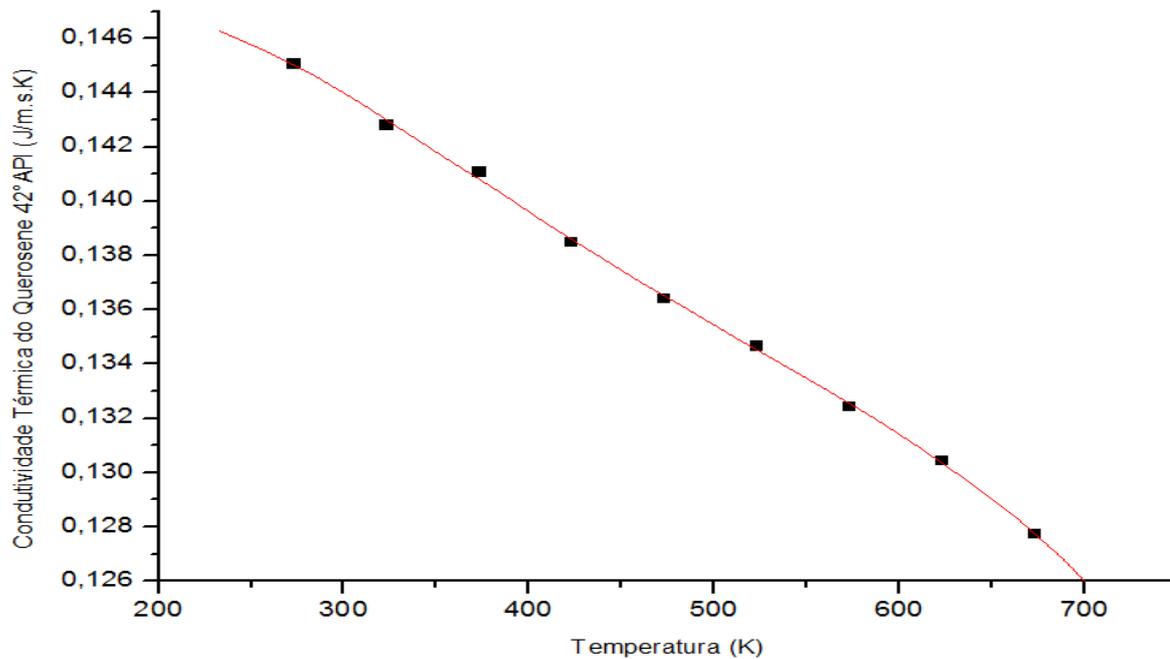


Figura A.7 – Comportamento do k do Querosene (42° API) em função da Temperatura.

Destilado (35° API):

Tabela A.8: Dados de Condutividade Térmica do Destilado (35° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	k (W/m.K)
273,15	0,13848
323,15	0,136749
373,15	0,135018
423,15	0,132422
473,15	0,130691
523,15	0,12896
573,15	0,126363
623,15	0,124632
673,15	0,122901

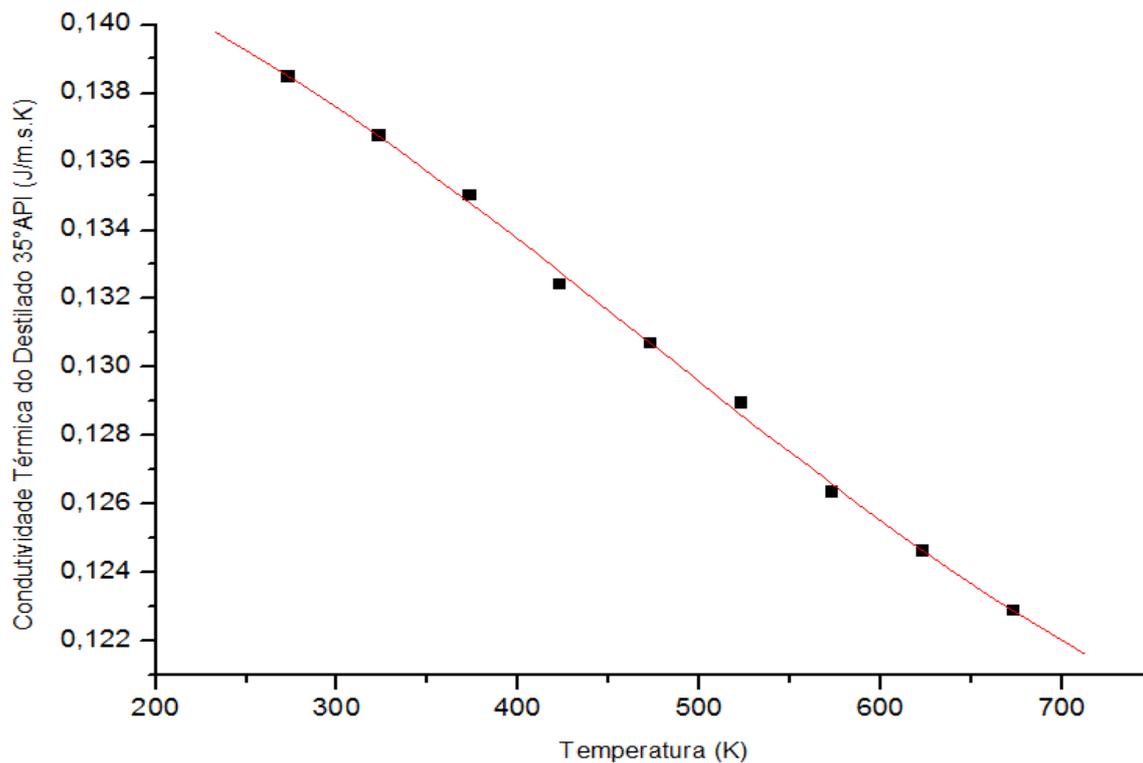


Figura A.8 – Comportamento do k do Destilado (35° API) em função da Temperatura.

Óleo Bruto (34° API):

Tabela A.9: Dados de Condutividade Térmica do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	k (W/m.K)
273,15	0,137788
323,15	0,136057
373,15	0,134326
423,15	0,131729
473,15	0,129998
523,15	0,128094
573,15	0,125671
623,15	0,12394
673,15	0,122209

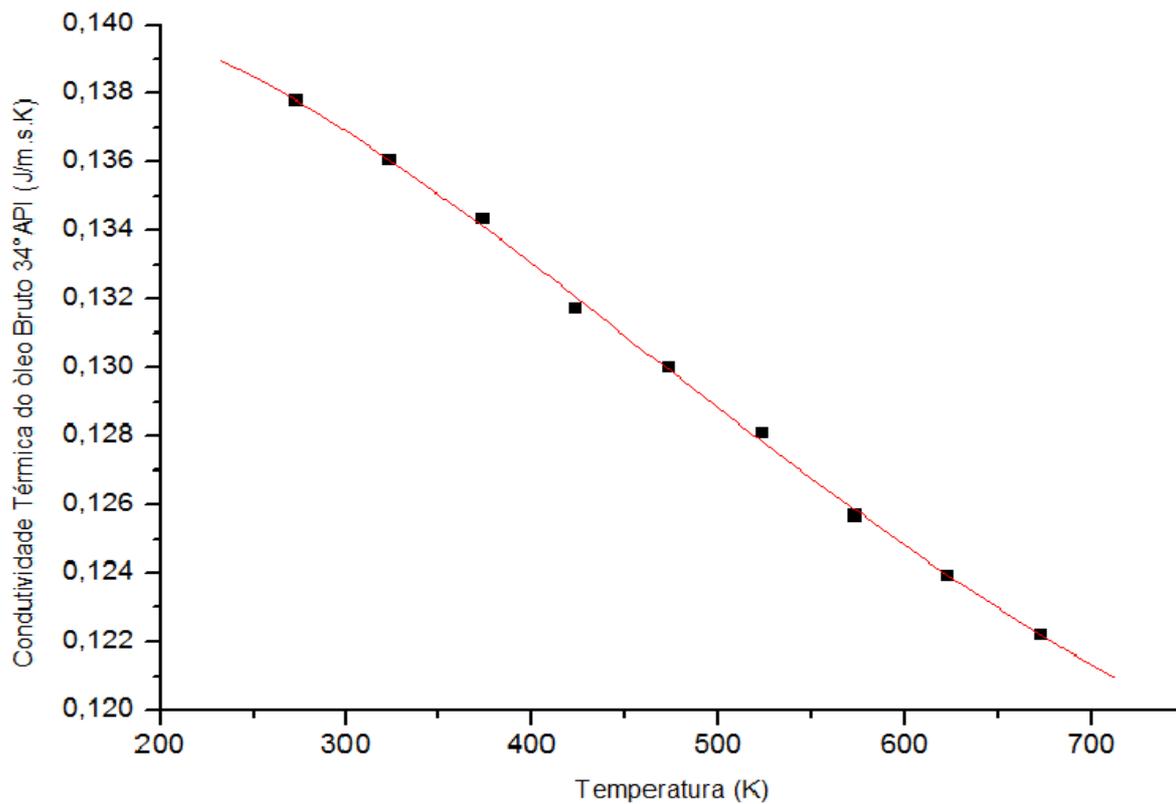


Figura A.9 – Comportamento do k do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura.

Gasóleo (28° API):

Tabela A.10: Dados de Condutividade Térmica do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	k (W/m.K)
273,15	0,133633
323,15	0,131902
373,15	0,129825
423,15	0,127229
473,15	0,125498
523,15	0,123247
573,15	0,121516
623,15	0,119785
673,15	0,118054

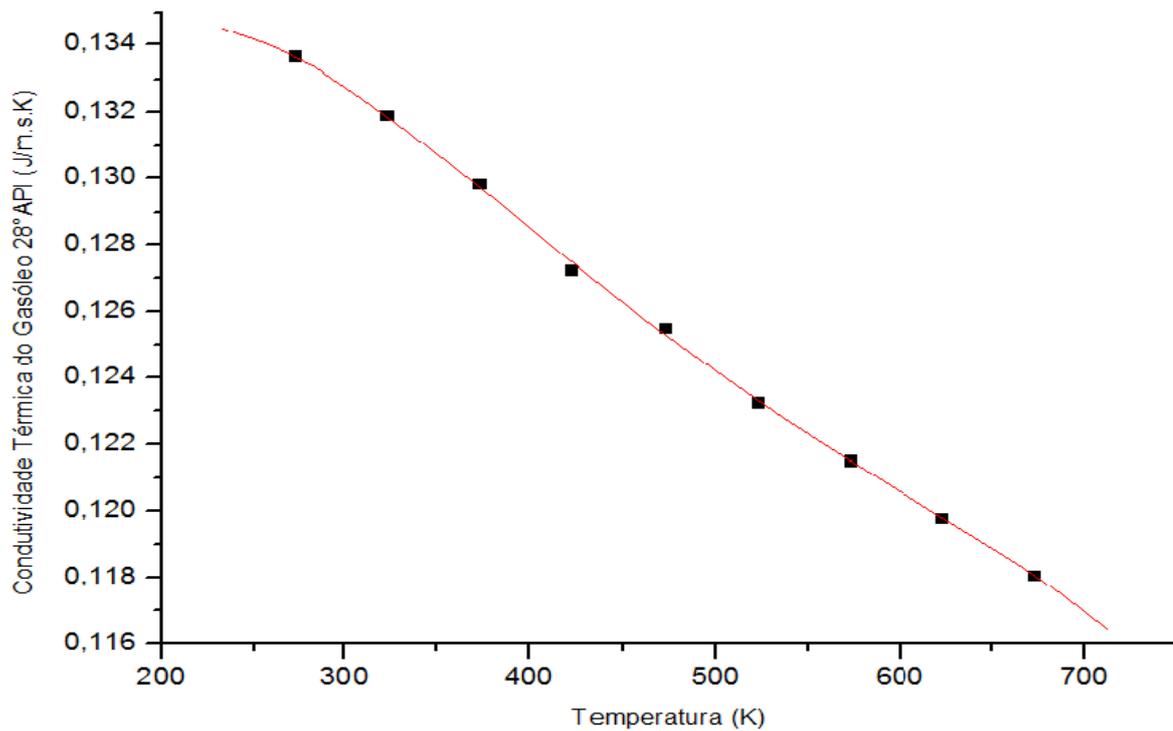


Figura A.10 – Comportamento do  $k$  do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura.

### A.1.3 – Viscosidade

Gasolina (56° API):

Tabela A.11: Dados de Viscosidade da Gasolina (56° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\mu$ (cp)
273,15	1,1
323,15	0,6
373,15	0,49
423,15	0,4
473,15	0,35
523,15	0,29
573,15	0,26
623,15	0,19
673,15	0,135

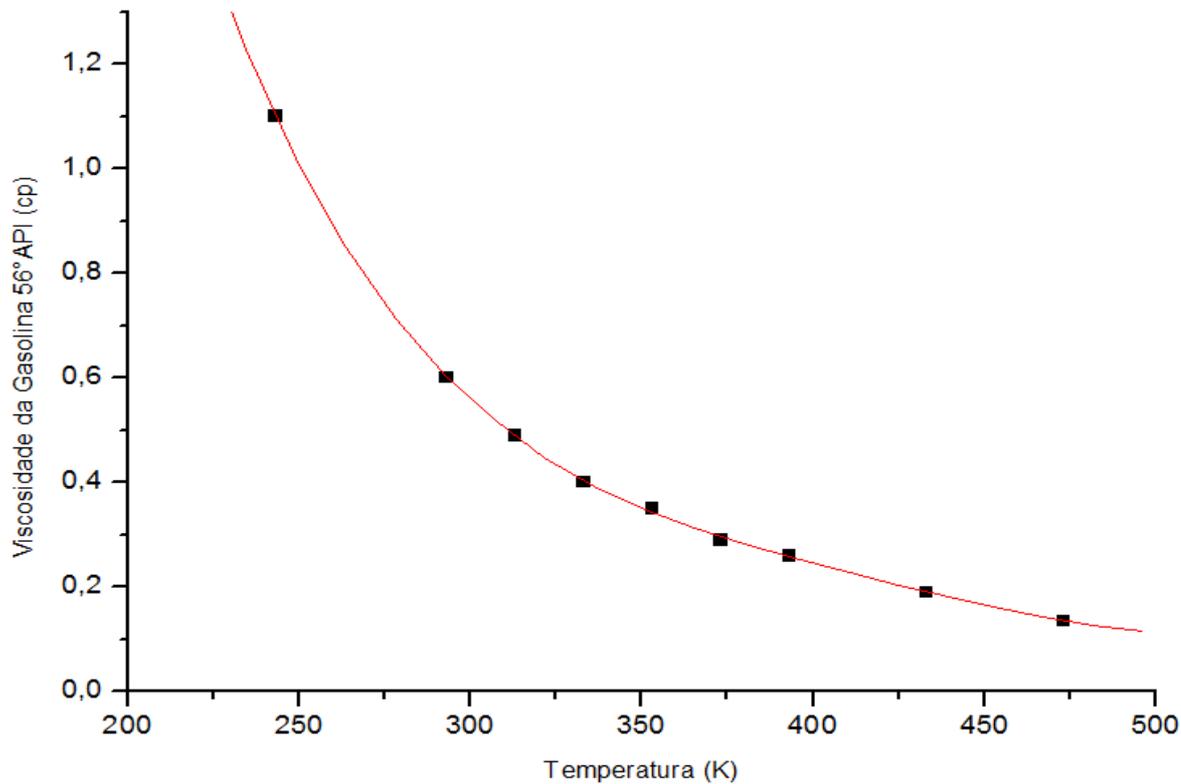


Figura A.11 – Comportamento do  $\mu$  da Gasolina (56° API) em função da Temperatura.

Querosene (42° API):

Tabela A.12: Dados de Viscosidade do Querosene (42° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\mu$ (cp)
273,15	4,7
323,15	1,9
373,15	1,4
423,15	1,05
473,15	0,8
523,15	0,6
573,15	0,5
623,15	0,32
673,15	0,2

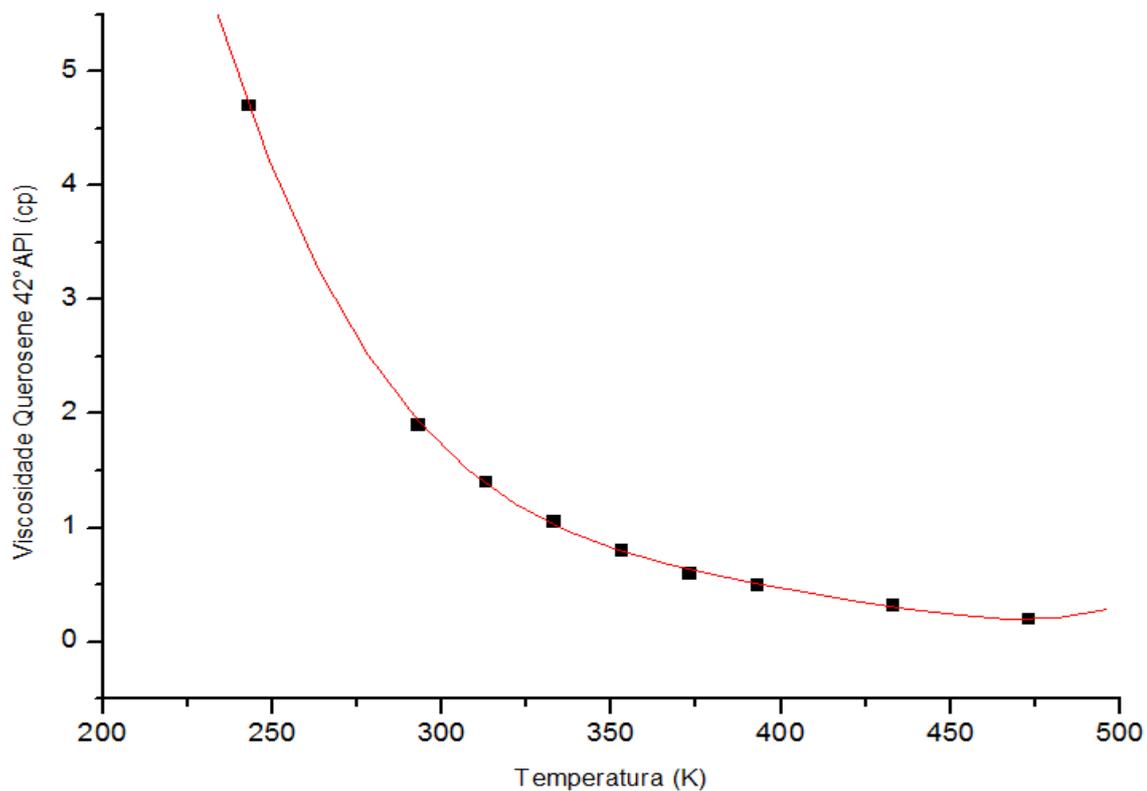


Figura A.12 – Comportamento do  $\mu$  do Querosene (42° API) em função da Temperatura.

Destilado (35° API):

Tabela A.13: Dados Viscosidade do Destilado (35° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\mu$ (cp)
273,15	14
323,15	5
373,15	3,3
423,15	2,35
473,15	1,65
523,15	1,2
573,15	0,9
623,15	0,5
673,15	0,29

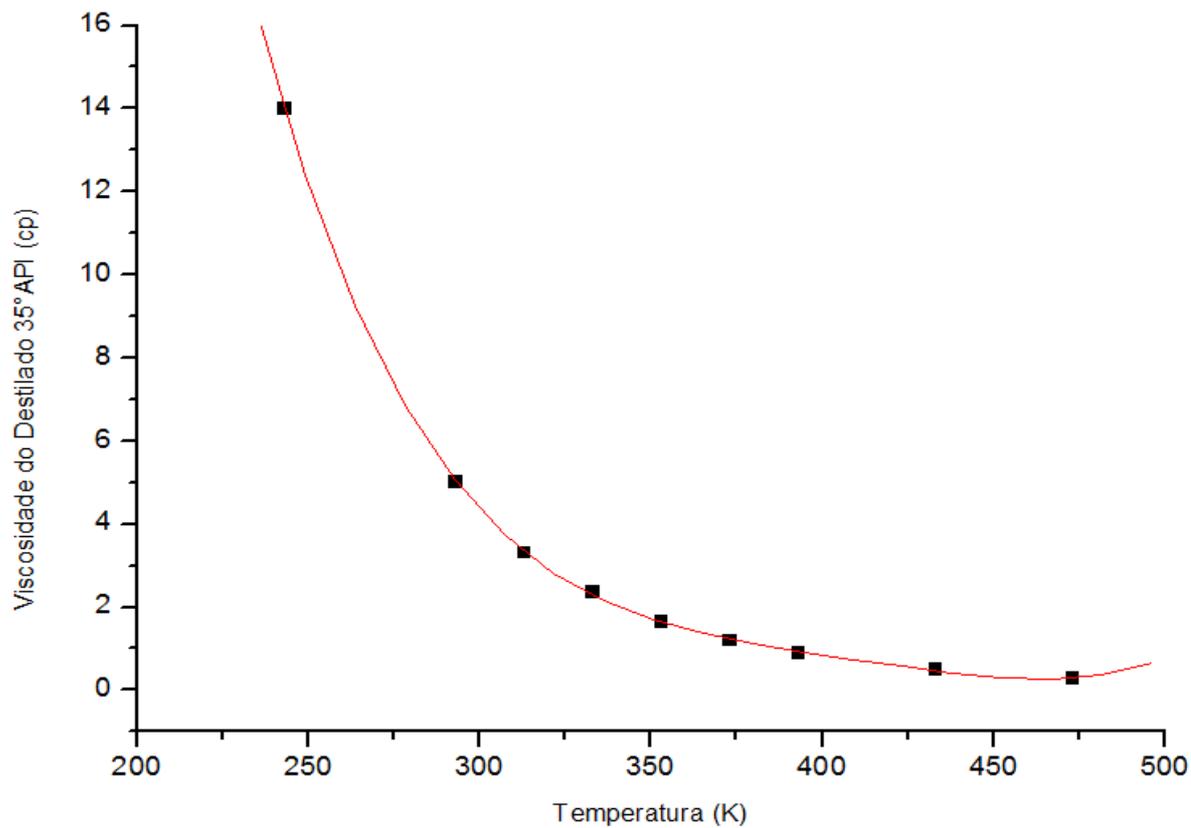


Figura A.13 – Comportamento do  $\mu$  do Destilado (35° API) em função da Temperatura.

Óleo Bruto (34° API):

Tabela A.14: Dados de Viscosidade do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\mu$ (cp)
273,15	18
323,15	6,4
373,15	4,5
423,15	3,1
473,15	2,3
523,15	1,7
573,15	1,4
623,15	0,8
673,15	0,29

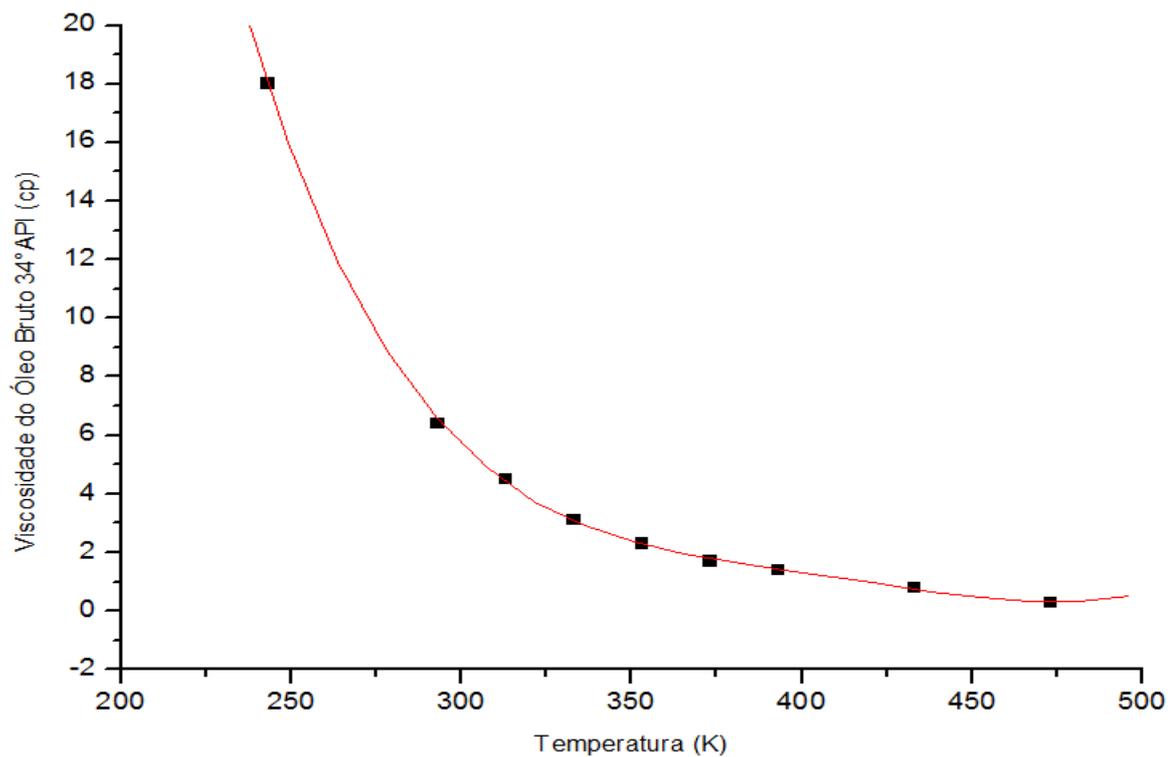


Figura A.14 – Comportamento do  $\mu$  do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura.

Gasóleo (28° API):

Tabela A.15: Dados de Viscosidade do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\mu$ (cp)
273,15	31
323,15	11
373,15	7,5
423,15	5
473,15	3,65
523,15	2,6
573,15	2
623,15	1,2
673,15	0,65

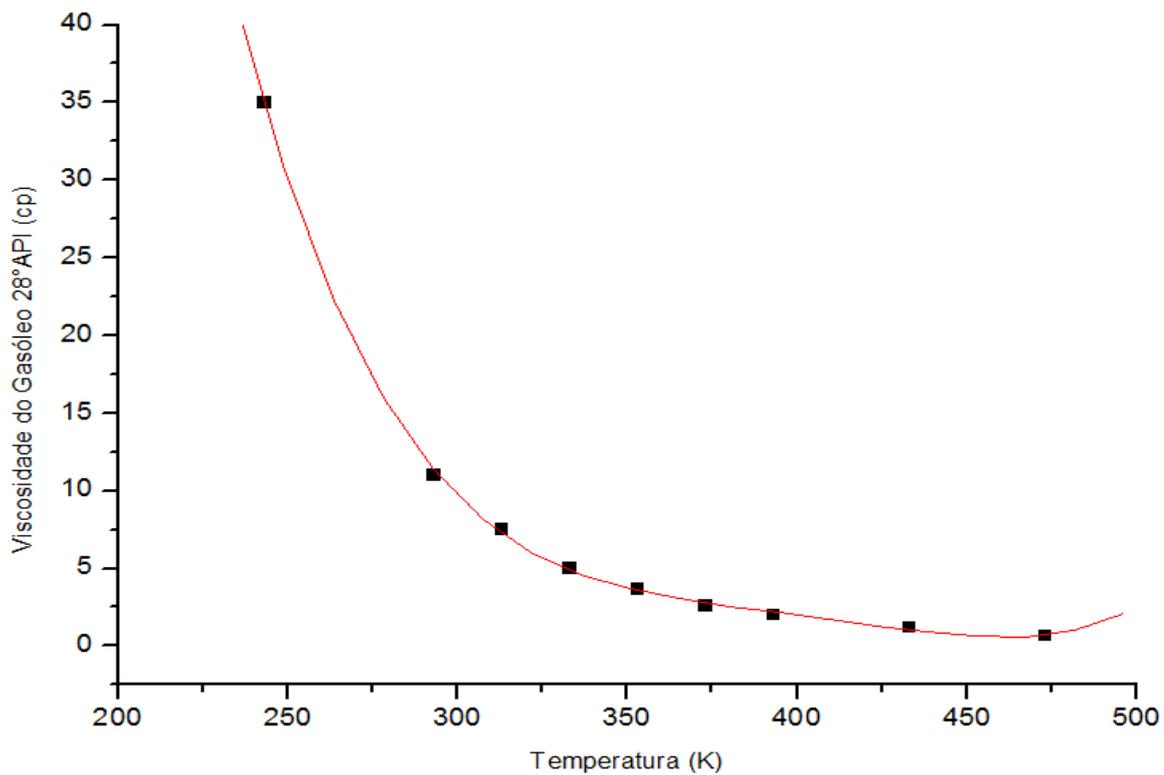


Figura A.15 – Comportamento do  $\mu$  do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura.

#### A.1.4 – Densidade

Gasolina (56° API):

Tabela A.16: Dados de Densidade da Gasolina (56° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\rho$ (lb/f <sup>3</sup> )
273,15	47,8125
323,15	45,625
373,15	43,125
423,15	40,625
473,15	38,125
523,15	35,625
573,15	32,1875
623,15	26,25
673,15	18,75

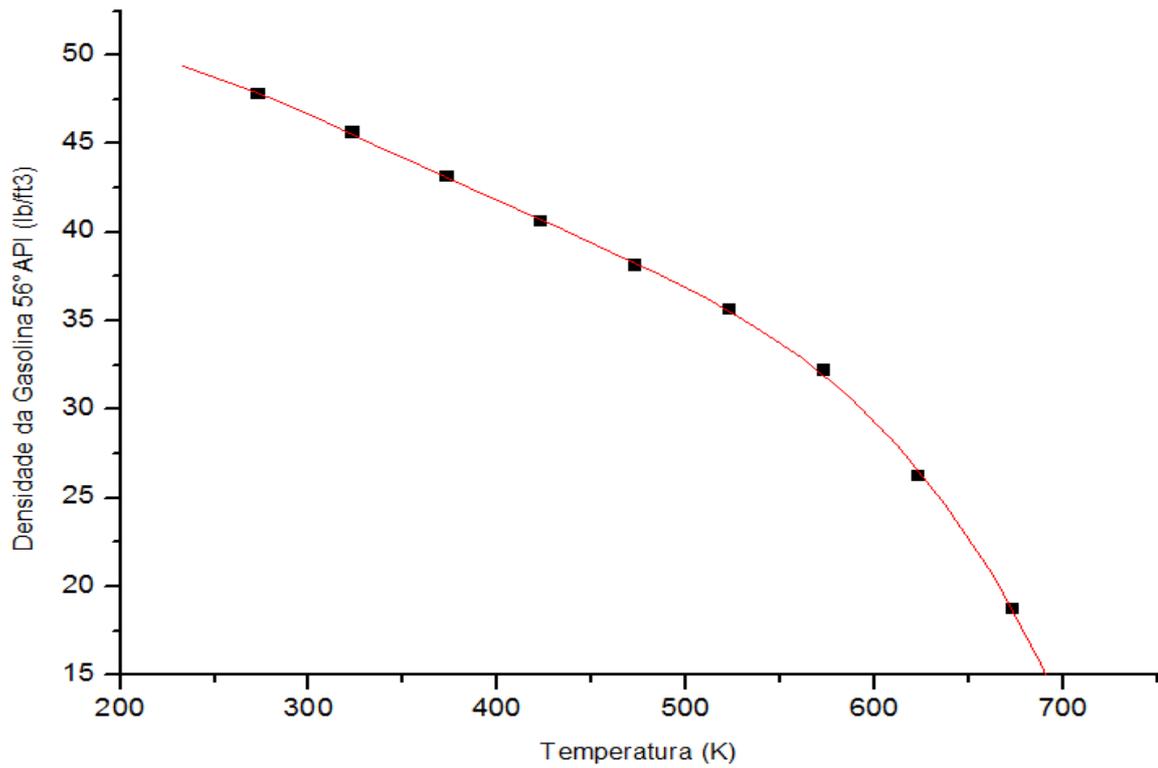


Figura A16 – Comportamento da  $\rho$  da Gasolina (56° API) em função da Temperatura.

Querosene (42° API):

Tabela A.17: Dados de Densidade do Querosene (42° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\rho$ (lb/ft³)
273,15	51,5625
323,15	49,375
373,15	47,1875
423,15	45
473,15	42,8125
523,15	40,625
573,15	38,125
623,15	35,9375
673,15	33,125

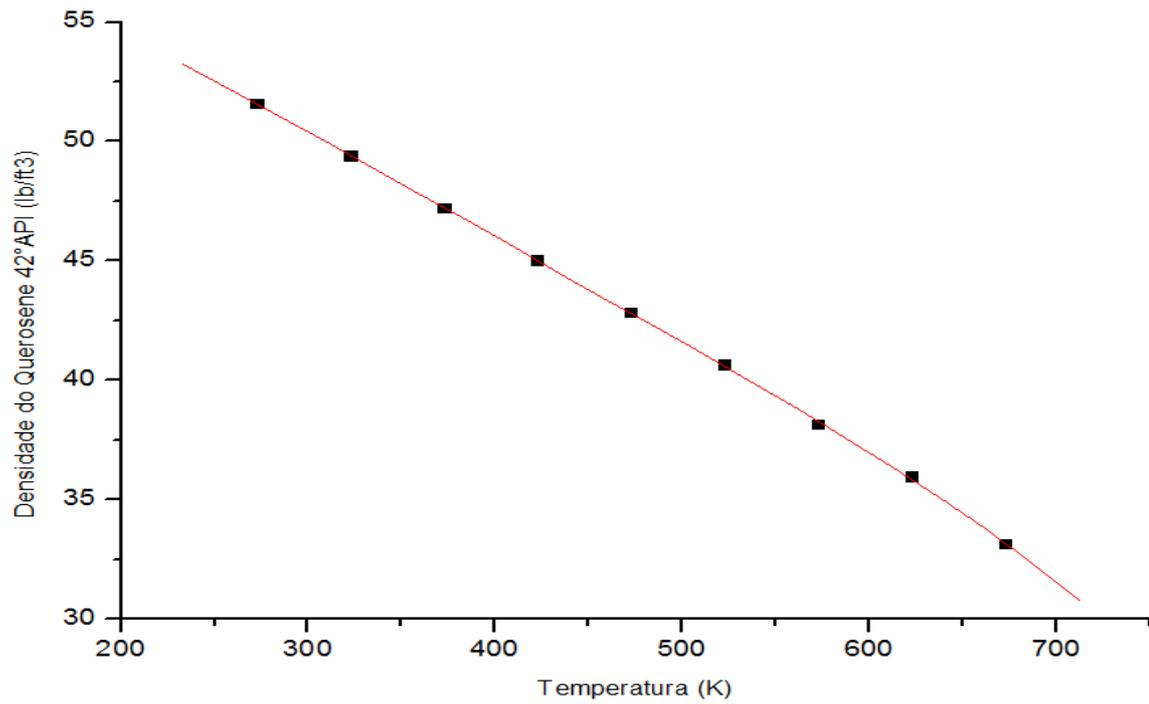


Figura A.17 – Comportamento da  $\rho$  do Querosene (42° API) em função da Temperatura.

Destilado (35° API):

Tabela A.18: Dados de Densidade do Destilado (35° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\rho$ (lb/ft³)
273,15	53,75
323,15	51,5625
373,15	49,375
423,15	47,1875
473,15	45
523,15	42,8125
573,15	40,625
623,15	38,4375
673,15	36,25

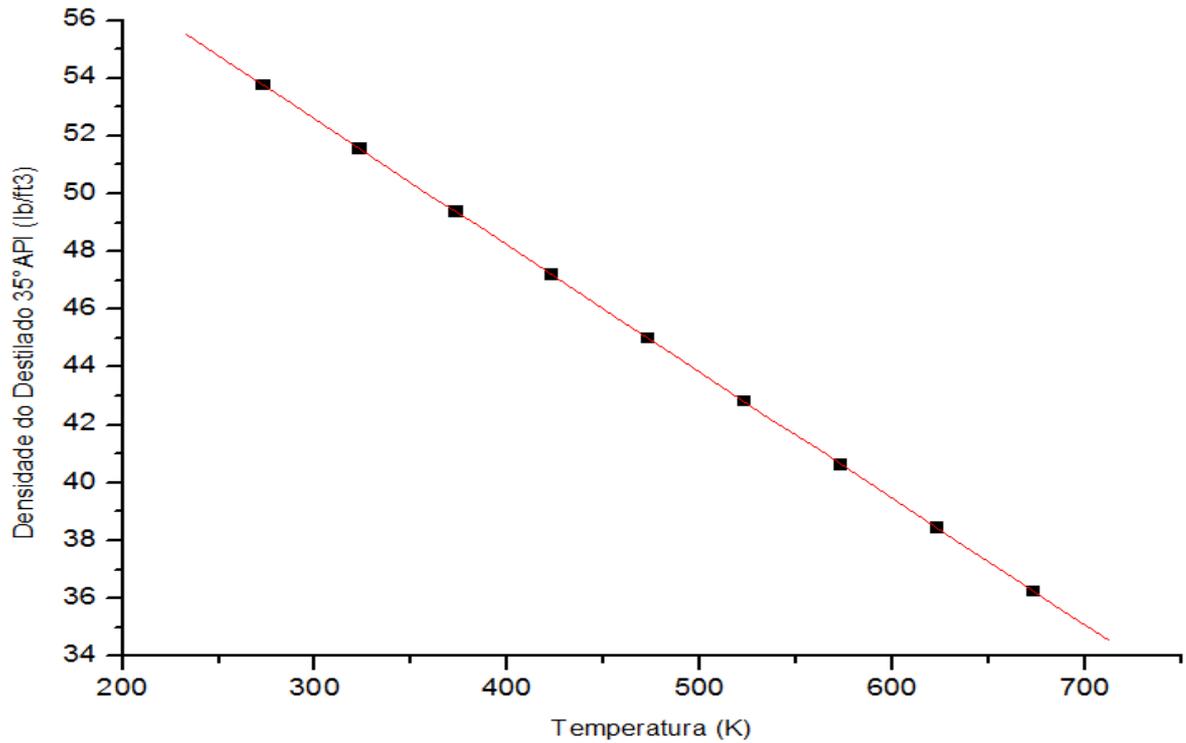


Figura A.18 – Comportamento da  $\rho$  do Destilado (35° API) em função da Temperatura.

Óleo Bruto (34° API):

Tabela A.19: Dados de Densidade do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\rho$ (lb/f <sup>3</sup> )
273,15	54,0625
323,15	51,875
373,15	49,6875
423,15	47,5
473,15	45,3125
523,15	43,8125
573,15	40,9375
623,15	38,75
673,15	36,5625

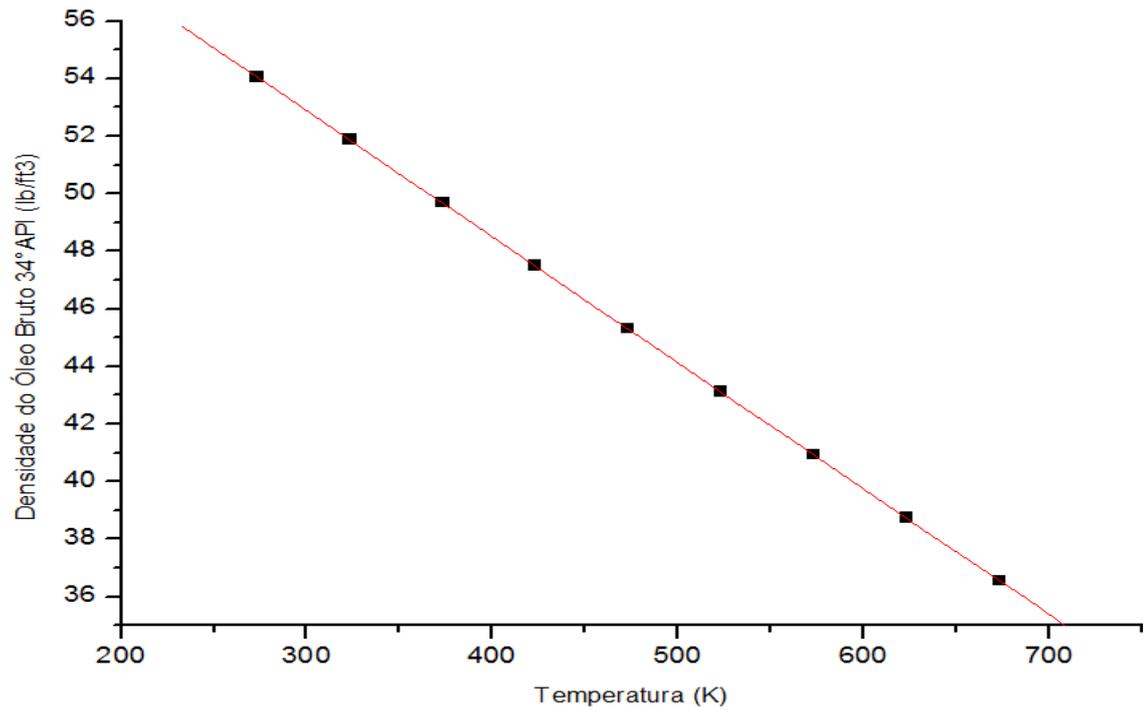


Figura A.19 – Comportamento da  $\rho$  do Óleo Bruto (34° API) em função da Temperatura.

Gasóleo (28° API):

Tabela A.20: Dados de Densidade do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura (Kern, 1980).

Temperatura (K)	$\rho$ (lb/f <sup>3</sup> )
273,15	55,625
323,15	53,75
373,15	51,875
423,15	49,6875
473,15	47,5
523,15	45,625
573,15	43,75
623,15	41,25
673,15	39,375

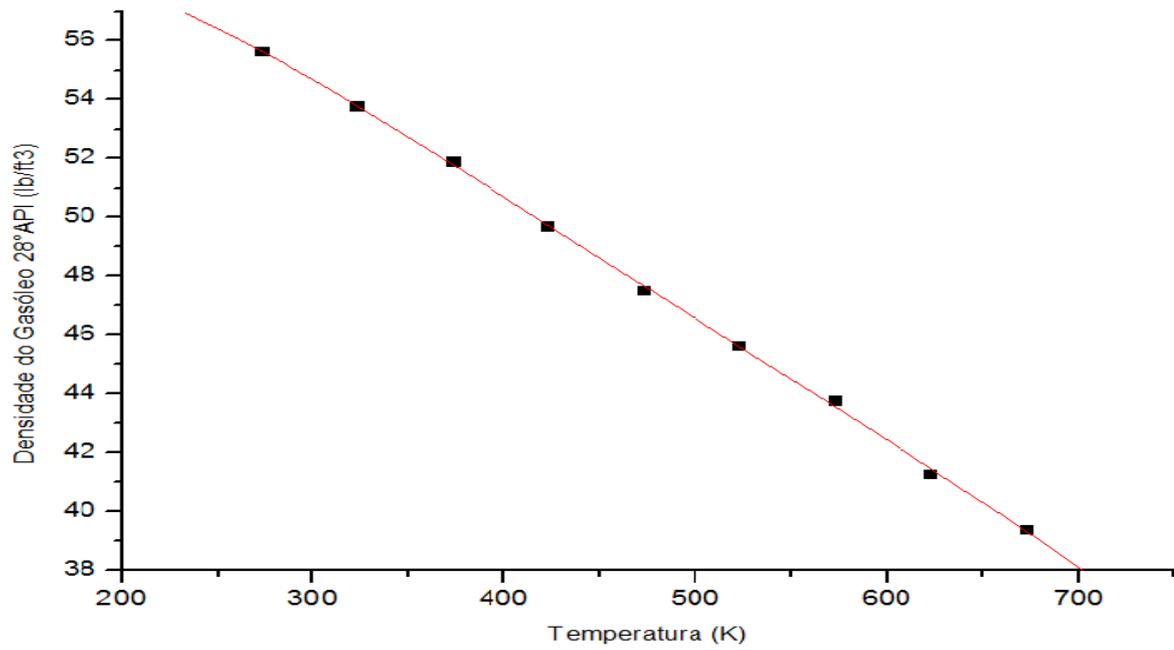


Figura A.20 – Comportamento da  $\rho$  do Gasóleo (28° API) em função da Temperatura.