



Universidade do Estado do Rio de Janeiro

Centro de Tecnologia e Ciências

Instituto de Química

Luiz Omena de Oliveira Filho

Uma abordagem matricial para modelagem e simulação de redes de trocadores de calor com aplicações para o gerenciamento da deposição

**Rio de Janeiro
2007**

Luiz Omena de Oliveira Filho

Uma abordagem matricial para modelagem e simulação de redes de trocadores de calor com aplicações para o gerenciamento da deposição

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração:

Orientadores: Prof. Dr. André Luiz Hemerly Costa
Prof. Dr. Eduardo Mach Queiroz

Rio de Janeiro
2007

CATALOGAÇÃO NA FONTE
UERJ/REDE SIRIUS/CTC/Q

O48 Oliveira Filho, Luiz Omena de
Uma abordagem matricial para modelagem e simulação de redes de trocadores de calor com aplicações para o gerenciamento da deposição. / Luiz Omena de Oliveira Filho. - 2007.
119 f.

Orientador: André Luiz Hemerly Costa.
Orientador: Eduardo Mach Queiroz.
Dissertação (mestrado) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Instituto de Química.

1. Permutadores térmicos – Teses. 2. Incrustações - Teses. 3. Simulação (computadores) - Teses. 4. Otimização matemática – Teses. I. Costa, André Luiz Hemerly. II. Queiroz, Eduardo Mach. III. Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Instituto de Química. IV. Título

CDU 66.045

Autorizo, apenas para fins acadêmicos e científicos, a reprodução total ou parcial desta tese.

Assinatura

Data

Luiz Omena de Oliveira Filho

Uma abordagem matricial para modelagem e simulação de redes de trocadores de calor com aplicações para o gerenciamento da deposição

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração:

Aprovada em:

Banca Examinadora:

Prof. Dr. André Luiz Hemerly Costa (Orientador)
Instituto de Química - UERJ

Prof. Dr. Eduardo Mach Queiroz (Orientador)
Escola de Química - UFRJ

Dr. Washington de Oliveira Geraldelli
CENPES/PETROBRAS

Prof. Dr. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa
Escola de Química - UFRJ

Prof. Dr. Rodrigo Azevedo dos Reis
Instituto de Química - UERJ

Rio de Janeiro
2007

“Deus quer. O homem sonha. A obra nasce.”

Fernando Pessoa

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela vida e pela oportunidade de viver neste planeta, onde posso descobrir os encantos das pessoas e da natureza.

Aos meus pais, Eliana e Luiz, minha tia Edna e minha querida irmã Flávia pela companhia, compreensão e amor de sempre, no qual dicionário algum teria a palavra exata para definir o que por todos sinto de melhor.

Ao orientador Professor André Luiz Hemerly Costa, pelos ensinamentos, pela paciência comigo e por, certamente, me mostrar pelo seu exemplo, o modelo de professor e profissional que todos nós podemos ser.

Ao orientador Professor Eduardo Mach, que em momentos decisivos mostrou as diretrizes para que o trabalho pudesse tomar o melhor rumo.

Ao Engenheiro Fábio Liporace, pela disponibilização dos dados sobre uma refinaria do Sistema Petrobras e pelas discussões que abriram novos horizontes para este trabalho de pesquisa.

Aos meus amigos e amigas do IQ/UERJ, por me fazer multiplicar as forças, principalmente nas dificuldades.

Aos amigos Paulo Ferreira da Silva Júnior, Ricardo Faustino e Rodrigo Ribeiro. É mais fácil viver com vocês por perto nessa vida “uerjiana” e afora.

Aos meus amigos e amigas da minha vida fora dos portões da UERJ, pela paciência de tantos “nãos” até completar esse trabalho, mas sempre devolvidos com carinho inominável. Amo vocês.

Ao amigo Lucas, que nunca me deixou cair, me mostrando sempre o lado positivo das dificuldades.

Aos trocadores de calor e seus mistérios. Foi muito bom aprender um pouco mais sobre vocês.

À FAPERJ, pelo apoio financeiro.

RESUMO

OMENA FILHO, Luiz Omena de. *Uma abordagem matricial para modelagem e simulação de redes de trocadores de calor com aplicações para o gerenciamento da deposição*. 2007. 119f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

Uma rede de trocadores de calor pode ser definida como um grupo de trocadores de calor interligados com o objetivo de reduzir a necessidade de energia de um sistema, sendo largamente usada nas indústrias de processos. Entretanto, uma rede está sujeita à deposição, a qual causa um decréscimo na efetividade térmica dos trocadores. Este fenômeno é provocado pelo acúmulo de materiais indesejáveis sobre a superfície de troca térmica. Para compensar a redução de efetividade térmica causada pela deposição, torna-se necessário um aumento no consumo de utilidades. Isto eleva os custos de operação, assim como os custos de manutenção. Estima-se que os custos associados à deposição atinjam bilhões de dólares anualmente. Em face a este problema, vários trabalhos de pesquisa têm investigado métodos para prevenir a deposição e/ou gerenciar as operações em uma rede. Estudos envolvem desde a otimização de trocadores de calor individuais, simulação e monitoramento de redes, até a otimização da programação das paradas para limpeza de trocadores de calor em uma rede. O presente trabalho apresenta a proposição de um modelo para simulação de redes de trocadores de calor com aplicações no gerenciamento da deposição. Como consequência, foi desenvolvido um conjunto de códigos computacionais integrados, envolvendo a simulação estacionária de redes, a simulação pseudo-estacionária do comportamento de redes em relação à evolução da deposição, a estimação de parâmetros para diagnóstico do problema da deposição e a otimização operacional deste tipo de sistema. Com relação ao simulador estacionário, o modelo da rede foi formulado matricialmente e os balanços de massa e energia são resolvidos como sistemas de equações lineares. Do ponto de vista da otimização, o procedimento proposto redistribui as vazões, visando um melhor aproveitamento térmico dos trocadores da rede, como, por exemplo, buscando as vazões da rede que maximizem a temperatura da corrente de entrada no forno em unidades de destilação atmosférica de óleo cru. Os algoritmos foram implementados em alguns exemplos da literatura e em um problema de uma refinaria real. Os resultados foram promissores, o que sugere que a proposta deste trabalho pode vir a ser uma abordagem interessante para operações envolvendo redes de trocadores de calor.

Palavras-chave: Trocadores de calor. Redes de trocadores de calor. Deposição. Representação matricial. Simulação. Otimização.

ABSTRACT

A Heat Exchanger Network (HEN) can be defined as a group of heat exchangers interconnected aiming to reduce the energy demand of a system, being widely used in the process industries. However, a HEN is subject to fouling, which causes a decrease on the thermal effectiveness of heat exchangers. This phenomenon is provoked by the accumulation of undesirable materials on thermal surface. In order to compensate the reduction of thermal effectiveness caused by fouling, it becomes necessary to increase the utility consumption. Thus, there is an increase of the operation costs, as maintenance costs. It is estimated that the costs associated to fouling reach billions of dollars annually. Facing this problem, several researches have investigated methods to prevent fouling and/or how to manage HEN operations. Studies involve since optimization of individual heat exchangers, simulation and fouling monitoring, until cleaning schedule optimization of HENs. The present work proposes a HEN simulation model, applied to fouling management. Consequently, it was developed a set of integrated computational codes, which involve a HEN stationary simulation, a pseudo-stationary simulation of HEN behavior related to fouling, a parameter estimation procedure for diagnosing fouling problems and an operational optimization procedure of this sort of system. Related to the stationary simulator, the HEN model is formulated using a matrix approach and the mass and energy balances are solved as linear equation systems. Focusing on optimization, it redistributes the HEN flows in order to improve the heat exchangers thermal efficiency, for example, searching for the HEN flows that maximize the inlet furnace stream temperature in crude distillation units. The algorithm was implemented to some literature examples and on a problem of a real refinery. All results show to be promising, which suggests that the proposal of this work may be an interesting approach for operations involving HENs.

Keywords: Heat exchangers. Heat exchanger network. Fouling. Matrix representation. Simulation. Optimization.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1 – Escoamento em trocadores de calor: (a) paralelo e (b) contracorrente	8
Figura 2.2 – Escoamento cruzado. (a) fluido B misturado. (b) fluido B não misturado	8
Figura 2.3 – Trocador de calor bitubular	9
Figura 2.4 – Trocador casco e tubos: um passe no casco e um passe nos tubos em contracorrente	10
Figura 2.5 – Trocador casco e tubos: um passe no casco e dois passes nos tubos	10
Figura 2.6 – Visão explodida de um trocador compacto de placas com gaxeta	11
Figura 2.7 – Distribuições de temperaturas nos trocadores de calor	14
Figura 2.8 – Padrão linear de crescimento da deposição	19
Figura 2.9 – Evolução decrescente de deposição	20
Figura 2.10 – Comportamento assintótico da deposição	21
Figura 2.11 – Padrão linear de crescimento da deposição sob determinado tempo de indução i	21
Figura 3.1 – Variáveis para modelagem do trocador de calor	30
Figura 3.2 – Misturador de correntes quentes	35
Figura 3.3 – Misturador de correntes frias	35
Figura 3.4 – Divisor de corrente quente	36
Figura 3.5 – Divisor de corrente fria	36
Figura 3.6 – Esquema para divisões sucessivas de correntes frias ou quentes	37

Figura 3.7 – Exemplo de rede de trocadores de calor (SMAĽLI <i>et al.</i> , 2002)	40
Figura 3.8 – Matriz de incidência da rede exemplificada	42
Figura 3.9 – Algoritmo de simulação da rede	56
Figura 3.10 – Algoritmo do modelo para simulação da rede com cálculo dos coeficientes de transferência de calor	57
Figura 3.11 – Algoritmo de atualização das propriedades físicas	60
Figura 4.1 – Esquema da simulação pseudo-estacionária	61
Figura 4.2 – Simulação pseudo-estacionária	63
Figura 4.3 – Esquema simplificado de uma bateria de trocadores de calor Ramificada	65
Figura 4.4 – Esquema de preaquecimento de petróleo para destilação atmosférica	66
Figura 4.5 – Esboço do gráfico da variável α	68
Figura 4.6 – Esquema da evolução da função objetivo	69
Figura 5.1 – Fluxograma da rede investigada para validação do simulador (SMAĽLI <i>et al.</i> , 2002)	71
Figura 5.2 – Fluxograma da bateria de preaquecimento do exemplo de simulação	72
Figura 5.3 – Perfil temporal da temperatura na entrada do forno	77
Figura 5.4 – Esquema da rede do Exemplo 2 (SMAĽLI <i>et al.</i> , 2001)	82
Figura 5.5 – Rede de preaquecedores: do armazenamento até a entrada da dessalgadora. (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	85
Figura 5.6 – Rede de preaquecedores após a dessalgadora (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	86

LISTA DE TABELAS

Quadro 2.1 – Tipos de trocadores de calor (SUKHATME e DEVOTTA, 1988)	5
Quadro 2.1 – Tipos de trocadores de calor (SUKHATME e DEVOTTA, 1988) – continuação	6
Quadro 2.2 – Relações ε -NUT (INCROPERA e DEWITT, 1999)	17
Tabela 5.1 – Exemplo 1: Especificações das correntes de entrada (SMAÏLI <i>et al.</i> , 2002)	71
Tabela 5.2 – Desempenho do simulador: temperaturas obtidas (SMAÏLI <i>et al.</i> , 2002)	72
Tabela 5.3 – Dados dos trocadores do Exemplo 1	73
Tabela 5.4 – Parâmetros dos trocadores da rede	74
Tabela 5.5 – Parâmetros dos trocadores da rede – continuação	74
Tabela 5.6 – Valores estimados de incrustação	75
Tabela 5.7 – Valores estimados dos parâmetros do comportamento linear da Deposição	76
Tabela 5.8 – Exemplo 1: Otimização somente do divisor das correntes frias. Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno (SMAÏLI <i>et al.</i> , 2002)	79
Tabela 5.9 – Exemplo 1: Otimização somente do divisor das correntes quentes. Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno (SMAÏLI <i>et al.</i> , 2002)	80
Tabela 5.10 – Exemplo 1: Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno. Caso de Otimização de todos os divisores de corrente da rede	80

(SMAĬLI *et al.*, 2002)

Tabela 5.11 – Exemplo 2: Especificações das correntes de entrada (SMAĬLI <i>et al.</i> , 2001)	81
Tabela 5.12 – Exemplo 2: Áreas de troca térmica dos trocadores da rede (SMAĬLI <i>et al.</i> , 2001)	83
Tabela 5.13 – Exemplo 2: Valores de resistência de depósito (R_d) dos trocadores (SMAĬLI <i>et al.</i> , 2001)	83
Tabela 5.14 – Exemplo 2: Frações de divisão otimizadas (SMAĬLI <i>et al.</i> , 2001)	84
Tabela 5.15 – Exemplo 2: Temperaturas finais da rede	84
Tabela 5.16 – Especificações das correntes de entrada da rede (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	87
Tabela 5.17 – Parâmetros dos trocadores de calor (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	87
Tabela 5.18 – Coeficientes de película (h) e resistência de depósito (R_d) do Caso Base (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	88
Tabela 5.19 – Frações de divisão de correntes nos Casos Base e Otimizado (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)	88
Tabela 5.20 – Temperaturas do final da rede nos três casos	89

LISTA DE SÍMBOLOS

a	elemento do vetor de área de troca térmica
A	área de troca térmica
\underline{A}	vetor de área de troca térmica dos trocadores da rede
c	constante
C	taxa de capacidade calorífica
c_p	calor específico à pressão constante
C_R	razão entre as taxas de capacidade calorífica
$\underline{\underline{DIAG}}$	matriz diagonal
e	entalpia
$\underline{E}_{C,i}$	matriz que relaciona a efetividade das correntes frias de entrada
$\underline{E}_{C,o}$	matriz que relaciona a efetividade das correntes frias de saída
$\underline{E}_{H,i}$	matriz que relaciona a efetividade das correntes quentes de entrada
$\underline{E}_{H,o}$	matriz que relaciona a efetividade das correntes quentes de saída
h	coeficiente de convecção térmica
\underline{I}	matriz identidade
m	vazão mássica
\underline{m}	vetor das vazões mássicas da rede
\underline{M}	matriz de incidência
N	número de vértices
\underline{n}	vetor das vazões das correntes externas
\underline{R}_C	matriz da razão entre as taxas de capacidade calorífica da rede relacionada às correntes frias
R_d	resistência de depósito do trocador
\underline{R}_H	matriz da razão entre as taxas de capacidade calorífica da rede relacionada às correntes quentes
S	número de arestas
\underline{SP}	matriz das frações de divisão
T	temperatura
\underline{T}	vetor das temperaturas das correntes da rede
$\underline{\underline{T}}_{C,i}$	vetor das temperaturas das correntes frias de entrada dos trocadores da rede

$\underline{T}_{C,o}$	vetor das temperaturas das correntes frias de saída dos trocadores da rede
$\underline{T}_{H,i}$	vetor das temperaturas das correntes quentes de entrada dos trocadores da rede
$\underline{T}_{H,o}$	vetor das temperaturas das correntes quentes de saída dos trocadores da rede
U	coeficiente global de transferência de calor
u	elemento da matriz do coeficiente global de transferência de calor
\underline{V}	vetor das temperaturas das correntes externas
y	parâmetro binário relativo às taxas de capacidade calorífica

Sobrescritos

HE	trocador de calor
MX	misturador de correntes
P	unidade externa à rede
PD	unidade de demanda externa à rede
PS	unidade de suprimento externa à rede
SP	divisor de corrente
*	valor de uma variável especificada

Subscritos

C	corrente fria
H	corrente quente
i	entrada
o	saída
k	índice da aresta

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO	16
A deposição como obstáculo na eficiência das redes de trocadores de calor	16
Gerenciamento da deposição em redes	17
O presente trabalho	17
Objetivos	18
Estrutura da dissertação	19
1 REVISÃO DA LITERATURA	20
1.1 Trocadores de calor: conceitos básicos	20
1.1.1 <u>Diferentes classificações atribuídas aos trocadores de calor</u>	21
1.1.2 <u>Métodos de cálculo de trocadores de calor</u>	27
1.2 Fenômeno da deposição em trocadores de calor	32
1.2.1 <u>Conceituando a deposição em trocadores de calor</u>	33
1.2.2 <u>Comportamento da deposição</u>	34
1.2.3 <u>Impactos causados pela deposição</u>	37
1.2.4 <u>Meios de tratamento da deposição</u>	38
1.3 Simulação e otimização de redes de trocadores de calor	41
1.3.1 <u>Modelagem e simulação</u>	41
1.3.2 <u>Otimização</u>	42
1.3.3 <u>Posicionamento do presente trabalho frente à literatura com relação à otimização</u>	44
2 MODELAGEM EM REGIME PERMANENTE DE UMA REDE DE TROCADORES DE CALO	45

2.1 Modelagem dos equipamentos da rede	41
2.1.1 <u>Trocador de calor</u>	41
2.1.2 <u>Misturador de correntes</u>	50
2.1.3 <u>Divisor de corrente</u>	51
2.2 Modelagem dos balanços de massa e energia da rede	52
2.2.1 <u>Conexão entre os elementos da rede</u>	53
2.2.2 <u>Modelo do balanço material</u>	58
2.2.3 <u>Modelo do balanço de energia</u>	62
2.3 Estrutura do algoritmo de simulação estática da rede	70
2.4 Extensões do algoritmo de simulação da rede	72
2.4.1 <u>Inclusão do cálculo do coeficiente de transferência de calor</u>	72
2.4.2 <u>Propriedades físicas</u>	74
3 APLICAÇÕES PARA O GERENCIAMENTO DA DEPOSIÇÃO	76
3.1 Simulação pseudo-estacionária da rede	76
3.2 Estimação de parâmetros	78
3.3 Otimização dos divisores de corrente	79
3.3.1 <u>Formulação do problema de otimização da bateria</u>	81
3.3.2 <u>Funcionamento do bloco de otimização</u>	83
4 RESULTADOS	85
4.1 Simulação	85
4.1.1 <u>Validação</u>	85
4.1.2 <u>Aplicação</u>	87
4.2 Aplicação do otimizador	92

4.2.1 <u>Exemplo 1</u>	93
4.2.2 <u>Exemplo 2</u>	96
4.2.3 <u>Exemplo 3</u>	99
5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	105
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	108
ANEXO: PRODUÇÃO CIENTÍFICA	112

INTRODUÇÃO

O processo de troca de calor entre dois fluidos que estão em diferentes temperaturas, ocorre em muitas aplicações em engenharia. Os equipamentos que executam este tipo de serviço são denominados trocadores de calor, sendo responsáveis pela modificação da temperatura e/ou do estado físico de correntes materiais, com amplo uso nas indústrias em geral.

Quando os trocadores são interligados para promover a transferência de calor entre uma série de correntes de um processo, este conjunto é conhecido como uma rede de trocadores de calor. Uma rede de trocadores de calor pode assumir as mais variadas estruturas, desde uma simples associação de trocadores em série, até um complexo conjunto de ramais.

Uma razão para se fazer uso de uma rede de trocadores é o aproveitamento energético que esta pode proporcionar na economia do processo. Isto é conseguido através da combinação entre correntes quentes e frias do processo, que tenha como consequência diminuir o consumo de utilidades. A tendência de se realizar um aproveitamento energético é confirmada através de inúmeros estudos em sínteses de redes, como por exemplo, trabalhos publicados em tecnologia *Pinch*.

Uma importante aplicação desta filosofia de processo é observada, por exemplo, na indústria de refino de petróleo: a literatura tem reportado diversos trabalhos neste campo, especialmente em bateria de preaquecimento em unidades de destilação atmosférica, devido esta ser uma grande consumidora de energia.

A deposição como obstáculo na eficiência das redes de trocadores de calor

Um problema comum que ocorre nos trocadores de calor é conhecido como deposição. Este fenômeno se dá na superfície dos trocadores de calor e se deve ao acúmulo de materiais indesejáveis, como produtos de corrosão, partículas inorgânicas, macromoléculas e microrganismos, causando um aumento da resistência à transferência de calor, reduzindo assim o desempenho térmico do equipamento.

O impacto da deposição em redes de trocadores de calor é bastante significativo, em razão de se elevar o consumo de utilidades para complementar o serviço, bem como implica

no aumento da perda de carga para o escoamento das correntes. Nas indústrias de processos dos Estados Unidos, os custos estimados com o problema da incrustação superam 5 bilhões de dólares por ano em perda de produção e em custos de energia e manutenção (BAILEY, 1999).

Dessa forma, uma rede de trocadores de calor proporciona maior economicidade ao processo em termos de consumo de energia, todavia, a deposição nos trocadores leva a uma redução no aproveitamento energético realizado pela rede.

Gerenciamento da deposição em redes

Uma vez que a incrustação é um problema freqüente, este fato motiva diversos estudos sobre o assunto, os quais envolvem desde a análise em trocadores individuais até a organização da programação de paradas para limpeza de trocadores da rede (SMAÏLI *et al.*, 2001). O desenvolvimento destas pesquisas visa auxiliar uma melhor operação dos trocadores, de forma a minorar o desperdício de energia causado pela incrustação.

Recentemente, tem sido crescente a investigação em otimização, no que tange ao gerenciamento da deposição em redes de trocadores de calor, destacando-se aquelas que abordam a programação das paradas para limpeza de alguns trocadores. Entretanto, esta proposta apresenta certas limitações para esta programação, conforme será desenvolvido nos capítulos adiante.

Desta forma, torna-se interessante a busca por soluções alternativas para o gerenciamento da operação das redes de trocadores de calor, em que se abranja a deposição.

O presente trabalho

O tratamento da deposição em redes cresce em complexidade à medida que sua estrutura aumenta. Assim sendo, para facilitar o alcance de melhores práticas de operação da rede, alternativas têm sido investigadas, no sentido de se criar ferramentas que possam auxiliar o gerenciamento operacional das redes que sofrem a deposição. Neste contexto, esta dissertação trata do desenvolvimento de soluções para esta problemática via elaboração de um código computacional, que sirva de apoio para o corpo técnico de engenheiros na tomada de

decisões de políticas operacionais de redes de trocadores de calor. O código computacional desenvolvido busca ser flexível na aplicação de qualquer tipo de estrutura de rede de trocadores de calor, possuindo como característica a possibilidade de se simular e otimizar operacionalmente uma rede de trocadores de calor, levando em conta a incrustação nos trocadores. A programação das paradas para limpeza não faz parte do escopo desta dissertação.

Objetivos

Visando buscar uma alternativa que pudesse auxiliar o gerenciamento operacional de redes de trocadores de calor, elaborou-se uma rotina computacional, a qual está organizada em dois blocos: um bloco de simulação em regime permanente e um bloco que envolve operações de simulação pseudo-estacionária, estimação de parâmetros e otimização.

O bloco de simulação tem como característica responder acerca do comportamento da rede para um dado momento. Neste bloco há a realização dos cálculos dos balanços de massa e energia de todas as correntes de processo da rede. Este passo é realizado através da organização dos dados matricialmente, cujas respostas são obtidas via solução de sistemas lineares.

O segundo bloco realiza cálculos que complementam o primeiro bloco. Este bloco pode ser aplicado em decisões operacionais de uma rede incrustada, realizando uma redistribuição das vazões das correntes da rede que resulte na melhor recuperação de calor dentro das condições apresentadas, no instante de tempo considerado. Para isto, realiza-se uma otimização nos divisores de corrente. Outra aplicação que este bloco inclui é uma simulação do comportamento futuro da rede, podendo ser analisado o nível de deposição da rede para um determinado horizonte de tempo. Por fim, uma característica importante deste bloco envolve a sua capacidade de auto-ajuste sobre as séries temporais de dados de processo, permitindo avaliar a incrustação nos trocadores presentes, garantindo assim a acurácia das predições da simulação.

Cumprindo informar que o algoritmo de simulação é independente do segundo bloco, ou seja, ele foi desenvolvido para atuar isoladamente, caso haja interesse de apenas se calcular o comportamento estacionário da rede.

Com essa proposta, pretendeu-se desenvolver uma ferramenta auxiliar de modo a tentar diminuir os impactos econômicos e ambientais devido à deposição, uma vez que estes problemas combinados se mostram bastante complexos (POLLEY *et al*, 2002).

Estrutura da dissertação

O restante deste trabalho está organizado da seguinte maneira: no Capítulo 2 é desenvolvida a revisão da literatura relativa ao escopo da dissertação; no Capítulo 3 são apresentadas as equações do modelo de simulação da rede, bem como as suas extensões; o Capítulo 4 discute os aspectos relativos às operações visando o gerenciamento da deposição da rede; ilustra-se, no Capítulo 5, exemplos de validação e aplicação do código computacional desenvolvido neste trabalho; as conclusões do trabalho e as sugestões para trabalhos futuros são delineados no Capítulo 6; em seguida, as referências bibliográficas são listadas e no Anexo é apresentada a produção científica relacionada diretamente a esta dissertação e demais publicações não ligadas a este trabalho, desenvolvidas durante a fase de obtenção de créditos do curso de mestrado.

1 REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo, será apresentada uma visão geral da literatura, no que diz respeito aos trocadores de calor, incrustação, redes de trocadores de calor e demais assuntos pertinentes a esta dissertação.

1.1 Trocadores de calor: conceitos básicos

De modo geral, trocadores de calor são unidades nas quais ocorre a transferência de calor entre correntes originalmente com temperaturas diferentes. Os trocadores de calor são utilizados em numerosas aplicações industriais, que englobam desde o aquecimento/resfriamento de correntes de processo, com ou sem mudança de fase, até o contato direto ar-água nas torres de resfriamento da central de utilidades. Outros exemplos comumente encontrados, envolvendo dispositivos de troca térmica, são os vasos (reatores) onde ocorrem reações químicas exotérmicas ou endotérmicas, nos quais há necessidade de manutenção de determinada temperatura, e as caldeiras, nas quais há geração de vapor d'água a partir da queima de combustíveis.

De acordo com o tipo de serviço, estes equipamentos recebem diferentes denominações. No Quadro 2.1 estão listadas as principais denominações para trocadores de calor, consoante a função desempenhada (SUKHATME e DEVOTTA, 1988).

Equipamento	Função
Aquecedor	A corrente de processo é aquecida por um fluido de serviço, normalmente vapor d'água saturado.
Resfriador	A corrente de processo perde calor sensível para um fluido de serviço (água de resfriamento, água de refrigeração, ar ambiente, etc.).
<i>Chiller</i>	É um tipo especial de resfriador para a obtenção de temperaturas da corrente de processo inferiores às alcançadas com água de resfriamento ou ar.
Condensador	Denominação dada aos equipamentos onde ocorre a condensação da corrente de processo.

Quadro 2.1 – Tipos de trocadores de calor (SUKHATME e DEVOTTA, 1988)

Equipamento	Função
Vaporizador	Denominação dada aos equipamentos onde ocorre a vaporização parcial ou total da corrente de processo.
Refervedor	É um tipo especial de vaporizador que opera associado a uma coluna de destilação.
Evaporador	Categoria de trocadores com o objetivo de concentrar soluções. Se o nível de concentração é de tal magnitude que permite a formação de cristais, o equipamento é denominado cristalizador.

Quadro 2.1 – Tipos de trocadores de calor (SUKHATME e DEVOTTA, 1988) – continuação

SHAH (1981) classifica os trocadores de calor em diversas formas. Entre essas, pode-se destacar: de acordo com o processo de transferência, com a configuração do escoamento e com as características de construção dos trocadores.

1.1.1 Diferentes classificações atribuídas aos trocadores de calor

1.1.1.1 De acordo com o processo de transferência

- **Recuperador:** É o tipo de trocador de calor mais comum nas indústrias químicas e petroquímicas. Nele, as correntes quente e fria escoam simultaneamente no equipamento, o qual apresenta uma superfície que impede o contato físico entre elas. É nesta superfície que ocorre a transferência de energia entre as correntes. A meta principal no seu projeto é a determinação de suas características geométricas, principalmente a área efetiva de transferência de calor.

- **Trocador por contato direto:** de modo distinto ao do recuperador, não há separação física entre os fluidos que escoam simultaneamente no interior do equipamento. Exemplos típicos são as torres de resfriamento e os lavadores de gases. Neste caso, dentro dos procedimentos de projeto, é preciso considerar a simultaneidade dos fenômenos térmico e mássico geralmente presentes. Este aspecto e a difícil caracterização de uma superfície de troca térmica (interface entre os fluidos) são fatores que contribuem para elevar a complexidade do projeto destas unidades.

- Regenerador: os fluidos escoam de maneira alternada por uma mesma trajetória no interior do equipamento, trocando calor com uma matriz sólida de armazenamento. Neste caso, os métodos de projeto devem ser adaptados para contemplar a capacidade calorífica do sistema de armazenamento e a duração dos ciclos operacionais (SHAH, 1981).

- Leito fluidizado: um fluido auxiliar promove a fluidização de um leito de partículas sólidas finamente divididas, funcionando também como intermediário na transferência de energia entre estas partículas e outro fluido de aquecimento/resfriamento que normalmente escoam no interior de uma serpentina ou de tubos imersos no leito fluidizado. Em algumas classificações é apresentado como equipamento térmico de projeto especial, pois não é tão comum quanto os outros tipos nesta classificação.

As correntes que participam do processo de transferência de energia no trocador podem assumir diferentes orientações de escoamento no interior do equipamento. Na seqüência, será apresentada a classificação quanto à configuração do escoamento dos fluidos participantes nos trocadores.

1.1.1.2 Quanto à configuração do escoamento dos fluidos participantes nos trocadores

Basicamente, os fluidos podem se movimentar de duas maneiras: no mesmo sentido ou em sentidos opostos. No primeiro caso, os fluidos entram e saem nas mesmas extremidades e escoam no mesmo sentido. Este tipo de escoamento é chamado de paralelo (Figura 2.1a). Do ponto de vista termodinâmico, este arranjo exibe menor efetividade em função da menor diferença média entre as temperaturas das duas correntes. Por outro lado, as vantagens do seu uso estão associadas a um comportamento da temperatura da parede mais uniforme, razão pela qual tal configuração se aplica no processamento de materiais termossensíveis e nos casos onde é importante minimizar ou evitar a condensação de vapores corrosivos no interior do equipamento.

Já para o segundo caso, tem-se o oposto da forma anterior e o escoamento é conhecido como contracorrente. Neste arranjo, os fluidos entram e deixam o trocador em extremidades opostas, como mostra a Figura 2.1b. No que se refere à diferença média entre as temperaturas das correntes, não há variações consideráveis ao longo da área de troca térmica, o mesmo

podendo não ocorrer com a temperatura da superfície. Essa configuração é a que fornece maior efetividade, em função da maior diferença média entre as temperaturas das correntes quente e fria. Outros detalhes sobre a diferença média entre as temperaturas das correntes quente e fria em ambos os casos, serão vistos no item 2.1.2.1.

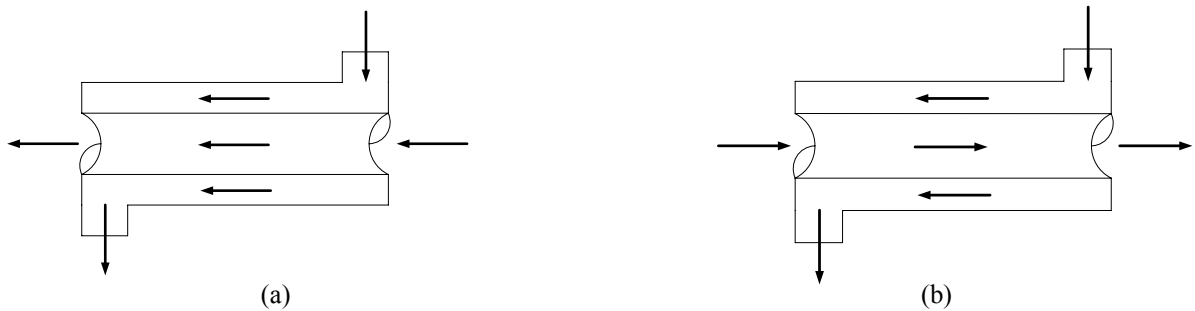


Figura 2.1 – Escoamento em trocadores de calor: (a) paralelo e (b) contracorrente

Quando o projeto do trocador de calor que considera uma configuração contracorrente resulta em um elevado comprimento dos tubos, surge a necessidade da coexistência de escoamentos paralelos e contracorrentes no mesmo equipamento para viabilizar a sua construção. A perda de efetividade causada pela adoção parcial da configuração paralela é contrabalançada pela possibilidade de maiores velocidades de escoamento, com a correspondente diminuição nas resistências convectivas.

Conforme acima mencionado, é possível ainda que o escoamento seja realizado em direções diferentes, caracterizando-se assim, por exemplo, o chamado escoamento cruzado. Neste tipo de escoamento, um fluido escoar perpendicularmente ao outro, podendo ou não o trocador apresentar aletas (superfícies estendidas que servem para aumentar a taxa de transferência de calor entre um sólido e um fluido adjacente, conforme denominado em INCROPERA e DE WITT, 1999). As Figuras 2.2a 2.2b mostram como pode ocorrer nos trocadores um escoamento cruzado na ausência ou na presença das aletas.

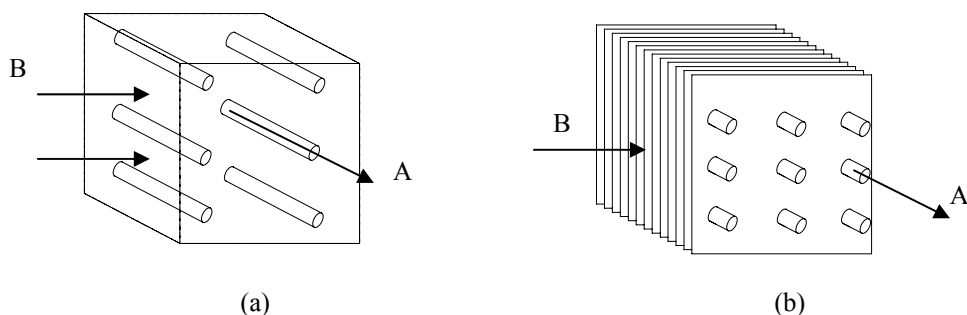


Figura 2.2 - Escoamento cruzado. (a) fluido B misturado. (b) fluido B não misturado

1.1.1.3 Tipos de construção de trocadores de calor

Os trocadores de calor podem ser construídos de diversas maneiras, de acordo com a finalidade do serviço. De maneira geral, é possível dividir os trocadores em três tipos de construção: trocadores tipo tubulares, placas e superfície aletada, com maior destaque para os trocadores tubulares em função de sua grande importância na indústria de processos.

- Trocadores do tipo tubulares: esta categoria pode ser subdividida em bitubular e casco-e-tubo. Os trocadores do tipo tubo duplo ou bitubulares são o tipo de construção mais simples de trocadores, onde seu arranjo envolve dois tubos concêntricos. Nestes equipamentos, um dos fluidos escoam pelo interior do tubo, enquanto que o outro fluido percorre a região anular do trocador. Os trocadores bitubulares são usados em aplicações onde pequenas cargas térmicas requerem áreas de troca inferiores a um valor limite de 20 m^2 a 50 m^2 . Eles apresentam como vantagem a facilidade na sua construção, porém são limitados quando há a necessidade de se dispor de grandes áreas de troca térmica. A Figura 2.3 mostra a imagem de trocador de calor do tipo bitubular.

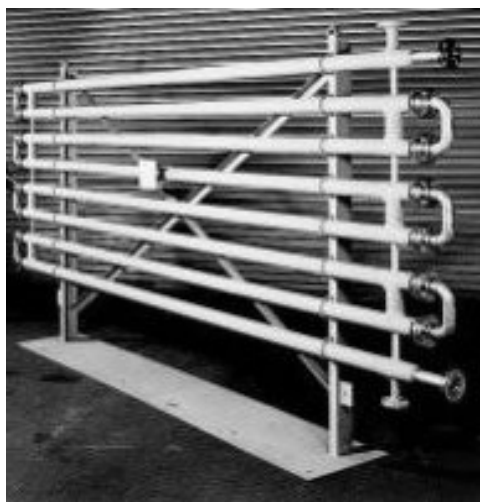


Figura 2.3 – Trocador de calor bitubular
(disponível em: www.graham-hart.com/heatexchangers2.html)

O trocador do tipo casco e tubo é o equipamento térmico mais comum nas indústrias químicas. Isto é explicado pela alta versatilidade deste equipamento em relação às condições operacionais ditadas por grande parte dos processos químicos. O funcionamento deste

trocador se dá pelo escoamento de um fluido na parte interna do casco, enquanto que o outro fluido escoia pelos tubos. Nestes equipamentos, o fluido pode fazer uma única passagem ou várias passagens por dentro do trocador antes de saírem dele, ao que se denomina como passe. Sendo assim, formas específicas desse trocador diferem de acordo com o número de passes no casco e nos tubos (Figuras 2.4 e 2.5). Dependendo do número de passes no tubo, ocorrerá que em um determinado trecho os fluidos escoem entre si paralelamente e, em outro trecho, de maneira contracorrente.

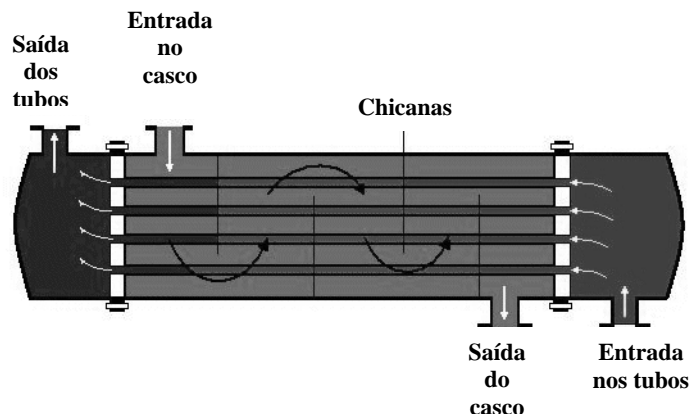


Figura 2.4 – Trocador casco e tubos: um passe no casco e um passe nos tubos em contracorrente (disponível em: www.cheresources.com/shell_tube_heat_exchanger_1_Image5.gif)

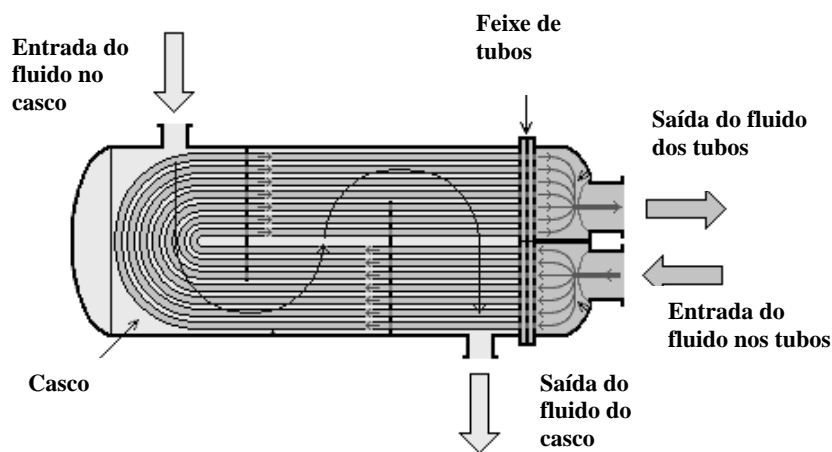


Figura 2.5 – Trocador casco e tubos: um passe no casco e dois passes nos tubos (disponível em www.answers.com/topics/shell-and-tube-heat-exchanger)

Com relação à construção, um trocador casco e tubo é basicamente formado por um cabeçote dianteiro, pelo casco e pelo cabeçote traseiro, os quais possuem diferentes tipos, além dos tubos. Cada uma dessas três partes possuem para sua identificação letras características. Exemplos de construção destes trocadores podem ser encontrados em PERRY e GREEN (1999).

De modo a padronizar a elaboração dos trocadores de calor deste tipo, a *Tubular Exchangers Manufacturers Association* (TEMA) publica periodicamente um manual, no qual se encontra as normas recomendadas para este fim.

Os trocadores casco e tubo são classificados em três classes, conforme o tipo de serviço que desempenham:

- Classe R: condições mais severas, típicas das indústrias de petróleo e correlatas;
- Classe B: uso em indústrias de processos químicos;
- Classe C: serviços moderados para processos em geral.

- Trocadores de placas: os trocadores de placas são construídos com diversas placas paralelas finas com superfícies corrugadas, montadas de modo a formar estreitos canais paralelos pelos quais escoam os fluidos quente e frio (Figura 2.6). Como características gerais, são equipamentos mais compactos quando comparados aos casco-tubos, mas não suportam condições operacionais severas (altos diferenciais de temperatura e pressões de operação).

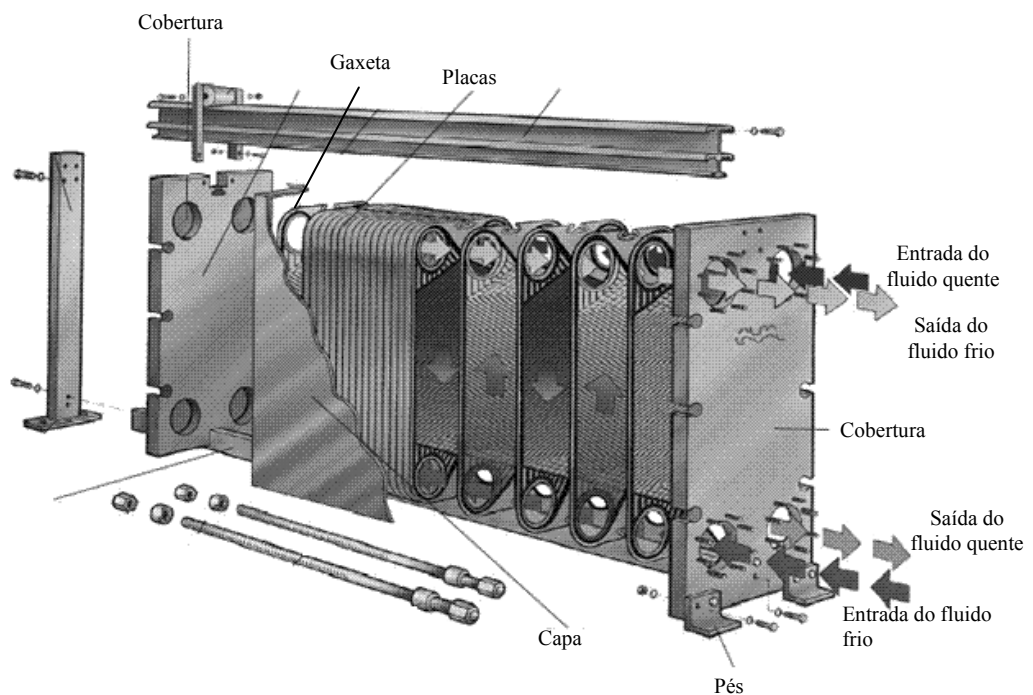


Figura 2.6 – Visão explodida de um trocador compacto de placas com gaxeta (disponível em www.cheresources.com/ht_basics_Image7.gif).

- Superfícies aletadas: estes equipamentos apresentam extensão da área de troca térmica primária, em uma ou em ambas as faces da superfície, obtida por intermédio da colocação de pinos ou aletas. São preferencialmente empregados em operações que envolvam correntes com pequenos coeficientes de transferência de calor, com objetivo de diminuir a resistência térmica nessas correntes. É muito comum observar superfícies aletadas em motores, as quais auxiliam na refrigeração através da dissipação de energia para o ambiente.

É importante ressaltar que, devido ao vasto espectro de equipamentos com características de construção direcionadas para atender aplicações específicas, a classificação quanto ao tipo de construção de trocadores de calor pode ser ampliada para a inclusão de outros projetos não convencionais como, por exemplo, os regeneradores.

1.1.2 Métodos de cálculo de trocadores de calor

Para o cálculo de trocadores de calor, usualmente, pode ser lançado mão de dois procedimentos tradicionais (INCROPERA e DE WITT, 1999): o Método da Média Logarítmica das Diferenças de Temperatura (MLDT) e o Método da Efetividade (ϵ -NUT). Em qualquer problema, ambos os métodos podem ser utilizados e fornecem resultados equivalentes.

1.1.2.1 Método MLDT

O método MLDT é comumente utilizado para o projeto de trocadores de calor, uma vez que sejam fornecidas as temperaturas de entrada e, as temperaturas de saída ou são especificadas ou podem ser determinadas por expressões que representem o balanço de energia (equações 2.1 e 2.2).

$$Q = m_H (e_{H,i} - e_{H,o}) \quad (2.1)$$

$$Q = m_C (e_{C,o} - e_{C,i}) \quad (2.2)$$

onde Q é a taxa total de transferência de calor e e , a entalpia dos fluidos. Admitindo-se que os fluidos não mudam de fase e que os calores específicos são constantes, o balanço de energia pode ser apresentado na forma:

$$Q = m_H c_{pH} (T_{H,i} - T_{H,o}) \quad (2.3)$$

$$Q = m_C c_{pC} (T_{C,o} - T_{C,i}) \quad (2.4)$$

As temperaturas nas equações 2.3 e 2.4 estão relacionadas às temperaturas dos fluidos nos pontos de entrada e de saída do trocador.

Adicionalmente, para fins de cálculo de trocadores de calor, torna-se necessário exprimir a taxa de transferência de calor por meio de uma outra expressão. Esta equação relaciona as seguintes variáveis:

- Coeficiente global de transferência de calor (U): o coeficiente global de transferência de calor pode ser relacionado à resistência térmica total do trocador. Considerando A como a área de transferência de calor, verifica-se que:

$$U = \frac{1}{R_{tot} A} \quad (2.5)$$

onde R_{tot} é a resistência térmica total do trocador.

- Média logarítmica entre as temperaturas de entrada e saída do trocador (ΔT_m): a média logarítmica é uma operação importante, devido ao fato de que a diferença entre as temperaturas varia em função da posição no trocador:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (2.6)$$

onde os subscritos 1 e 2 correspondem às diferentes extremidades do trocador, conforme é mostrado nas Figuras 2.7 a e 2.7 b:

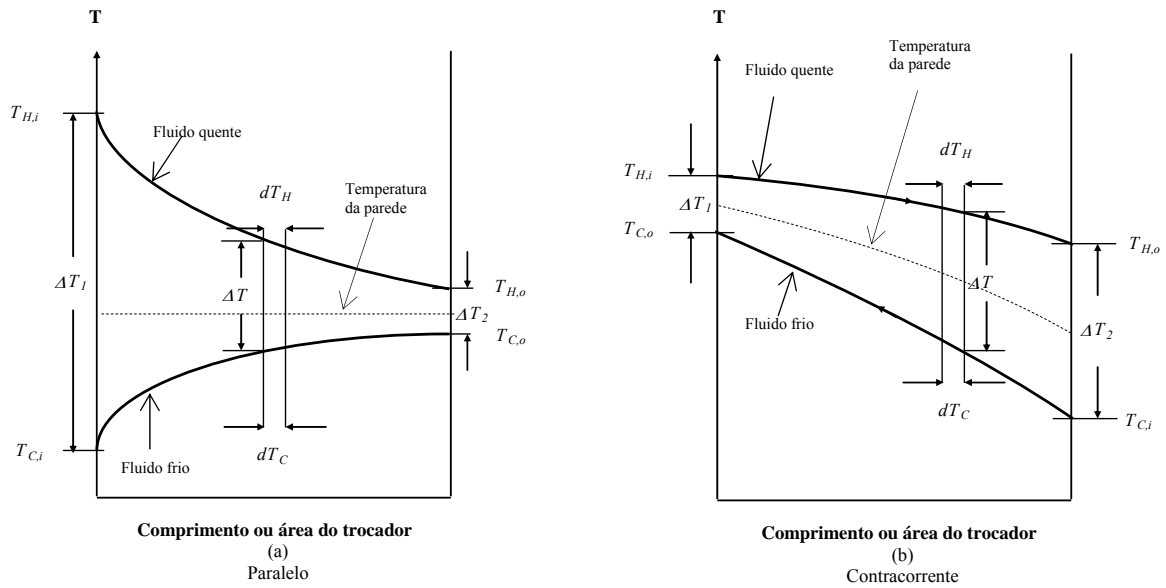


Figura 2.7 – Distribuições de temperaturas nos trocadores de calor.

Caso o escoamento seja cruzado ou o trocador seja concebido com múltiplos passes, a expressão de ΔT_m sofre uma modificação, sendo aplicado um fator de correção:

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{m,CC} \quad (2.7)$$

sendo F o fator de correção, o qual pode ser determinado algebricamente ou obtido graficamente e $\Delta T_{m,CC}$ a média para escoamento contracorrente.

Assim sendo, ao se relacionar as variáveis anteriormente definidas, a expressão da taxa pelo método MLDT é dada por:

$$Q = UA\Delta T_m \quad (2.8)$$

Quando para este cálculo as temperaturas de saída são desconhecidas, o método MLDT apresenta o inconveniente da necessidade de se lançar mão de um processo iterativo, sendo mais cômodo em termos de cálculo o método ε -NUT.

1.1.2.2 Método ε -NUT

Este método baseia-se em três grupos adimensionais inter-relacionados: a efetividade (ε), o número de unidades de transferência (NUT) e a razão entre as taxas de capacidade calorífica (C_R).

A efetividade de um trocador é definida como a razão entre a taxa de transferência de calor real em um trocador de calor (Q) e a máxima taxa de transferência de calor termodinamicamente possível (Q_{MAX}):

$$\varepsilon \equiv \frac{Q}{Q_{MAX}} \quad (2.9)$$

Q_{MAX} poderia ser obtida, a princípio, em um trocador contracorrente com comprimento infinito, apresentando um dos fluidos a máxima diferença de temperaturas possível, ($T_{H,i} - T_{C,i}$). Supondo-se uma situação, onde a taxa de capacidade calorífica do fluido frio é inferior a do fluido quente ($C_C < C_H$), tem-se que $|dT_C| > |dT_H|$. Conseqüentemente, o fluido frio experimentaria a maior variação de temperatura e, sendo (hipoteticamente) o comprimento infinito, este seria aquecido até a temperatura de entrada do fluido quente. Para esta situação, Q_{MAX} é apresentado como:

$$Q_{MAX} = C_C (T_{H,i} - T_{C,i}) \quad (2.10)$$

Analogamente, para $C_H < C_C$, o fluido quente experimenta a maior variação de temperatura e seria resfriado até a temperatura de entrada do fluido frio. Q_{MAX} poderia assumir também, para tal situação, a forma:

$$Q_{MAX} = C_H (T_{H,i} - T_{C,i}) \quad (2.11)$$

Generalizando as equações 2.10 e 2.11:

$$Q_{MAX} = C_{min} (T_{H,i} - T_{C,i}) \quad (2.12)$$

onde C_{min} é igual a taxa de capacidade calorífica que apresentar menor valor entre C_H e C_C . Desse modo, define-se o fluido mínimo como o fluido com a menor taxa de capacidade calorífica e o fluido máximo (C_{max}), como a maior taxa de capacidade calorífica.

Assim sendo, a efetividade pode ser enunciada para dois casos: para quando o fluido mínimo é o fluido frio e para quando o fluido mínimo é o fluido quente. Tomando-se como base a equação 2.9 e reescrevendo-a, tem-se que:

$$\varepsilon \equiv \frac{Q}{Q_{MAX}} \Rightarrow \frac{C_{min} \Delta T_{F,min}}{C_{min} \Delta T_{max}} \quad (2.13)$$

Então:

$$\varepsilon = \frac{\Delta T_{F,min}}{\Delta T_{max}} \quad (2.14)$$

Enunciando a expressão da efetividade para o caso do fluido mínimo ser o fluido frio:

$$\varepsilon = \frac{T_{C,o} - T_{C,i}}{T_{H,i} - T_{C,i}} \quad (2.15)$$

Já para o caso do fluido mínimo ser o fluido quente:

$$\varepsilon = \frac{T_{H,i} - T_{H,o}}{T_{H,i} - T_{C,i}} \quad (2.16)$$

Um outro parâmetro deste método, o número de unidades de transferência (NUT), é obtido pela seguinte expressão:

$$NUT \equiv \frac{UA}{C_{min}} \quad (2.17)$$

A razão entre as taxas de capacidade calorífica (C_R) é determinada através da expressão:

$$C_R \equiv \frac{C_{min}}{C_{max}} \quad (2.18)$$

Para uma certa configuração de escoamento, a efetividade e o NUT podem ser inter-relacionados. O Quadro 2.2 mostra as relações ε - NUT para, por exemplo, escoamento em paralelo e em contracorrente.

Configuração do escoamento	Relação para a efetividade
Paralelo	$\varepsilon = \frac{1 - \exp[-NUT(1 + C_R)]}{1 + C_R}$
Contracorrente	$\varepsilon = \frac{1 - \exp[-NUT(1 - C_R)]}{1 - C_R \exp[-NUT(1 - C_R)]}$

Quadro 2.2 – Relações ε - NUT (INCROPERA e DE WITT, 1999)

No caso de trocadores de calor com mudança de fase a temperatura constante, tem-se que $C_R = 0$ para todas as configurações.

1.2 Fenômeno da deposição em trocadores de calor

Estudar a deposição em trocadores de calor é relevante, pois ela é responsável por uma significativa perda de eficiência no serviço destes equipamentos ao longo do tempo. Ela gera, como consequência imediata, aumento no consumo de utilidades em equipamentos auxiliares de troca térmica e eleva a exigência de potência de equipamentos, como bombas, por exemplo.

1.2.1 Conceituando a deposição em trocadores de calor

SHILLING *et al.* (1999) definem a deposição como qualquer mudança na superfície que separa dois fluidos a transferir energia, onde ocorra uma acumulação de sujeira ou outras formas, nas quais resulte em um decréscimo na taxa de transferência de calor desta superfície.

Basicamente, existem seis tipos de deposição mais comumente encontrados, conforme descrito em KNUDSEN (1983):

1) Por precipitação ou cristalização: o acúmulo observado é a precipitação ou cristalização de substâncias dissolvidas ao longo do equipamento e ocorre quando a solubilidade é menor na temperatura da parede do que no seio do fluido. Não é esperado ocorrer em interfaces gás-sólido. Exemplos típicos desse tipo são verificados em processos que envolvem mudança de fase (*e.g.* caldeiras) e em linhas de água de refrigeração;

2) Particulada: quando ocorre acúmulo de substâncias sólidas suspensas na corrente de fluido, influenciadas por forças gravitacionais. Observada em interface gás-sólido;

3) Através de reação química: quando reações químicas provocam a deposição. Dependendo da temperatura da superfície, tais incrustações podem ser carbonizadas, provocando um coqueamento, dificultando ainda mais a remoção dos depósitos. Exemplos estão relacionados à formação de materiais poliméricos de alto peso molecular, os quais se tornam insolúveis após um certo grau de polimerização;

4) Devido à corrosão: quando é provocada por produtos de corrosão formados localmente por reações químicas entre o fluido e a superfície metálica;

5) Biológica ou biodeposição: dada pela fixação e crescimento de microrganismos (bactérias, fungos ou algas) e/ou de macrorganismos (macroalgas, crustáceos e etc.) e seus respectivos excretas, sendo incomum ocorrer em interfaces gás-sólido.

6) Por congelamento ou solidificação: se a deposição for devido à solidificação de líquidos puros ou de constituintes de alto ponto de fusão de misturas, em superfícies resfriadas.

BOTT (2001) entende, a respeito destes seis mecanismos, que muitos processos industriais de incrustação envolvem possivelmente uma combinação de dois ou mais de tais mecanismos.

1.2.2 Comportamento da deposição

O mecanismo geral da deposição envolve basicamente duas contribuições no fenômeno: a taxa de formação do depósito e a taxa de remoção do depósito. A ocorrência ou não do acúmulo depende de qual contribuição será a mandatária. A dinâmica destas contribuições é apresentada por KNUDSEN (1983):

a) Formação do depósito: inicia-se no seio do fluido e em seguida há o transporte de massa para a superfície de troca térmica. Finaliza-se pela aderência à superfície do equipamento ou em outras partículas já depositadas;

b) Remoção do depósito: pode acontecer sob três aspectos: dissolução, erosão e lascamento (também denominada descamação). Para o primeiro caso, o material sai da camada de depósito na forma iônica ou molecular. No segundo caso, o material deixa o depósito na forma particulada. Já na descamação, o material é removido sob a forma de fragmentos ou pedaços.

Tendo em vista esse balanço de forças e a possibilidade de combinações de mecanismos, torna-se difícil o desenvolvimento de um modelo teórico generalizado para previsão da evolução da deposição. No entanto, é possível identificar alguns padrões clássicos de crescimento da incrustação:

i) Linear: o aumento da resistência de depósito segue uma linha reta crescente ao longo do tempo de operação. A Figura 2.8 mostra um gráfico deste comportamento ao longo do tempo.

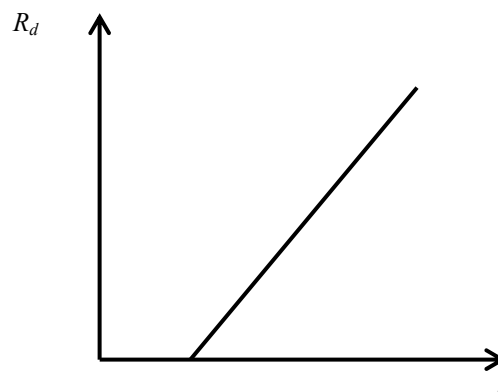


Figura 2.8 – Padrão linear de crescimento da deposição

onde t é o tempo de operação do equipamento e R_d é a resistência de depósito gerada pela ação da incrustação.

ii) Taxa decrescente: R_d aumenta ao longo do tempo, porém obedece a um padrão onde a taxa diminui continuamente. Essa classe de deposição pode existir mesmo na ausência do termo de mecanismo de remoção, caso haja fatores que atenuem progressivamente a taxa de remoção do depósito. O gráfico da taxa decrescente de incrustação é apresentado na Figura 2.9.

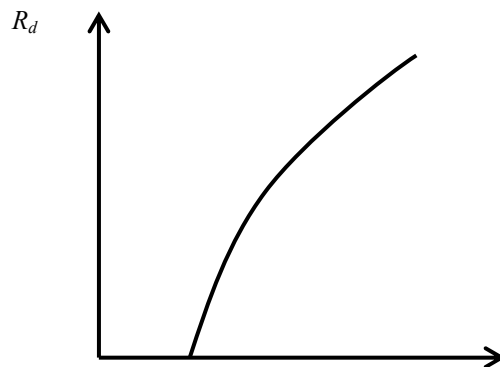


Figura 2.9 – Evolução decrescente de deposição

iii) Assintótico: neste modelo, a deposição aumenta rapidamente no início da operação do trocador, porém, com a seqüência do fenômeno, os acréscimos em seu valor diminuem gradualmente, fazendo com que R_d tenda para um valor assintótico R_d^* , caso as condições de operação não variem. Ocorre se a taxa de formação for constante e a taxa de remoção for proporcional à espessura do depósito. Outra ocorrência pode ser observada se não houver mecanismos de remoção, quando a taxa diminuir com o aumento da espessura de depósito até o ponto em que não há deposição adicional. O gráfico do comportamento assintótico da deposição é mostrado na Figura 2.10.

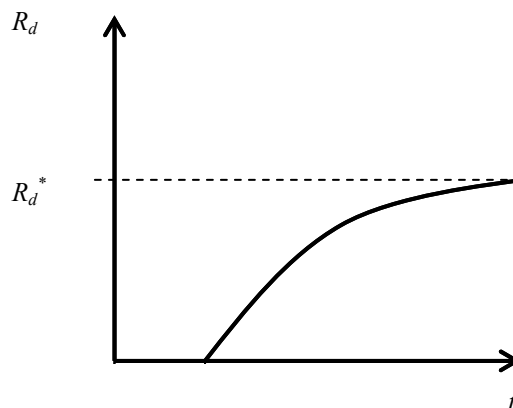


Figura 2.10 – Comportamento assintótico da deposição

Em alguns casos, o acúmulo de depósitos só se inicia após um certo tempo de operação, denominado tempo de indução. A Figura 2.11 apresenta um comportamento linear associado a um determinado tempo de indução (i).

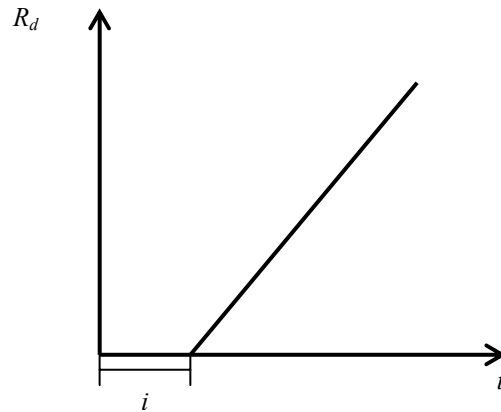


Figura 2.11 – Padrão linear de crescimento da deposição sob determinado tempo de indução i

Uma contribuição importante em relação a esse balanço de forças foi trazida por EBERT e PANCHAL (1997). Eles propuseram a existência de um limite de incrustação, no qual em certas condições o balanço de forças fosse nulo. O modelo proposto no estudo foi obtido dos dados experimentais de SCARBOUROUGH *et al.* (1979) para fornalhas. Este modelo sugere que a deposição é controlada por dois mecanismos competitivos: um relacionado à reação química, que favorece a deposição; e outro relacionado à tensão de cisalhamento na superfície do tubo, que favorece a diminuição da deposição nos trocadores (SILVA, 2006). O modelo proposto é apresentado a seguir:

$$\frac{dR_d}{dt} = \theta Re^\beta Pr^{-0.33} \exp\left(\frac{-E}{RT_f}\right) - \gamma\tau_w \quad (2.19)$$

onde Re é o número de Reynolds, Pr é o número de Prandtl, R é a constante dos gases, T_f é a temperatura de filme (média entre a temperatura da parede e do fluido), τ_w a tensão de cisalhamento e θ , β e γ são parâmetros empíricos.

O primeiro termo é responsável pela formação da incrustação, enquanto que o segundo é responsável pela remoção da incrustação.

1.2.3 Impactos causados pela deposição

Serão discutidos adiante alguns problemas causados pelo fenômeno da deposição.

1.2.3.1 Problemas nos trocadores

Usualmente os depósitos por si só possuem baixa condutividade térmica, introduzindo resistência térmica relativamente alta. KNUDSEN (1983) destaca alguns problemas típicos com a deposição:

- Redução da taxa de transferência de calor;
- Superaquecimento das superfícies que operam com fluxo de calor constante na parede;
- Perda de carga no bombeamento de fluidos;
- Entupimento de tubos em casos extremos;
- Aceleração da corrosão em superfícies.

O problema da incrustação em trocadores de calor é levado em conta desde a fase de projeto, onde fatores de incrustação têm sido determinados através da experiência de profissionais ligados a este assunto e recomendados pela *Tubular Exchanger Manufactureres Association* (TEMA).

1.2.3.2 Impactos em redes de trocadores de calor

Diversos trabalhos se reportam às graves conseqüências que o fenômeno da deposição causa à rede. No trabalho de TONIN (2003) é citada uma cifra superior a dois bilhões de dólares por ano, referentes aos custos com a deposição nas empresas de refino de petróleo dos

Estados Unidos. Com relação ao custo total devido à deposição nos países industrializados, LAVAJA e BAGAJEWICZ (2004) afirmam que a deposição é responsável por perdas da ordem de 0,25 % do produto interno bruto. Portanto, conclui-se que a deposição nas redes de trocadores de calor causa enormes prejuízos econômicos nas indústrias anualmente.

Todavia, o depósito de materiais em trocadores da rede não leva apenas prejuízos econômicos pelo desperdício energético, de produção e manutenção. Dependendo da finalidade da rede, pode trazer também inconvenientes na esfera ambiental. Cita-se como exemplo o impacto na bateria de preaquecimento de petróleo da destilação atmosférica, na qual a ineficiência penaliza o forno atmosférico por elevar o consumo de combustível. Muitas pesquisas têm sido desenvolvidas nesse sentido, principalmente após o Protocolo de Quioto em 1997 (SMAÏLI *et al.*, 2001). Neste contexto, para uma unidade processando 100 000 barris/dia (aproximadamente 15900 m³/d), uma queda de 1 Kelvin dada à incrustação, resultará em aproximadamente 750 toneladas de CO₂ adicionais emitidas por ano (YEAP *et al.*, 2005).

1.2.4 Meios de tratamento da deposição

Dada a importância da deposição nos trocadores, muitos trabalhos na literatura foram publicados visando mitigar seus efeitos, seja nos trocadores, seja no manejo operacional de uma rede.

1.2.4.1 Diretamente ligados aos trocadores

O problema da deposição é considerado ainda na fase de projeto dos equipamentos térmicos. Neste sentido, a TEMA publica valores de resistência de depósito, auxiliando a tais projetos. Atualmente, as práticas de projeto tentam levar em conta tanto a geometria do trocador, bem como as variáveis de operação que sejam propensas a provocar a deposição (BOTT, 2001). Os valores de resistência de depósito também podem ser determinados através da própria experiência no processo. Porém, no mesmo artigo BOTT (2001) refuta estas técnicas, porque elas se mostram simplórias por substituir uma condição de deposição que é dinâmica por uma que é estática. Concordando com a idéia de BOTT (2001), no trabalho de

WILSON *et al.* (2002), há a sugestão de que se haja maior esforço em desenvolver métodos para operação e projetos de trocadores de calor, baseados em taxas de incrustação ao invés de resistências de depósitos fixas.

Observa-se, portanto, uma considerável dificuldade de se encontrar uma abrangência de informações sobre a deposição, tanto na fase de projeto, quanto na operação. Busca-se resolver este problema ao se tratar em laboratório experimentos sobre a incrustação. À respeito desta proposta, o trabalho de ASOMANING *et al.* (2000) alerta para algumas limitações desta alternativa. Os autores reportam à prática usual de se tomar os dados de laboratório, na falta de um modelo generalizado, e extrapolá-los, questionando a validade destas aproximações.

Em relação à prevenção, frequentemente são utilizados aditivos misturados aos fluidos para prevenir a incrustação em trocadores em operação, todavia não é possível evitar totalmente a deposição (PRIETO *et al.*, 1999). CHO *et al.* (2000) citam alguns métodos de prevenção, como por exemplo agentes de troca iônica e até mesmo osmose reversa objetivando reduzir a dureza da água, alcalinidade ou nível de sílica presente na água e, até mesmo o uso de campo elétrico oscilante nos equipamentos. Entretanto, deve-se ter especial atenção a eventuais problemas, tais como incompatibilidade dos aditivos com os fluidos processados e interação indesejada nos demais equipamentos.

PANCHAL e HUANGFU (2000) afirmam que, com relação à limpeza de trocadores individuais em indústrias de refino de petróleo, as investigações tendem a focar a caracterização da deposição e a análise da efetividade de técnicas comerciais para mitigação da incrustação, como aditivos e tratamentos físicos. CHO *et al.* (2000) descrevem dois métodos de limpeza de trocadores: através de agentes inibidores e agentes quelantes, ambos auxiliados por esferas para limpeza. Neste mesmo artigo, CHO *et al.* (2000) testam quatro diferentes métodos de limpeza de incrustação em trocadores tipo tubo duplo em torres de resfriamento: (i) limpeza com água pressurizada a 10000 psi (aproximadamente 68476 kPa) e (ii) a 20000 psi (aproximadamente 136952 kPa), (iii) limpeza química com mistura ácida por seis horas e (iv) escovação com mecanismo rotatório do tubo previamente seco. Ele observou que em tubos molhados, a limpeza mais efetiva foi atingida pelo tratamento ácido. Já no método com água pressurizada, era necessária uma correta seleção de vazão e pressão para que fosse efetivo. Finalmente, quando limpos com escovação após secagem dos tubos durante um mês, observou-se a recuperação dos valores do coeficiente global de transferência de calor limpo (antes de ocorrer a incrustação). No entanto, tais métodos carecem de maior estudo, visto que existe um número muito grande de variáveis a serem definidas, como velocidade de

rotação da escova, tipo de depósitos, pressão de água, características da água de limpeza, tipo de material da superfície do trocador a ser limpa, dentre outros fatores.

1.2.4.2 Monitoramento da deposição em trocadores de uma rede

Com as limitações que os experimentos em bancada de laboratório proporcionam, surge como alternativa o monitoramento da deposição no próprio campo, visando uma maior precisão e especificidade na determinação das resistências de depósito e das taxas de deposição.

No trabalho de TONIN (2003), estudou-se o processo da incrustação no ramal da bateria de preaquecimento da destilação da Refinaria Presidente Vargas e o autor observou que a resistência térmica da incrustação estaria de 200% a 400% dos valores recomendados pela TEMA para alguns trocadores. Com relação ao acompanhamento da deposição, TONIN (2003) buscou aplicar uma metodologia proposta pela literatura (JERÓNIMO, 1997) e propôs estendê-la para o monitoramento de toda a rede.

Revisando o trabalho de TONIN (2003), MADI (2005) verificou que a metodologia não poderia ser aplicada para uma rede de trocadores. Isto era devido ao fato de que o conceito empregado para a efetividade de cada trocador não poderia ser somado para representar a efetividade da rede completa. Esta metodologia apenas indicava que ocorria um aumento de consumo de combustível no forno, entretanto os valores não estavam corretos. MADI (2005) defende que a melhor maneira para verificação correta dos valores de perda de eficiência é a diferença de temperatura no último trocador de calor da rede, ao longo do tempo.

Dentro do contexto do monitoramento, SILVA (2006) estudou o comportamento dinâmico da incrustação de uma bateria de preaquecimento de destilação de uma refinaria brasileira. SILVA (2006) ao utilizar uma ferramenta desenvolvida para determinação da resistência de depósito, buscou comparar a resposta da bateria com alguns modelos fenomenológicos disponíveis na literatura. Ao analisar a rede no período de quinze meses, SILVA (2006) concluiu que os modelos testados usando os parâmetros disponíveis na literatura não se mostravam capazes de prever com boa precisão a propensão de formação de depósitos com os dados utilizados em seu trabalho.

Por meio das pesquisas abordadas anteriormente é possível perceber a dificuldade de se estudar a deposição nos trocadores, bem como avaliar o comportamento da rede na presença deste fenômeno.

1.3 Simulação e otimização de redes de trocadores de calor

Uma rede de trocadores deve ser flexível às variações nas condições de processo, pois na prática, elas podem vir a operar em situações diferentes daquelas previstas na fase de projeto. A adequação de uma rede existente para atingir uma flexibilidade indica a necessidade de uma área de troca térmica extra e contorno (*bypass*) em alguns trocadores (PICÓN-NÚÑES *et al.*, 2002)

Muitas pesquisas buscam como alternativa a simulação e/ou otimização de redes de trocadores, de forma a auxiliar em políticas de operação e flexibilização destas. Como será possível verificar, muitos deles se reportam na aplicação destas técnicas também em redes onde os trocadores sofrem a ação da incrustação.

1.3.1 Modelagem e simulação

No trabalho de PICÓN-NÚÑES *et al.* (2002), foi realizada uma simulação estática de uma rede, visando sua recuperação de energia e alcance de maior flexibilidade. Para isto, os autores desenvolveram um modelo baseado na resolução de um sistema de equações lineares, os quais incluíam o termo da efetividade e o balanço de energia de cada trocador, estando estes em operação ou sendo contornados (“bypassados”). Na modelagem por eles realizada, houve a previsão de variação nas vazões das correntes, pois quando isso ocorre, há uma mudança na efetividade dos trocadores, as quais pelo modelo foram recalculadas.

Já PANCHAL e HUANGFU (2000) simularam uma bateria de preaquecimento de petróleo, através de um algoritmo montado em planilha, analisando com esta ferramenta os efeitos da deposição, relativos a eficiência térmica no trem em questão. O algoritmo requer um procedimento iterativo para calcular as temperaturas de saída e a taxa de transferência de calor para cada um dos grupos de trocadores. Ainda sobre o modelo, os trocadores eram

calculados sequencialmente, ou seja, a temperatura de saída de um trocador era a temperatura de entrada do trocador seguinte. Com a planilha desenvolvida, PANCHAL e HUANGFU (2000) entendiam que esta auxiliaria na organização de uma estratégia viável para seleção de métodos de se mitigar a deposição em baterias de preaquecimento.

PINTO (2004) simulou trocadores tipo casco e tubo da rede de preaquecimento da unidade de destilação da Refinaria de Paulínia (Replan). No simulador de PINTO (2004), os coeficientes de película e perdas de carga para o casco foram calculados através de modelos clássicos da literatura. PINTO (2004) observou que com o uso do simulador era possível avaliar quais trocadores estariam trabalhando acima do limite de incrustação, estabelecendo-se qual possui uma maior tendência à formação de incrustação.

LIPORACE e OLIVEIRA (2005) realizaram uma simulação em tempo real de uma bateria de preaquecimento da unidade de destilação da Replan. A simulação foi dividida em três fases: a primeira, visando determinar o coeficiente global de transferência de calor operacional da rede; a segunda, objetivando estimar o coeficiente global de transferência de calor limpo e a terceira, para estimar a máxima recuperação possível de energia da rede, com todos os trocadores limpos, fornecendo a máxima temperatura na entrada da torre de *pré-flash*. Essas simulações foram conseguidas através de integração entre um simulador de processo, um programa para determinação de deposição, um programa de cálculo rigoroso de trocadores de calor e um programa para extração de dados de processo em tempo real (*Plant Information – PI System*). Os autores apontam como vantagens desta proposta (i) maior acurácia na determinação de valores de coeficientes de transferência de calor limpo e operacional da planta em tempo real, (ii) a possibilidade de se identificar qual ou quais unidades provocam decréscimo na eficiência da rede e, conseqüentemente, deverão ser limpos e (iii) um maior auxílio para projeto de futuros trocadores.

1.3.2 Otimização

Com relação à otimização, focou-se a partir da década de 1980, diferentes estratégias de otimização da programação para limpeza de trocadores individuais (LAVAJA e BAGAJEWICZ, 2004). Nesse sentido, no trabalho de SMAÏLI *et al.* (2001) são citadas pesquisas em técnicas de otimização para limpeza de trocadores individuais, que abrangem métodos determinísticos, estatísticos ou controle ótimo.

Atualmente, os esforços têm se voltado para uma programação da parada não apenas para um trocador individualmente, mas para a rede como um todo. Dentro deste contexto, a literatura registra linhas de pesquisa que propõem duas soluções matemáticas diferentes: as identificadas por um problema de programação não-linear inteira mista (MINLP) e a programação linear inteira mista (MILP).

O problema de programação de limpeza da rede por MINLP é proposto devido à natureza das restrições, as quais envolvem variáveis binárias, indicando desse modo qual unidade deve ser limpa e variáveis contínuas indicando a performance da rede (SMAĬLI *et al.*, 2002). Ademais, o problema é dinâmico devido ao declínio de performance da rede ao longo do tempo.

Em razão de certa dificuldade de se resolver problemas via MINLP, alguns autores propuseram certas linearizações, de maneira a reduzir o problema para MILP, cuja solução fornece um ótimo global. Entretanto, conforme afirmam SMAĬLI *et al.* (2002), tais linearizações geram resultados com pouca acurácia ou até mesmo inapropriados.

Assim sendo, SMAĬLI *et al.* (2001) propõem, na seara da programação das paradas para limpeza de baterias de preaquecimento de cru, um método de otimização, baseado em duas regras heurísticas: (i) discretização do horizonte de operação em um número de períodos equivalentes, nas quais as decisões de limpeza estão alocadas e (ii) solucionar o problema via MINLP. Dessa forma, o grupo pretendeu buscar uma programação de limpeza de trocadores, na qual fornecesse o menor custo possível, para um determinado horizonte de tempo.

LAVAJA e BAGAJEWICZ, (2004) apresentaram um modelo modificado para abordagem via MILP. Eles defendem a idéia, afirmando que tal resolução é mais simples de se ajustar do que as realizadas via MINLP. O modelo proposto por LAVAJA e BAGAJEWICZ, (2004) procura maximizar o valor presente líquido baseado no custo de limpeza e a variação do custo de energia em função das flutuações do processo. Neste artigo, eles otimizam a mesma rede proposta no artigo de SMAĬLI *et al.* (2002), e seus resultados indicam que algumas estratégias desenvolvidas no artigo de SMAĬLI *et al.* (2002) são mais dispendiosas economicamente.

1.3.3 Posicionamento do presente trabalho frente à literatura com relação à otimização

Embora se tenha visto diversos trabalhos que buscam melhorias no gerenciamento da operação da bateria de trocadores de calor, através da realização de paradas para limpeza, tais métodos estão limitados ao fato de que ainda não se dispõe de um método em que se determinem valores acurados da evolução da resistência de depósito ao longo do tempo.

Portanto, como se torna muito difícil a aquisição e tratamento de dados da rede que auxiliem na parada para limpeza, a proposta deste trabalho é buscar uma solução que possa minorar os efeitos da deposição com os trocadores em operação estando em diferentes níveis de incrustação. A otimização neste trabalho visa redistribuir as vazões das correntes frias e quentes, de modo a resultar no mínimo dispêndio energético, independentemente da complexidade da estrutura da rede a ser analisada.

2 MODELAGEM EM REGIME PERMANENTE DE REDES DE TROCADORES DE CALOR

Este capítulo visa apresentar os modelos utilizados para cada elemento da rede, bem como a modelagem da rede como um todo. Esta etapa é fundamental para o cálculo dos balanços de massa e energia, utilizados na simulação de redes de trocadores de calor.

2.1 Modelagem dos equipamentos da rede

2.1.1 Trocador de calor

Seja o trocador de calor, ilustrado na Figura 3.1:

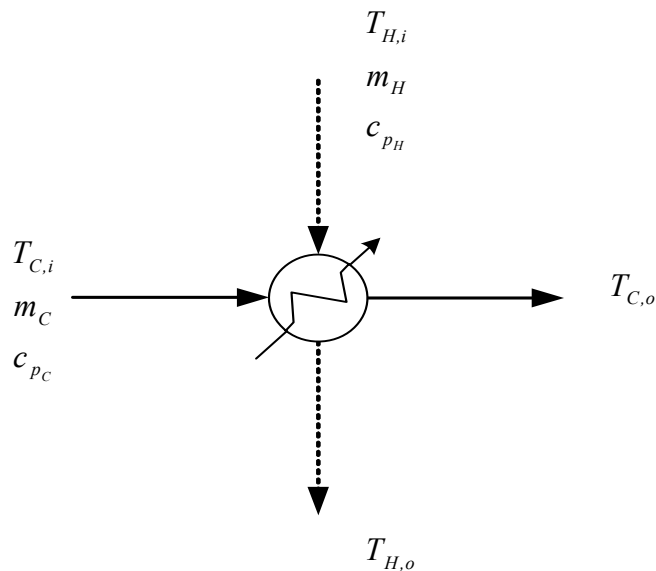


Figura 3.1 – Variáveis para modelagem do trocador de calor

As setas em linha contínua representam a corrente fria entrando e saindo do trocador de calor e as setas pontilhadas representam a corrente quente entrando e saindo do trocador.

As variáveis e parâmetros envolvidos na modelagem do trocador são os seguintes:

- c_{p_c} – calor específico à pressão constante característico da corrente fria
- c_{p_H} – calor específico à pressão constante característico da corrente quente
- $T_{C,i}$ – temperatura de entrada da corrente fria
- $T_{H,i}$ – temperatura de entrada da corrente quente
- $T_{C,o}$ – temperatura de saída da corrente fria
- $T_{H,o}$ – temperatura de saída da corrente quente
- \dot{m}_C – vazão mássica da corrente fria
- \dot{m}_H – vazão mássica da corrente quente

De acordo com a hipótese de regime permanente, a vazão mássica de entrada é igual à vazão mássica de saída de cada corrente:

$$m_{H,i} = m_{H,o} = m_H \quad (3.1)$$

$$m_{C,i} = m_{C,o} = m_C \quad (3.2)$$

onde os subscritos i e o representam a entrada e a saída do trocador de calor, respectivamente.

O equacionamento da transferência de calor do equipamento é baseado no método da efetividade (ε -NUT). As equações são definidas, inicialmente, dependendo se o fluido mínimo é o fluido frio ou fluido quente.

2.1.1.1 Quando o fluido mínimo é o fluido frio:

Escrevendo-se a equação da efetividade em função das temperaturas, conforme mencionado no Capítulo 2:

$$\varepsilon = \frac{T_{C,o} - T_{C,i}}{T_{H,i} - T_{C,i}} \quad (2.15)$$

Rearrmando-se esta expressão:

$$\varepsilon (T_{H,i} - T_{C,i}) = T_{C,o} - T_{C,i} \quad (3.3)$$

Aplicando-se uma multiplicação distributiva, vem:

$$-\varepsilon T_{C,i} + T_{C,i} - T_{C,o} + \varepsilon T_{H,i} = 0 \quad (3.4)$$

Reorganizando a expressão:

$$-(1-\varepsilon)T_{C,i} + T_{C,o} - \varepsilon T_{H,i} = 0 \quad (3.5)$$

Do balanço de energia, tem-se:

$$C_C (T_{C,o} - T_{C,i}) = C_H (T_{H,i} - T_{H,o}) \quad (3.6)$$

onde $C_C = m_C c_{pC}$ e $C_H = m_H c_{pH}$.

Como o fluido frio é o fluido mínimo, então $C_C = C_{min}$; conseqüentemente o fluido quente é o fluido máximo, $C_H = C_{max}$.

Substituindo $C_R = \frac{C_{min}}{C_{max}}$ e agrupando os termos, obtém-se:

$$C_R T_{C,o} - C_R T_{C,i} - T_{H,i} + T_{H,o} = 0 \quad (3.7)$$

Rearranjando-se esta expressão:

$$-C_R T_{C,i} + C_R T_{C,o} - T_{H,i} + T_{H,o} = 0 \quad (3.8)$$

Armazenando as equações 3.5 e 3.8 na forma matricial:

$$\begin{bmatrix} -(1 - \varepsilon) & I & -\varepsilon & 0 \\ -C_R & C_R & -I & I \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} T_{C,i} \\ T_{C,o} \\ T_{H,i} \\ T_{H,o} \end{bmatrix} = \underline{0} \quad (3.9)$$

2.1.1.2 Quando o fluido mínimo é o fluido quente:

Como visto no Capítulo 2:

$$\varepsilon = \frac{T_{H,i} - T_{H,o}}{T_{H,i} - T_{C,i}} \quad (2.16)$$

ou então:

$$\varepsilon(T_{H,i} - T_{C,i}) = T_{H,i} - T_{H,o} \quad (3.10)$$

Aplicando a propriedade distributiva:

$$\varepsilon T_{C,i} + (1 - \varepsilon)T_{H,i} - T_{H,o} = 0 \quad (3.11)$$

Pela conservação de energia, tem-se:

$$C_C(T_{C,o} - T_{C,i}) = C_H(T_{H,i} - T_{H,o}) \quad (3.12)$$

Analogamente ao subitem anterior, o fluido quente é o fluido mínimo, então $C_H = C_{min}$; como consequência, o fluido frio é o fluido máximo, $C_C = C_{max}$.

Substituindo novamente $C_R = \frac{C_{min}}{C_{max}}$ e agrupando os termos, obtém-se:

$$T_{C,i} - T_{C,o} + C_R T_{H,i} - C_R T_{H,o} = 0 \quad (3.13)$$

Armazenando as equações 3.11 e 3.13 na forma matricial:

$$\begin{bmatrix} \varepsilon & 0 & (1 - \varepsilon) & -1 \\ 1 & -1 & C_R & -C_R \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} T_{C,i} \\ T_{C,o} \\ T_{H,i} \\ T_{H,o} \end{bmatrix} = \underline{0} \quad (3.14)$$

Para efeito da codificação no simulador, torna-se adequado se obter um sistema linear que possa reunir e generalizar as expressões 3.9 e 3.14. Visando este fim, cria-se então um parâmetro binário que funciona como um identificador para a situação do subitem 2.1.1.1 ou 2.1.1.2.

Portanto, seja $y \in \{0, 1\}$:

$$y = \begin{cases} 1, & \text{se o fluido mínimo é o fluido quente} \\ 0, & \text{se o fluido mínimo é o fluido frio} \end{cases}$$

Generalizando as duas expressões em um sistema linear único:

$$\begin{bmatrix} \varepsilon - I + y & I - y & y - \varepsilon & -y \\ -C_R(I - y) + y & C_R(I - y) - y & C_R y + (y - I) & -C_R y + (I - y) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} T_{C,i} \\ T_{C,o} \\ T_{H,i} \\ T_{H,o} \end{bmatrix} = \underline{0} \quad (3.15)$$

Tem-se, portanto, um sistema linear que relaciona as quatro temperaturas terminais em um trocador, permitindo simular o seu comportamento estacionário. Sendo assim, ao fornecer para o simulador as vazões, calor específico e temperaturas das correntes de entrada é possível calcular as temperaturas de saída, em relação a um conjunto de parâmetros conhecidos do trocador, representados pelo coeficiente global de transferência de calor e a área de troca térmica.

2.1.2 Misturador de correntes

Um misturador de correntes é responsável pela junção de correntes à montante deste, resultando em uma única corrente na saída do equipamento. As Figuras 3.2 e 3.3 apresentam a representação de misturadores para as correntes quentes e frias, respectivamente:

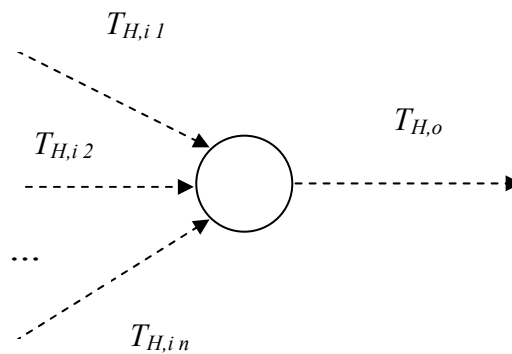


Figura 3.2 – Misturador de correntes quentes

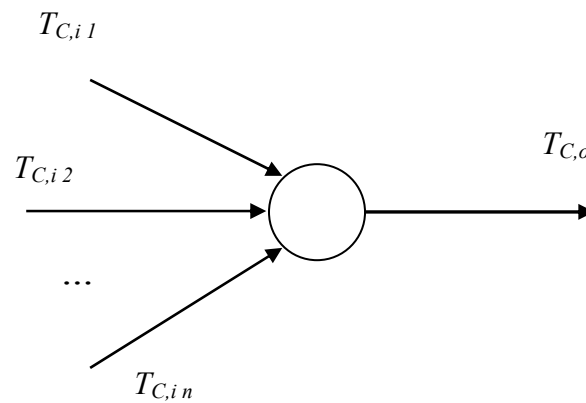


Figura 3.3 – Misturador de correntes frias

Realizando-se os balanços de massa e de energia nesse sistema particular, vem:

$$m_{i,1} + m_{i,2} + m_{i,3} + \dots - m_o = 0 \quad (3.16)$$

$$C_{i,1}T_{i,1} + C_{i,2}T_{i,2} + C_{i,3}T_{i,3} + \dots - C_oT_o = 0 \quad (3.17)$$

Tais expressões são válidas para as correntes quentes e frias.

2.1.3 Divisor de corrente

Um divisor de corrente atua na repartição de uma corrente de entrada em duas ou mais correntes de saída. As frações da divisão são definidas de acordo com a necessidade do problema em questão, podendo essas quantidades variar ao longo de um determinado período na campanha de operação da rede. As Figuras 3.4 e 3.5 mostram uma divisão de correntes quentes e frias, respectivamente.

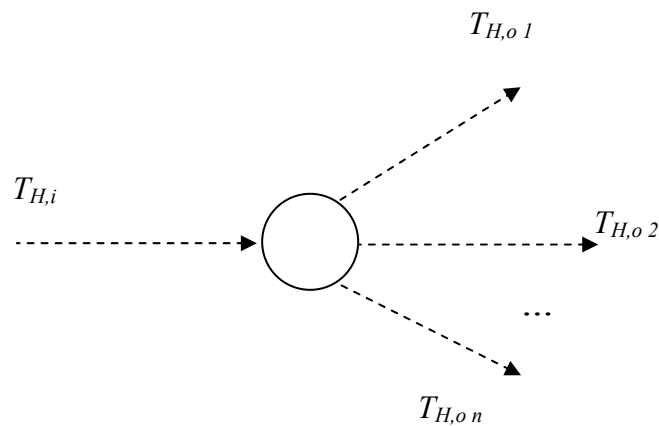


Figura 3.4 – Divisor de corrente quente

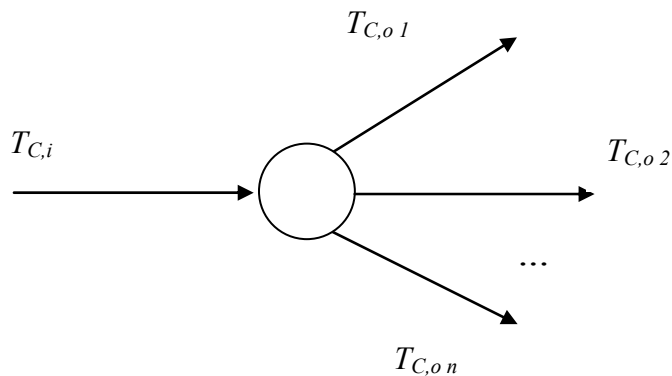


Figura 3.5 – Divisor de corrente fria

Para tais situações, a equação de balanço de massa, a definição da fração de divisão da corrente, a equação do balanço de energia e a expressão que mostra a igualdade das temperaturas de entrada e saída estão expressos, respectivamente nas seguintes formas:

$$m_i = m_{o,1} + m_{o,2} + \dots + m_{o,n} \quad (3.18)$$

$$\alpha_j m_i - m_{o,j} = 0 \quad j \in \{1, \dots, n-1\} \quad (3.19)$$

$$C_i T_i - C_{o,1} T_{o,1} - C_{o,2} T_{o,2} - \dots - C_{o,n} T_{o,n} = 0 \quad (3.20)$$

$$T_{o,j} - T_i = 0 \quad j \in \{1, \dots, n-1\} \quad (3.21)$$

onde α_j representa a fração de divisão correspondente a j -ésima corrente.

Embora neste trabalho se adote como premissa a divisão de uma corrente resultando em duas correntes, o modelo desenvolvido permite simular outras situações através de sucessivas divisões com a combinação de divisores (Figura 3.6).

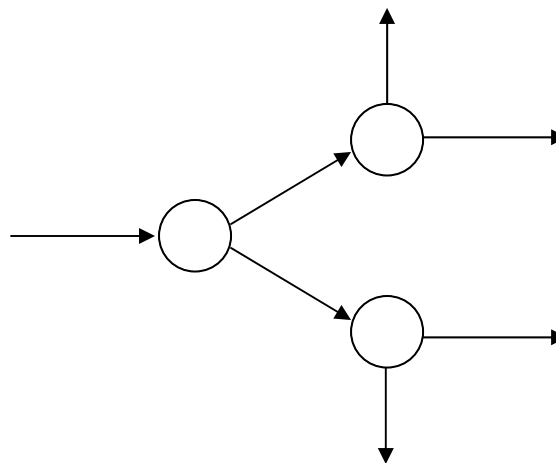


Figura 3.6 – Esquema para divisões sucessivas de correntes frias ou quentes

2.2 Modelagem dos balanços de massa e energia da rede

No item 3.1 foram modelados, individualmente, os elementos da rede. Para a simulação da rede, as equações de cada elemento devem estar relacionadas de acordo com a

estrutura das conexões das correntes. O presente item mostra os modelos dos balanços de massa e de energia da rede, que originam dois sistemas de equações lineares.

2.2.1 Conexão entre os elementos da rede

De modo a adequar as equações e os sistemas anteriormente modelados, criando uma conexão entre os elementos, utilizou-se como alternativa desta modelagem, o conceito da Teoria dos Grafos.

Um grafo pode ser entendido como a representação de um conjunto de relações estruturais entre objetos discretos. Estes objetos discretos são chamados de vértices, nós, pontos ou junções. As relações estruturais entre um par de vértices são chamadas de arestas, arcos, linhas ou ramos. Passando estes conceitos para a rede, os equipamentos e as informações de suprimento e demanda da rede, são alocados como vértices e as informações de cada corrente que conectam os vértices são as arestas.

Os digrafos (ou grafos diretos) são grafos onde as arestas têm direção definida (MAH, 1990). Os digrafos se mostram adequados para a modelagem da rede, uma vez que podem indicar o sentido do escoamento da corrente para um determinado vértice. Assim, reúne-se esse conjunto de informações numa matriz, denominada matriz de incidência. Nesta matriz, os vértices serão as linhas e as arestas serão as colunas. Para indicar o sentido de escoamento das correntes, adota-se no preenchimento dos elementos da matriz de incidência, os valores -1 , 1 e 0 para a corrente que sai de um determinado vértice, para a corrente que entra em um vértice e para as correntes não associadas naquele vértice, respectivamente.

2.2.1.1 Vértices

Sejam os seguintes símbolos adotados:

* C – Corrente fria

* P – Processo

* H – Corrente quente

* PS – Suprimento do processo

* *HE* – Trocador de calor

* *PD* – Demanda do processo

* *MX* – Misturador (*mixer*)

* *SP* – Divisor de corrente (*splitter*)

Em uma rede com N vértices, cada vértice é representado com o índice t :

$$t = 1, \dots, N \quad (3.22)$$

sendo que:

$$N = N^P + N^{HE} + N^{MX} + N^{SP} \quad (3.23)$$

Os vértices de processo podem ser desdobrados em suprimento e demanda (*i.e.*, podem representar demais equipamentos da unidade em que a rede se encontra, correntes oriundas do limite de bateria da unidade, etc.):

$$N^P = N^{PS} + N^{PD} \quad (3.24)$$

onde :

$$t = 1, \dots, N^{PS}, N^{PS} + 1, \dots, N^{PS} + N^{PD} \quad (3.25)$$

Os vértices dos trocadores de calor são relacionados da seguinte forma:

$$t = N^P + 1, \dots, N^P + N^{HE} \quad (3.26)$$

Para os misturadores de corrente, os vértices ficam assim representados:

$$t = N^P + N^{HE} + 1, \dots, N^P + N^{HE} + N^{MX} \quad (3.27)$$

Finalmente, os vértices dos divisores de corrente são exibidos a seguir:

$$t = N^P + N^{HE} + N^{MX} + 1, \dots, N^P + N^{HE} + N^{MX} + N^{SP} \quad (3.28)$$

2.2.1.2 Arestas:

Em uma rede de S arestas, cada aresta é representada com índice k :

$$k = 1, \dots, S \quad (3.29)$$

sendo que S são as correntes que transitam pela rede, as quais são formadas por correntes quentes e correntes frias:

$$k = 1, \dots, S_C, S_C + 1, \dots, S_C + S_H \quad (3.30)$$

Os conceitos anteriormente mencionados e a orientação de como é feita a identificação dos elementos e suas respectivas conexões, podem ser exemplificados através da Figura 3.7, que descreve uma rede presente no trabalho de SMAÏLI *et al.* (2002).

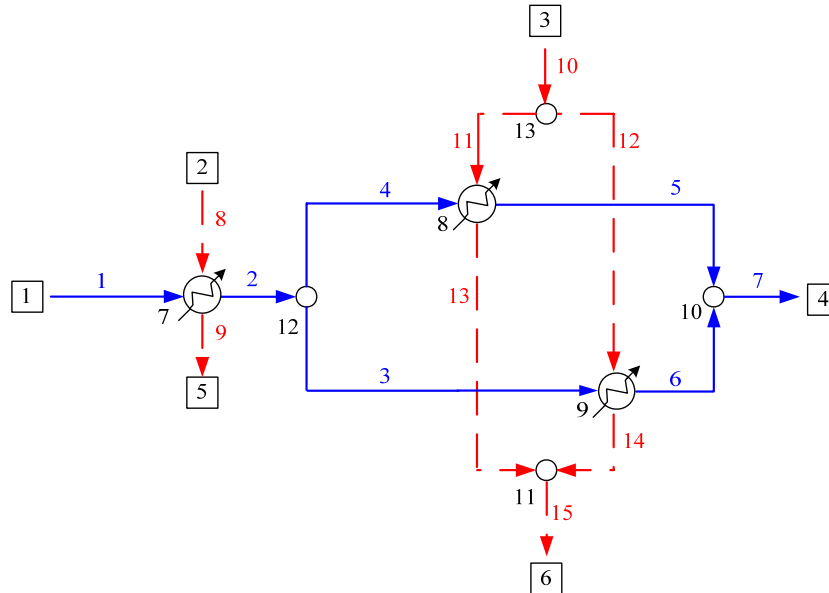


Figura 3.7 – Exemplo de rede de trocadores de calor (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Podemos identificar na Figura 3.7 o seguinte:

a) Vértices: N

- Suprimento de Processo: $N^{PS} = 3$ (vértices 1, 2 e 3);

- Demanda de Processo: $N^{PD} = 3$ (vértices 4, 5 e 6);

Total de blocos de processo: $N^P = N^{PS} + N^{PD} \therefore N^P = 6$

- Trocadores de Calor: $N^{HE} = 3$ (vértices 7, 8 e 9);

- Misturadores de Corrente: $N^{MX} = 2$ (vértices 10 e 11);

- Divisores de Corrente: $N^{SP} = 2$ (vértices 12 e 13).

Total de vértices na rede (N): $N = N^P + N^{HE} + N^{MX} + N^{SP} = 13$ vértices

b) Arestas: S

- Corrente fria: $S_C = 7$ (arestas 1, 2, 3, 4, 5, 6 e 7);

- Corrente quente (S_H): $S_H = 8$ (arestas 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14 e 15);

Total de arestas na rede (S): $S = S_C + S_H = 15$ arestas

Uma vez identificados os equipamentos e as conexões para uma dada rede, se faz necessário, em seguida, codificar tais elementos no contexto do modelo. Adiante será mostrada a representação matricial dos elementos anteriormente identificados, que reunidos resultam na já mencionada matriz de incidência.

Seja $\underline{\underline{M}}$ a matriz de incidência de uma rede, cuja dimensão é N por S ($N \times S$):

$$\underline{\underline{M}} = \begin{bmatrix} \underline{\underline{M}}^{PS} \\ \underline{\underline{M}}^{PD} \\ \underline{\underline{M}}^{HE} \\ \underline{\underline{M}}^{MX} \\ \underline{\underline{M}}^{SP} \end{bmatrix} \quad (3.31)$$

Pode-se particionar esta matriz em correntes quentes e frias:

$$\underline{\underline{M}} = \begin{bmatrix} \underline{\underline{M}}_C^{PS} & \underline{\underline{M}}_H^{PS} \\ \underline{\underline{M}}_C^{PD} & \underline{\underline{M}}_H^{PD} \\ \underline{\underline{M}}_C^{HE} & \underline{\underline{M}}_H^{HE} \\ \underline{\underline{M}}_C^{MX} & \underline{\underline{M}}_H^{MX} \\ \underline{\underline{M}}_C^{SP} & \underline{\underline{M}}_H^{SP} \end{bmatrix} \quad (3.32)$$

Cada símbolo subscrito ou sobrescrito representa o particionamento da matriz de incidência correspondente a seus respectivos vértices e arestas. Assim, $\underline{\underline{M}}_C^{MX}$, representa a matriz de incidência das correntes frias que passam pelos misturadores, seguindo as demais matrizes na equação 3.32 a mesma lógica. Essas matrizes de incidência particulares são obtidas a partir da matriz de incidência principal.

Tomando-se o exemplo em questão e respeitando a convenção, já anteriormente arbitrada, tem-se para a rede dada a representação da matriz ilustrada na Figura 3.8. As linhas tracejadas representam a partição exibida na equação 3.32. O valor zero não foi representado na ilustração desta matriz.

		Arestas														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Vértices	1	-1														
	2							-1								
	3									-1						
	4						1									
	5								1							
	6															1
	7	1	-1						1	-1						
	8				1	-1						1		-1		
	9			1			-1					1			-1	
	10					1	1	-1								
	11													1	1	-1
	12		1	-1	-1											
	13										1	-1	-1			

Figura 3.8 – Matriz de incidência da rede exemplificada

2.2.2 Modelo do balanço material

O modelo do balanço material da rede pode ser formulado baseando-se na matriz de incidência. Dessa forma, descreve-se os elementos da matriz relacionados aos vértices e arestas, na forma do balanço de massa. Para o desenvolvimento das operações do balanço de massa, é importante a definição das variáveis da rede e seus respectivos parâmetros.

2.2.2.1 Variáveis e parâmetros do balanço de massa

a) Variáveis do balanço de massa da rede

- Vetor das vazões mássicas das correntes da rede (\underline{m}): Dimensão $S \times I$

$$\underline{m} = \begin{bmatrix} \underline{m}_C \\ \underline{m}_H \end{bmatrix} \quad (3.33)$$

- Vetor das vazões mássicas das correntes de entrada e de saída da rede (\underline{n}): Dimensão $(N^{PS} + N^{PD}) \times I$

$$\underline{n} = \begin{bmatrix} \underline{n}^{PS} \\ \underline{n}^{PD} \end{bmatrix} \quad (3.34)$$

onde as vazões de entrada na rede (\underline{n}^{PS}) correspondem a valores positivos, enquanto que as vazões de saída da rede (\underline{n}^{PD}) são representados por valores negativos.

Portanto, o total de variáveis do balanço de massa é dado por:

$$S + N^{PS} + N^{PD}$$

Retornando ao exemplo:

$$S + N^{PS} + N^{PD} = 15 + 3 + 3 = 21 \text{ variáveis}$$

b) Parâmetros do balanço de massa da rede:

- Matriz de frações de divisão de corrente ($\underline{\underline{A}}$)

Representa-se tal parâmetro por uma matriz, relacionando-se o vetor de identificação da corrente de saída especificada com o vetor das respectivas frações de divisão.

$$\underline{\underline{A}} = [\underline{A}_I \quad \underline{A}_\alpha] \quad (3.35)$$

onde: $\begin{cases} \underline{A}_I \text{ é o vetor contendo o índice da corrente de saída especificada} \\ \underline{A}_\alpha \text{ é o vetor das frações de divisão} \end{cases}$

Utilizando-se o exemplo, de maneira a tornar clara a idéia, a aresta 2 (corrente fria) ramifica-se nas correntes 3 e 4 e a aresta 10 (corrente quente), divide-se nas correntes 11 e 12. Supondo-se que a corrente 3 corresponda a 60 % da corrente 2 e que a corrente 11 corresponda a 20% da corrente 10, esta matriz resulta em :

$$\underline{\underline{A}} = \begin{bmatrix} 3 & 0,6 \\ 11 & 0,2 \end{bmatrix}$$

A partir desta matriz, define-se uma matriz auxiliar para a formulação do modelo: a matriz dos divisores de corrente ($\underline{\underline{M}}_{SPLIT}$).

Seja $\underline{\underline{M}}_{SPLIT}$ com dimensão $N^{SP} \times S$:

$$\left(\underline{\underline{M}}_{SPLIT}\right)_{j,k} = \begin{cases} 1, & \text{se } A_{j,l} = k \\ 0, & \text{em caso contrário} \end{cases} \quad (3.36)$$

onde $j = 1, \dots, N^{SP}$.

Cada elemento da matriz $\left(\underline{\underline{M}}_{SPLIT}\right)_{j,k}$ é gerado tendo-se seu valor igual a 1 para indicar que a corrente “k” que sai do divisor de corrente “j” possui vazão correspondente ao valor indicado relativo à fração de divisão $(A_{\alpha})_j$, e valor igual a zero onde não houver tal correspondência. Isto posto no exemplo dado seria:

$$\underline{\underline{M}}_{SPLIT} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Portanto, tem-se que na matriz formada acima, o elemento (1,3) igual a 1 indica que a corrente 3 corresponde a 60% da corrente 2 enquanto que o elemento (2,11) igual a 1 indica que a corrente 11 corresponde a 20% da corrente 10.

2.2.2.2 Equações do balanço de massa

Serão expostas adiante as equações necessárias para resolver o balanço de massa.

a) Conservação de massa nos vértices da rede

$$\underline{\underline{M}}^P \underline{m} + \underline{n} = \underline{0} \quad N^P \text{ equações} \quad (3.37)$$

$$\underline{\underline{M}}_C^{HE} \underline{m}_C = \underline{0} \quad N^{HE} \text{ equações} \quad (3.38)$$

$$\underline{\underline{M}}_H^{HE} \underline{m}_H = \underline{0} \quad N^{HE} \text{ equações} \quad (3.39)$$

$$\underline{\underline{M}}^{MX} \underline{m} = \underline{0} \quad N^{MX} \text{ equações} \quad (3.40)$$

$$\underline{\underline{M}}^{SP} \underline{m} = \underline{0} \quad N^{SP} \text{ equações} \quad (3.41)$$

b) Divisores de corrente

$$(\underline{\underline{DIAG}}(\underline{\Lambda}_\alpha)) (\underline{\underline{M}}^{SP})_+ \underline{m} - (\underline{\underline{M}}_{SPLIT}) \underline{m} = \underline{0} \quad N^{SP} \text{ equações} \quad (3.42)$$

onde DIAG é a operação para obter a matriz diagonal das frações de divisão de corrente.

O subscrito + em $\underline{\underline{M}}^{SP}$ indica que nesta matriz de incidência os elementos positivos são mantidos e para os elementos negativos, atribui-se o valor zero.

c) Especificações

$$\underline{n}^{PS} - (\underline{n}^{PS})^* = \underline{0} \quad N^{PS} \text{ equações} \quad (3.43)$$

onde $(\underline{n}^{PS})^*$ indica as vazões de entrada com valor especificado para garantir o fechamento do balanço material.

Assim, tem-se como número total de equações:

$$N + N^{HE} + N^{SP} + N^{PS} \text{ equações}$$

No exemplo adotado, fica como resultado:

$$N + N^{HE} + N^{SP} + N^{PS} = 13 + 3 + 2 + 3 = 21 \text{ equações}$$

O cálculo do balanço de massa reúne todas as equações enunciadas no presente item em um sistema linear, a seguir representado na equação 3.44:

$$\left[\begin{array}{c|c} \underline{\underline{M}}^P & \underline{\underline{I}}^P \\ \hline \underline{\underline{M}}_C^{HE} & \underline{\underline{0}} \\ \hline \underline{\underline{0}} & \underline{\underline{M}}_{H}^{HE} \\ \hline & \underline{\underline{M}}^{MX} \\ \hline & \underline{\underline{M}}^{SP} \\ \hline \underline{\underline{DIAG}}(\underline{\underline{\Lambda}}_{\alpha}) (\underline{\underline{M}}^{SP})_+ - (\underline{\underline{M}}_{SPLIT}) & \underline{\underline{0}} \\ \hline \underline{\underline{0}} & \underline{\underline{I}}^{PS} \quad | \quad \underline{\underline{0}} \end{array} \right] \cdot \begin{bmatrix} \underline{\underline{m}} \\ \underline{\underline{n}} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{0}} \\ \underline{\underline{(n}^{PS})^*} \end{bmatrix} \quad (3.44)$$

onde $\underline{\underline{I}}$ é a matriz identidade.

2.2.3 Modelo do balanço de energia

No subitem 3.2.2 foram discutidos os modelos referentes ao cálculo do balanço de massa. Esse passo é necessário para fornecer os valores das vazões para o cálculo do balanço de energia da rede de trocadores. Os modelos do balanço energético incluídos adiante no bloco de simulação são apresentados no presente subitem.

Analogamente ao balanço de massa, é necessária para o balanço da energia a definição das variáveis e dos parâmetros pertinentes a este.

2.2.3.1 Variáveis e parâmetros do balanço de energia

a) Variáveis no balanço de energia

- Vetor das temperaturas das correntes quentes e frias (\underline{T}): Dimensão $S \times I$

$$\underline{T} = \begin{bmatrix} \underline{T}_C \\ \underline{T}_H \end{bmatrix} \quad (3.45)$$

- Vetor das temperaturas das correntes de entrada e saída da rede (\underline{V}): Dimensão $(N^{PS} + N^{PD}) \times I$

$$\underline{V} = \begin{bmatrix} \underline{V}^{PS} \\ \underline{V}^{PD} \end{bmatrix} \quad (3.46)$$

Portanto, o total de variáveis do balanço de energia resulta em:

$$S + N^{PS} + N^{PD}$$

Retomando o exemplo dado:

$$S + N^{PS} + N^{PD} = 15 + 3 + 3 = 21 \text{ variáveis}$$

b) Parâmetros do balanço de energia na rede de trocadores

- Vetor da área dos trocadores de calor (\underline{A}): Dimensão $N^{HE} \times I$

$$\underline{A} = \begin{bmatrix} a_1 \\ \vdots \\ a_n \end{bmatrix} \quad (3.47)$$

- Vetor dos coeficientes globais de transferência de calor (\underline{U}): Dimensão $N^{HE} \times I$

$$\underline{U} = \begin{bmatrix} u_1 \\ \vdots \\ u_n \end{bmatrix} \quad (3.48)$$

- Vetor do calor específico das correntes (\underline{c}_p): Dimensão $S \times I$

$$\underline{c}_p = \begin{bmatrix} c_{pC} \\ c_{pH} \end{bmatrix} \quad (3.49)$$

- Vetor das vazões mássicas da rede: obtidas anteriormente pelo balanço de massa

$$\underline{m} = \begin{bmatrix} m_C \\ m_H \end{bmatrix} \quad (3.33)$$

- Vetor das taxas de capacidade caloríficas de todas as correntes (\underline{C}): Dimensão $S \times I$

$$\underline{C} = \begin{bmatrix} C_C \\ C_H \end{bmatrix} \quad (3.50)$$

onde $C_k = m_k c_{p_k}$

- Vetor das taxas de capacidade calorífica das correntes frias de entrada ($\underline{C}_{C,i}^{HE}$): Dimensão $N^{HE} \times I$

$$\underline{C}_{C,i}^{HE} = \left[\left(\underline{M}_C^{HE} \right)_+ \right] \underline{C}_C \quad (3.51)$$

A operação de multiplicação resulta num vetor que mostra os valores somente das taxas de capacidade calorífica das correntes frias de entrada que passam por trocadores de calor.

Observação: o sinal + subscrito indica que está sendo levado em conta apenas os valores positivos da matriz. Posteriormente, ao longo deste item, quando for mencionado o subscrito – , registram-se apenas os valores negativos desta matriz de incidência.

- Vetor das taxas de capacidade calorífica das correntes quentes de entrada ($\underline{C}_{H,i}^{HE}$): Dimensão $N^{HE} \times 1$

$$\underline{C}_{H,i}^{HE} = \left[\left(\underline{M}_{H,i}^{HE} \right)_+ \right] \underline{C}_H \quad (3.52)$$

Assim como para as correntes frias de entrada, o mesmo raciocínio se aplica para o resultado da equação 3.51, porém relacionado às correntes quentes de entrada.

- Vetor que determina as taxas de capacidade calorífica do fluido mínimo (\underline{C}_{min}) ao longo da rede: Dimensão $N^{HE} \times 1$. Ocorre em cada elemento deste vetor a seguinte comparação:

$$C_{min,k} = \min \left(\left(C_{C,i}^{HE} \right)_k , \left(C_{H,i}^{HE} \right)_k \right) \quad (3.53)$$

- Vetor que determina as taxas de capacidades caloríficas do fluido máximo (\underline{C}_{max}): Dimensão $N^{HE} \times 1$. Similarmente ao vetor acima, ocorre a seguinte comparação:

$$C_{max,k} = \max \left(\left(C_{C,i}^{HE} \right)_k , \left(C_{H,i}^{HE} \right)_k \right) \quad (3.54)$$

- Vetor que determina as razões entre as taxas de capacidade calorífica (\underline{C}_R): Dimensão $N^{HE} \times 1$. Para cada elemento deste vetor, dá-se a operação abaixo:

$$C_{R,k} = \frac{C_{min,k}}{C_{max,k}} \quad (3.55)$$

Uma vez que as equações 3.53 e 3.54 identificam os fluidos mínimos e máximos em cada elemento da rede, respectivamente, a equação 3.55 calcula as razões entre ambos, para efeito da abordagem ε -NUT.

- Vetor do número de unidades de transferência (NUT): Dimensão $N^{HE} \times I$. A determinação dos parâmetros anteriores possibilita o cálculo do NUT para cada elemento do vetor, de acordo com a equação 3.56.

$$NUT_k = \frac{U_k A_k}{C_{min,k}} \quad (3.56)$$

c) Matrizes do método ε -NUT

Objetivando a representação matricial do método ε -NUT, definem-se um conjunto de matrizes diagonais auxiliares.

Seja y um vetor de dimensão $N^{HE} \times I$:

$$y_j = \begin{cases} 1, & \text{o fluido mínimo é o fluido quente} \\ 0, & \text{o fluido mínimo é o fluido frio} \end{cases}$$

onde $j = 1, \dots, N^{HE}$.

- Matriz do termo da efetividade em relação às correntes frias de entrada ($\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE}$): Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE}\right)_{j,j} = \varepsilon_j - I + y_j \quad (3.57)$$

- Matriz do termo da efetividade em relação às correntes frias de saída ($\underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE}$): Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE}\right)_{j,j} = I - y_j \quad (3.58)$$

- Matriz do termo da efetividade em relação às correntes quentes de entrada $\left(\underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE}\right)$: Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE}\right)_{j,j} = y_j - \varepsilon_j \quad (3.59)$$

- Matriz do termo da efetividade em relação às correntes quentes de saída $\left(\underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE}\right)$: Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE}\right)_{j,j} = -y_j \quad (3.60)$$

- Matriz do termo da razão em relação às correntes frias $\left(\underline{\underline{R}}_{C}^{HE}\right)$: Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{R}}_{C}^{HE}\right)_{j,j} = -C_{R_j}(1 - y_j) + y_j \quad (3.61)$$

- Matriz do termo da razão em relação às correntes quentes $\left(\underline{\underline{R}}_{H}^{HE}\right)$: Dimensão $N^{HE} \times N^{HE}$

$$\left(\underline{\underline{R}}_{H}^{HE}\right)_{j,j} = C_{R_j}y_j + (y_j - 1) \quad (3.62)$$

2.2.3.2 Equações do balanço de energia

Expõe-se, a seguir, as equações para resolução do balanço de energia.

a) Conservação de energia nos vértices de suprimento

$$\underline{\underline{M}}^{PS} \underline{\underline{T}} + \underline{\underline{V}}^{PS} = \underline{\underline{0}} \quad N^{PS} \text{ equações} \quad (3.63)$$

b) Conservação de energia nos vértices de demanda

$$\underline{\underline{M}}^{PD} \underline{T} - \underline{V}^{PD} = \underline{0} \quad N^{PD} \text{ equações} \quad (3.64)$$

c) Equações dos trocadores de calor – abordagem ε -NUT

As equações do método ε -NUT podem ser descritas matricialmente por:

$$\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE} \underline{T}_{C,i}^{HE} + \underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE} \underline{T}_{C,o}^{HE} + \underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE} \underline{T}_{H,i}^{HE} + \underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE} \underline{T}_{H,o}^{HE} = \underline{0} \quad N^{HE} \text{ equações} \quad (3.65)$$

$$\underline{\underline{R}}_C^{HE} \underline{T}_{C,i}^{HE} - \underline{\underline{R}}_C^{HE} \underline{T}_{C,o}^{HE} + \underline{\underline{R}}_C^{HE} \underline{T}_{H,i}^{HE} - \underline{\underline{R}}_C^{HE} \underline{T}_{H,o}^{HE} = \underline{0} \quad N^{HE} \text{ equações} \quad (3.66)$$

onde $\underline{T}_{C,i}^{HE}$, $\underline{T}_{C,o}^{HE}$, $\underline{T}_{H,i}^{HE}$ e $\underline{T}_{H,o}^{HE}$ representam os vetores das temperaturas terminais nos trocadores:

$$\underline{T}_{C,i}^{HE} = \left[\left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_C \quad (3.67)$$

$$\underline{T}_{C,o}^{HE} = - \left[\left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right] \underline{T}_C \quad (3.68)$$

$$\underline{T}_{H,i}^{HE} = \left[\left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_H \quad (3.69)$$

$$\underline{T}_{H,o}^{HE} = - \left[\left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right] \underline{T}_H \quad (3.70)$$

Desta forma:

$$\left[\left(\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_C + \left[\left(\underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE} \right) \left(- \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right) \right] \underline{T}_C + \left[\left(\underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_H + \left[\left(\underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE} \right) \left(- \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right) \right] \underline{T}_H = \underline{0} \quad (3.71)$$

e

$$\left[\left(\underline{\underline{R}}_C^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_C - \left[\left(\underline{\underline{R}}_C^{HE} \right) \left(- \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right) \right] \underline{T}_C + \left[\left(\underline{\underline{R}}_H^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ \right] \underline{T}_H - \left[\left(\underline{\underline{R}}_H^{HE} \right) \left(- \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right) \right] \underline{T}_H = \underline{0} \quad (3.72)$$

Compactando os termos:

$$\left[\left(\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ - \left(\underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_C + \left[\left(\underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ - \left(\underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_H = \underline{\underline{0}} \quad (3.73)$$

$$\left(\underline{\underline{R}}_C^{HE} \right) \left[\left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ + \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_C + \left(\underline{\underline{R}}_H^{HE} \right) \left[\left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ + \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_H = \underline{\underline{0}} \quad (3.74)$$

Finalmente:

$$\left[\left(\underline{\underline{E}}_{C,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_+ - \left(\underline{\underline{E}}_{C,o}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_C + \left[\left(\underline{\underline{E}}_{H,i}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_+ - \left(\underline{\underline{E}}_{H,o}^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right)_- \right] \underline{\underline{T}}_H = \underline{\underline{0}} \quad (3.75)$$

$$\left[\left(\underline{\underline{R}}_C^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_C^{HE} \right) \right] \underline{\underline{T}}_C + \left[\left(\underline{\underline{R}}_H^{HE} \right) \left(\underline{\underline{M}}_H^{HE} \right) \right] \underline{\underline{T}}_H = \underline{\underline{0}} \quad (3.76)$$

d) Conservação de energia nos misturadores

$$\underline{\underline{M}}^{MX} \left[\underline{\underline{DIAG}}(\underline{\underline{C}}) \right] \underline{\underline{T}} = \underline{\underline{0}} \quad N^{MX} \text{ equações} \quad (3.77)$$

e) Conservação de energia nos divisores de corrente

$$\underline{\underline{M}}^{SP} \left[\underline{\underline{DIAG}}(\underline{\underline{C}}) \right] \underline{\underline{T}} = \underline{\underline{0}} \quad N^{SP} \text{ equações} \quad (3.78)$$

f) Divisores de corrente

$$\left(\underline{\underline{M}}^{SP} \right)_+ \underline{\underline{T}} - \left(\underline{\underline{M}}_{SPLIT} \right) \underline{\underline{T}} = \underline{\underline{0}} \quad N^{SP} \text{ equações} \quad (3.79)$$

g) Especificações

$$\underline{\underline{V}}^{PS} - \left(\underline{\underline{V}}^{PS} \right)^* = \underline{\underline{0}} \quad N^{PS} \text{ equações} \quad (3.80)$$

onde $(\underline{V}^{PS})^*$ indica as temperaturas de entrada com valor especificado para garantir o fechamento do balanço de energia.

Tem-se que o total de equações para o balanço de energia será dado por:

$$N + N^{HE} + N^{SP} + N^{PS} = 13 + 3 + 2 + 3 = 21 \text{ equações}$$

Foi realizado no balanço material a organização de todas as equações pertinentes em um sistema linear. Respeitando-se as dimensões das equações é possível se fazer o mesmo para o balanço energético, mostrado na equação 3.81:

$$\left[\begin{array}{c|c|c} \underline{M}^{PS} & & \underline{I}^{PS} & \underline{0} \\ \underline{M}^{PD} & & \underline{0} & -\underline{I}^{PD} \\ \hline \left[(\underline{E}_{C,i}^{HE})(\underline{M}_C^{HE})_+ - (\underline{E}_{C,o}^{HE})(\underline{M}_C^{HE})_- \right] & \left[(\underline{E}_{H,i}^{HE})(\underline{M}_H^{HE})_+ - (\underline{E}_{H,o}^{HE})(\underline{M}_H^{HE})_- \right] & \underline{0} & \underline{0} \\ \hline \left[(\underline{R}_C^{HE})(\underline{M}_C^{HE}) \right] & \left[(\underline{R}_H^{HE})(\underline{M}_H^{HE}) \right] & \underline{0} & \underline{0} \\ \hline \underline{M}^{MX} [\underline{DIAG}(C)] & & \underline{0} & \underline{0} \\ \underline{M}^{SP} [\underline{DIAG}(C)] & & \underline{0} & \underline{0} \\ \hline (\underline{M}^{SP})_+ - (\underline{M}_{SPLIT}) & & \underline{0} & \underline{0} \\ \hline \underline{0} & & \underline{I}^{PS} & \underline{0} \end{array} \right] \cdot \begin{bmatrix} \underline{T} \\ \underline{V} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ \underline{0} \\ (\underline{V}^{PS})^* \end{bmatrix} \quad (3.81)$$

2.3 Estrutura do algoritmo de simulação estática da rede

O presente item visa mostrar o mecanismo de funcionamento do algoritmo implementado para solução do modelo da rede. Do ponto de vista computacional, o algoritmo foi implementado através do *software* Scilab (SCILAB, 2007), ambiente de programação que utiliza uma sintaxe muito semelhante àquela do *software* Matlab (MATHWORKS, 2007), porém com distribuição gratuita.

O esquema da simulação da rede em regime permanente se baseia na resolução do modelo da rede em duas etapas. A primeira etapa consiste na solução do sistema linear associado às equações do balanço material para determinar as vazões mássicas, \underline{m} e \underline{n} , conforme a equação 3.44. A segunda etapa realiza a solução do sistema linear relacionado às equações de balanço de energia para determinar as temperaturas, conforme a equação 3.81.

Tem-se que as equações da transferência de calor somente são lineares em relação às temperaturas, porém os valores das vazões mássicas já foram calculados e a dependência das capacidades caloríficas sobre a temperatura não estão explicitadas no modelo. A Figura 3.9 exibe um diagrama de blocos do algoritmo de simulação.

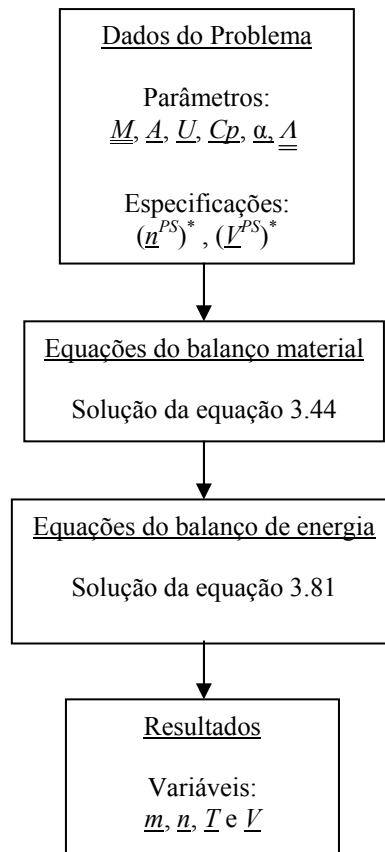


Figura 3.9 – Algoritmo de simulação da rede

2.4 Extensões do algoritmo de simulação da rede

2.4.1 Inclusão do cálculo do coeficiente de transferência de calor

A forma básica do modelo da rede assume que os coeficientes de transferência de calor globais são previamente conhecidos. Esta hipótese simplificada é empregada em vários estudos de redes, especialmente em problemas de síntese de redes de trocadores de calor (RODERA *et al.*, 2003). Entretanto, a flexibilidade do esquema de simulação proposto permite a incorporação das equações para o coeficiente de transferência de calor. O resultado da extensão do modelo é baseado na inserção de um passo adicional, após a resolução das equações de balanço material, conforme ilustrado na Figura 3.10 .

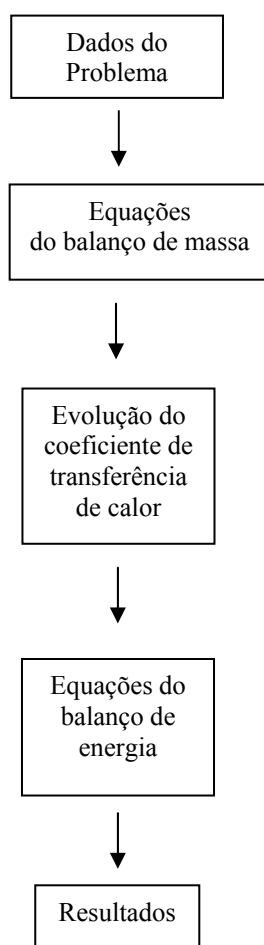


Figura 3.10 – Algoritmo do modelo para simulação da rede com cálculo dos coeficientes de transferência de calor

Este passo adicional foi elaborado, tornando possível a inserção de duas possibilidades de determinação do coeficiente global de transferência de calor:

(a) Obtém-se o coeficiente global de transferência de calor através da determinação dos coeficientes de película associados a cada corrente a partir dos valores adotados em um Caso Base, aplicando-se um fator de correção para levar em conta as variações das vazões das correntes. Este Caso Base pode corresponder às condições de projeto ou a uma simulação utilizando softwares comerciais para cálculo de trocadores de calor (*e.g.* HTRI, TASC, etc). Como resultado, a equação resultante desta abordagem para cálculo dos coeficientes de película (h) é vista a seguir:

$$h = h_{base} \left(\frac{m}{m_{base}} \right)^n \quad (3.82)$$

onde m é a vazão mássica da corrente e o expoente n é igual a 0,8 para o lado dos tubos e 0,6 para o lado do casco, considerando, por hipótese, escoamento turbulento.

(b) Obtém-se o coeficiente global de transferência de calor através dos cálculos dos coeficientes de película individuais, por meio de equações ou correlações apropriadas:

(b.1) Para se determinar o coeficiente de película no lado dos tubos foi adotada a seguinte sistemática:

- Para o escoamento laminar: no caso da região completamente desenvolvida predominar ao longo do escoamento, o coeficiente de película foi calculado baseado em um valor constante do número de Nusselt ($Nu = 3,66$). Em relação às condições do problema de entrada combinado, foi adotada a correlação de Sieder e Tate.
- Para o escoamento turbulento foi adotada a correlação de Gnielinski.

Detalhes sobre essas relações podem ser encontrados em INCROPERA e DE WITT (1999).

(b.2) A determinação do coeficiente de película no lado do casco é feita através do Método de Bell-Dellaware (TABOREK, 1986). Neste caso, há a exigência de se conhecer os seguintes parâmetros para se utilizar o método referido:

- Número de passes nos tubos;
- Número de tubos por passe;
- Arranjo da matriz tubular: triangular ou quadrada;
- Passo da matriz tubular;
- Condutividade térmica dos tubos;
- Diâmetro do casco;
- Comprimento dos tubos;
- Diâmetro interno dos tubos;
- Diâmetro externo dos tubos;
- Espaçamento das chicanas;
- Rugosidade dos tubos;
- Corte das chicanas;
- Número de pares de tiras de selagem;
- Folga chicana – tubo;
- Folga casco – chicana;
- Folga casco – matriz tubular;
- Localização da passagem dos fluidos quente e frio: casco ou tubo.

2.4.2 Propriedades físicas

Embora não esteja explicitada no modelo da rede, a dependência das propriedades físicas de acordo com a temperatura também pode ser incluída no esquema de simulação.

Após a resolução das equações de transferência de calor, os modelos de predição de propriedades físicas, podem ser empregados de forma a atualizar seus valores, retornando então ao bloco de transferência de calor. Tal procedimento é repetido até atingir a convergência (ver Figura 3.11). Uma outra alternativa poderia envolver a inserção de equações de transferência de calor e propriedades físicas de maneira simultânea.

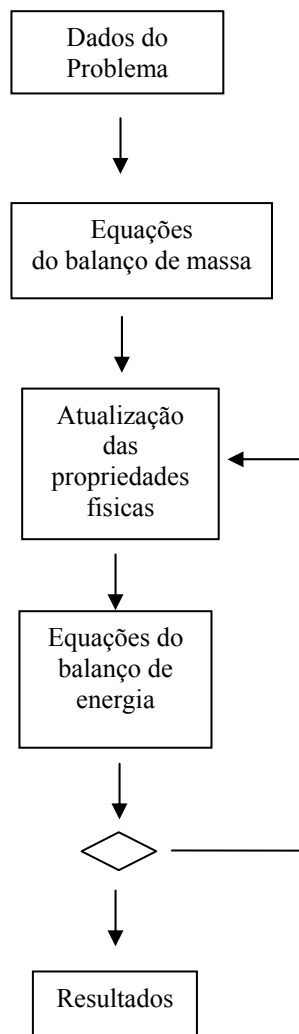


Figura 3.11 – Algoritmo de atualização das propriedades físicas

3 APLICAÇÕES PARA O GERENCIAMENTO DA DEPOSIÇÃO

No Capítulo 3 foi discutida a modelagem de uma rede de trocadores de calor, adotada no simulador desenvolvido no presente trabalho. A partir desta modelagem foi desenvolvido o algoritmo de simulação em regime permanente, bem como suas extensões. Complementando o bloco de simulação estacionária, o presente capítulo apresenta um bloco de operações, visando sua aplicação para o gerenciamento da incrustação nas redes de trocadores de calor.

3.1 Simulação pseudo-estacionária da rede

O Capítulo 3 mostrou a seqüência de cálculos da simulação em regime permanente da rede. Será apresentada adiante a organização dos modelos relacionados à simulação da rede com resistências de depósito variantes no tempo.

O tempo de resposta das variáveis de operação da rede é muito inferior ao tempo necessário para variações significativas nos valores das resistências de depósito. Em virtude do sistema possuir esta característica, adota-se para o comportamento da rede em função do tempo uma abordagem pseudo-estacionária.

Contextualizando o esquema de simulação pseudo-estacionária, assume-se que o comportamento da rede é dado por uma seqüência de estados estacionários entre cada instante e o seguinte, onde há uma evolução ou atualização das resistências de depósito dos trocadores da rede (Figura 4.1).

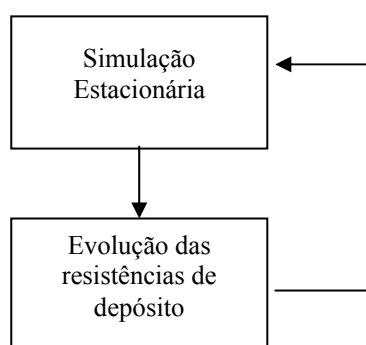


Figura 4.1 – Esquema da simulação pseudo-estacionária

Com relação ao avanço das resistências de depósito no tempo, o presente trabalho adota os padrões linear e assintótico de evolução das resistências, uma vez que estes representam padrões clássicos de crescimento destas resistências.

O padrão linear de evolução das resistências de depósito apresenta a seguinte equação diferencial:

$$\frac{dR_d}{dt} = c \quad (4.1)$$

onde R_d é resistência de depósito, t nesta equação é o instante de tempo e c uma constante.

No que diz respeito ao padrão assintótico, a equação diferencial tem a forma:

$$\frac{dR_d}{dt} = \frac{R_d^\infty}{\tau} e^{\left(-\frac{t}{\tau}\right)} \quad (4.2)$$

onde τ representa a constante de tempo da deposição e t um dado instante de tempo.

Adequam-se as equações 4.1 e 4.2 à abordagem pseudo-estacionária, através da discretização do tempo. Assim, a resistência de depósito num instante de tempo $p+1$ é calculada respectivamente, pela resistência de depósito no instante p anterior (SMAÏLI *et al.*, 2001):

- Perfil linear:

$$R_d |_{p+1} = R_d |_p + c\Delta t \quad (4.3)$$

- Perfil assintótico:

$$R_d |_{p+1} = R_d |_p + \left[\frac{dR_d}{dt} \Big|_{p-1} e^{\left(-\frac{\Delta t}{\tau}\right)} \right] \Delta t \quad (4.4)$$

Adicionalmente, ao longo da simulação podem ser aplicadas modificações em determinados parâmetros para representar procedimentos potenciais para remediar problemas de deposição (por exemplo, modificações por *bypass*, limpeza de trocadores de calor, etc.). O algoritmo de simulação pseudo-estacionária é exibido na Figura 4.2.

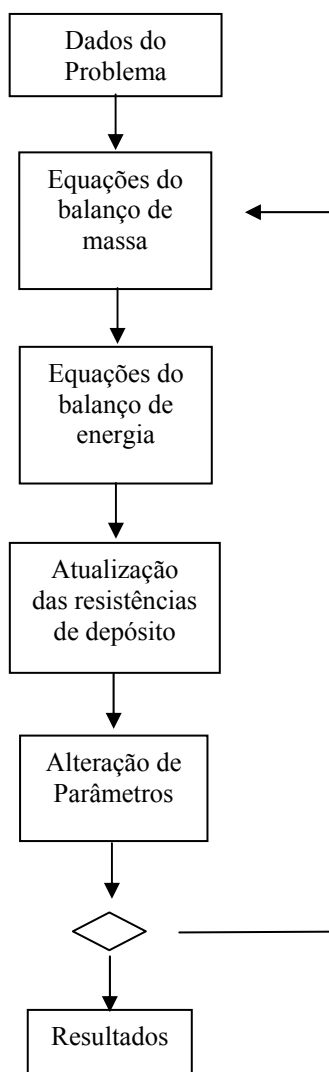


Figura 4.2 – Simulação pseudo-estacionária

3.2 Estimação de parâmetros

A ferramenta de simulação pode ser utilizada para diagnosticar o estado de incrustação em uma rede de trocadores de calor. Este resultado pode ser obtido através do acoplamento do simulador a um procedimento de estimação de parâmetros.

Basicamente, nesta dissertação, aplica-se o simulador conjugado ao procedimento de estimação de parâmetros, em duas situações: (i) para se estimar o valor atual da resistência de depósito dos trocadores da rede, e (ii) para se estimar parâmetros relativos ao padrão de crescimento da deposição (envolvendo os coeficientes dos modelos clássicos de deposição, abordados no item anterior).

Na primeira situação, para se estimar os valores atuais das resistências de depósitos pode ser utilizada uma série temporal de dados medidos, concentrada em um intervalo de tempo relativamente curto, refletindo a situação atual da rede.

Na segunda situação, as variáveis de decisão do problema em questão seriam os parâmetros dos modelos representados pelas equações 4.1 e 4.2. As séries temporais de dados devem envolver um maior horizonte de tempo do processo de deposição.

A abordagem matemática relacionada à estimação de parâmetros para as situações citadas acima, está representada através da solução do problema de otimização, minimizando a soma dos quadrados das diferenças entre a predição do simulador e os dados medidos pela instrumentação da rede.

$$\min \sum (T_{pred} - T_{med})^2 \quad (4.5)$$

Para resolução deste problema foi adotado o método simplex de programação não-linear (NELDER e MEAD, 1965).

3.3 Otimização dos divisores de corrente

É comum nas redes de trocadores de calor haver a divisão de sua estrutura em diversos ramais paralelos de trocadores em série. Uma possibilidade de uso deste tipo de sistema envolve uma corrente fria sendo aquecida sucessivamente ao longo dos ramais, tendo seu aquecimento complementado por um elemento final, como, por exemplo, um forno. A Figura 4.3 mostra uma rede de trocadores de calor típica com esta natureza (encontrada em SMAÏLI *et al.*, 2002).

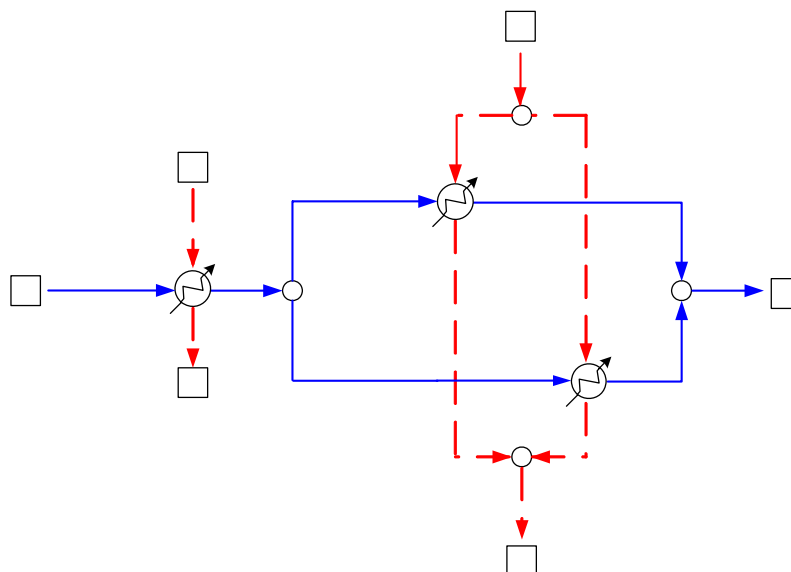


Figura 4.3 – Esquema simplificado de uma rede de trocadores de calor ramificada

Uma aplicação industrial de redes de trocadores de calor bastante relevante neste sentido é observada em unidades de destilação atmosférica em plantas de refino de petróleo. Em função da sua importância, os exemplos a serem investigados nesta dissertação (o Capítulo 5 irá discorrer a respeito) serão direcionados para este sistema. Fazendo uma ligação desta aplicação com o exposto anteriormente, os trocadores da rede nesta unidade têm como papel preaquecer o petróleo, através de troca térmica com as correntes quentes, normalmente derivados efluentes das colunas de destilação e/ou refluxo circulante destas unidades. O forno atmosférico complementa o aquecimento da corrente fria, ajustando esta para a temperatura especificada para alimentação na coluna de destilação. A Figura 4.4 exibe um esquema simplificado de uma bateria de preaquecedores em uma unidade de destilação atmosférica de petróleo.

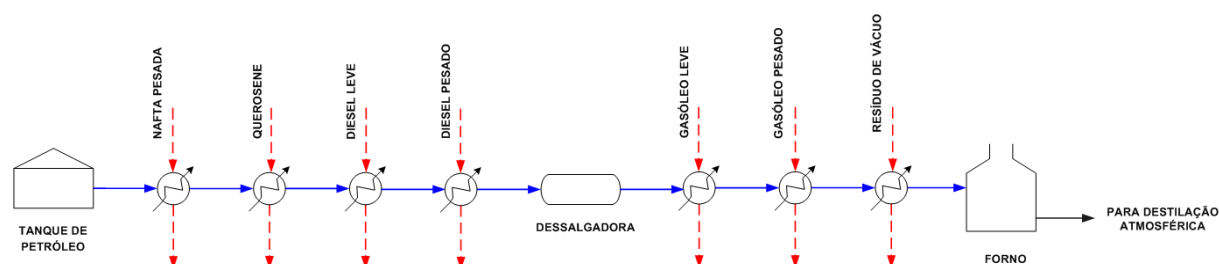


Figura 4.4 – Esquema de preaquecimento de petróleo para destilação atmosférica

Porém, a efetividade dos preaquecedores na bateria é comprometida devido ao fenômeno da deposição, conforme delineado no Capítulo 2. O fenômeno torna-se importante no caso do petróleo, em razão da presença de asfaltenos e parafinas de elevado peso

molecular, que têm grande propensão a se depositarem na superfície dos trocadores de calor. Consequentemente, o forno é penalizado, pois deve suprir o déficit de carga térmica dos trocadores incrustados. Nesse contexto, uma das vertentes de investigação na literatura envolve a otimização das paradas para limpeza dos trocadores da rede, a qual foi apresentada no capítulo referente à revisão da literatura.

Particularmente em relação ao problema da deposição nos trocadores dos ramais, a diminuição da efetividade de troca térmica pode se desenvolver em diferentes níveis nos diversos ramais, porque depende das características operacionais, das propriedades dos fluidos processados nos trocadores, como também das limpezas realizadas em diferentes momentos. Por estas razões, provavelmente uma série de trocadores de um determinado ramal poderá estar mais incrustada do que em outro, o que implica na busca de soluções que possam minimizar a perda de eficiência energética da bateria.

O procedimento de otimização proposto neste trabalho busca resolver esta questão por meio de uma redistribuição das vazões das correntes quentes e frias nos ramais. Desse modo, a carga poderá chegar o mais aquecida possível na entrada do forno, diminuindo sua penalização. A exploração da otimização das divisões de corrente foi tratada por ATHIER *et al.* (1996), porém esteve limitada dentro do contexto do problema da síntese de redes de trocadores de calor. A alternativa proposta neste trabalho se baseia na otimização dos divisores de corrente, com foco no gerenciamento da deposição.

3.3.1 Formulação do problema de otimização da bateria

A função objetivo para esta otimização é maximizar a temperatura da corrente de petróleo na entrada do forno atmosférico, porque qualquer decréscimo na eficiência de troca térmica na rede o penaliza em gasto de combustível adicional, causando impactos inconvenientes, do ponto de vista econômico e ambiental.

Mencionou-se anteriormente que poderão ser manipuladas as vazões das correntes quentes e frias do trem de preaquecedores, sendo isto feito por meio dos divisores de corrente. A otimização é, portanto, realizada neles, uma vez que o resultado da temperatura mais alta na entrada do forno depende das combinações de frações das correntes que percorrem os diferentes ramais. Como as frações podem ocorrer no intervalo de zero a um, estas se constituem nas restrições do problema de otimização. A equação 4.6 mostra, matematicamente, a formulação do problema de otimização.

$$\begin{cases} \max & T_{f_m}(\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots, \alpha_{N^{SP}}) \\ \text{sujeito a} & \\ 0 \leq \alpha_t \leq 1 & \end{cases} \quad (4.6)$$

onde T_{f_m} é a temperatura da corrente na entrada do forno e α_t a fração de divisão da corrente, relacionada ao divisor t . O subscrito N^{SP} representa o número de divisores que são manipulados na rede.

Embora se tenha caracterizado o problema em uma estrutura matemática com restrições, é possível uma simplificação desta situação. Aplica-se então uma transformação de variável – similar à adotada em AHÓN e MEDEIROS (2001) na otimização de sistemas de destilação em batelada – através da qual as frações de divisão originais são substituídas por novas variáveis de decisão:

$$\alpha = \frac{\exp(\phi)}{\exp(\phi) + 1} \quad (4.7)$$

Este artifício permite que se tenha um domínio irrestrito, onde ϕ pode assumir qualquer valor compreendido entre $-\infty$ e $+\infty$, respeitando, porém, as frações α o intervalo $[0,1]$. A Figura 4.5 mostra o gráfico desta variável transformada para melhor visualização.

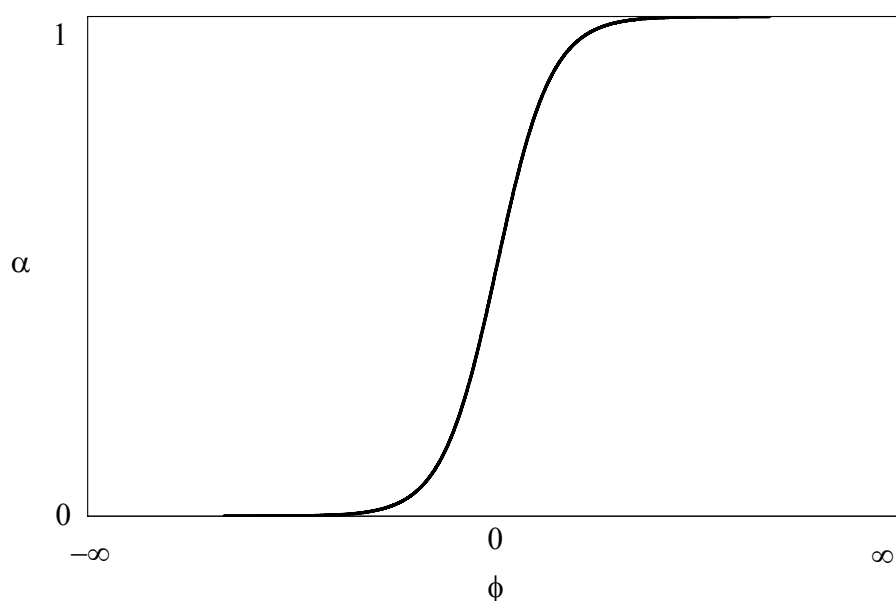


Figura 4.5 – Esboço do gráfico da variável α

Esta manipulação tem como consequência uma nova estrutura, levando a um problema de otimização não-linear irrestrita, conforme apresentado na equação 4.8:

$$\begin{cases} \max & T_{fn}(\phi_1, \phi_2, \phi_3, \dots, \phi_{N^{SP}}) \\ \phi & \in \mathfrak{R} \end{cases} \quad (4.8)$$

3.3.2 Funcionamento do bloco de otimização

Elaborou-se a rotina computacional no *software* Scilab 4.1.1 (2007) baseada no método simplex de otimização não-linear irrestrita (NELDER e MEAD, 1965), a qual se acopla às rotinas de simulação. Para a evolução do otimizador, é necessário fazer uma estimativa inicial de todas as frações nos respectivos divisores de corrente. Cada avaliação da função objetivo percorre a simulação estacionária da bateria. O otimizador se alimenta dos resultados da simulação e calcula a função objetivo. Em seguida, pela natureza do próprio método de otimização, ele se move para novas frações de corrente, obtendo novos valores para função objetivo e dessa forma evolui o movimento até encontrar os valores de frações que forneçam a maior temperatura da corrente para o forno. A Figura 4.6 esquematiza a seqüência dos cálculos da função objetivo da otimização da rede, onde os parâmetros da rede representam as conexões entre os equipamentos, as áreas de troca térmica dos trocadores de calor, as vazões e temperaturas de entrada na rede, etc.

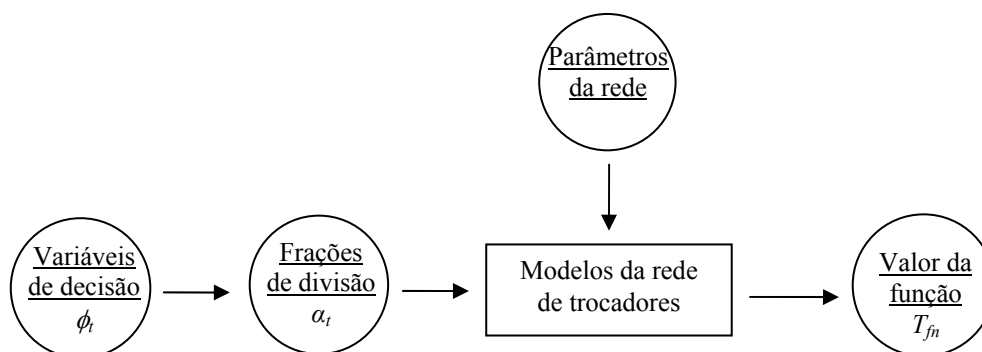


Figura 4.6 – Esquema da evolução da função objetivo

Mais detalhes poderão ser vistos no item 5.2 do próximo capítulo, onde são apresentados exemplos de aplicações do esquema de otimização proposto.

4 RESULTADOS

No capítulo anterior foi descrito o modelo do simulador pseudo-estacionário, a estimação de parâmetros pertinentes à deposição e a formulação matemática da otimização nos divisores de corrente em redes com ramais paralelos desenvolvidos no presente trabalho. Esse capítulo tem como objetivo mostrar uma série de aplicações desses algoritmos, de modo a validá-los, analisá-los e mostrar seu alcance.

Os exemplos testados são oriundos de casos divulgados na literatura e um caso real de uma refinaria existente, cujos resultados obtidos através do código computacional gerado neste trabalho têm seu desempenho avaliado.

4.1 Simulação

Serão apresentadas, nos dois subitens a seguir, a validação e a aplicação do algoritmo de simulação desenvolvido neste trabalho.

4.1.1 Validação

De modo a apresentar a confiabilidade do simulador desenvolvido nesta dissertação, este subitem usa a rede analisada por SMAÏLI *et al.*, (2002), sendo esta reproduzida no simulador. A simulação da rede é realizada com todos os trocadores limpos e comparada com os dados da literatura nas mesmas condições, avaliando desse modo a acurácia do simulador.

A Figura 5.1 mostra a rede em análise, com a numeração de seus elementos e correntes.

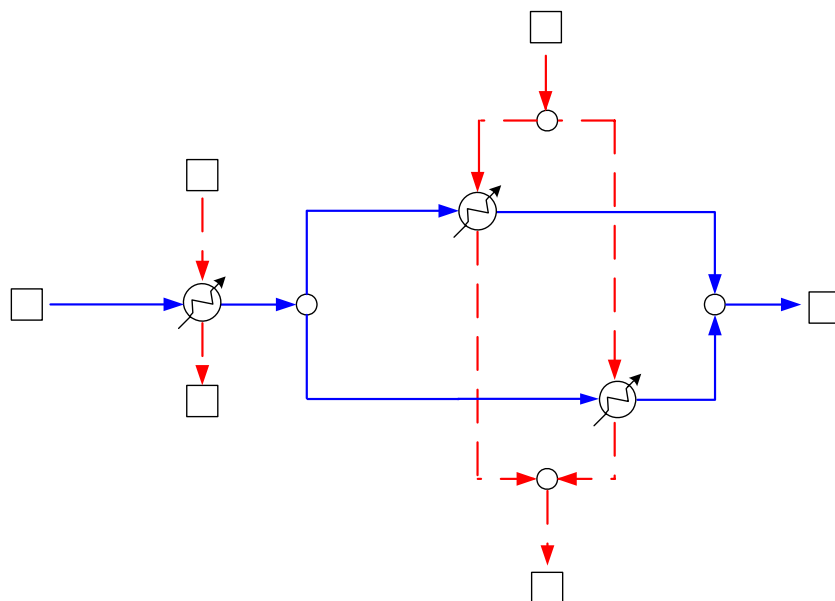


Figura 5.1 – Fluxograma da rede investigada para validação do simulador (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Como pode ser observado na Figura 5.1, a rede é constituída por três trocadores de calor (idênticos), com arranjo em série e paralelo, dois misturadores e dois divisores de corrente. As especificações das correntes de entrada desta rede estão exibidos na Tabela 5.1. Os calores específicos das correntes são considerados constantes ao longo da rede. Os trocadores de calor para este exemplo possuem 800 m^2 de área de troca térmica.

Tabela 5.1 – Exemplo 1: Especificações das correntes de entrada (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Suprimento	Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (°C)	Calor específico (J/(kg K))
1	41,7	100	2400
2	17,8	250	2800
3	17,8	350	2800

Nesta rede sem incrustação, os divisores de corrente estão ajustados para uma fração de 0,5 e o coeficiente global de transferência de calor utilizado, igual a $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$, é igual ao utilizado por SMAÏLI *et al* (2002).

Fazendo-se uso do simulador, o comportamento da rede com os trocadores limpos tem os resultados apresentados na Tabela 5.2 e comparados com os de SMAÏLI *et al* (2002).

Tabela 5.2 – Desempenho do simulador: temperaturas obtidas (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Corrente	Simulador (°C)	Literatura (°C)
2	166,4	166
7	255,9	256
9	116,7	117
15	170,1	170

Como é possível se observar, os dados calculados pelo simulador demonstram excelente concordância com os dados de SMAÏLI *et al.* (2002), representando uma validação do simulador desenvolvido.

4.1.2 Aplicação

O desempenho da ferramenta de simulação desenvolvida é ilustrado através de sua aplicação para um caso típico de uma bateria de preaquecimento. O exemplo em análise mostra uma situação onde se utiliza dados hipotéticos, porém guardando características típicas de baterias de preaquecimento reais, ao que será chamado de “pseudo-planta”. Este primeiro exemplo objetiva avaliar o que o simulador pode oferecer em termos de aplicação em uma bateria de preaquecimento, no que tange desde a resposta de comportamento da bateria no instante considerado até o seu comportamento ao longo de um intervalo de tempo.

O fluxograma de processo do exemplo investigado é apresentado na Figura 5.2, onde é possível observar a corrente fria de óleo cru trocando calor com as correntes de produto ao longo de uma bateria de seis trocadores em série.

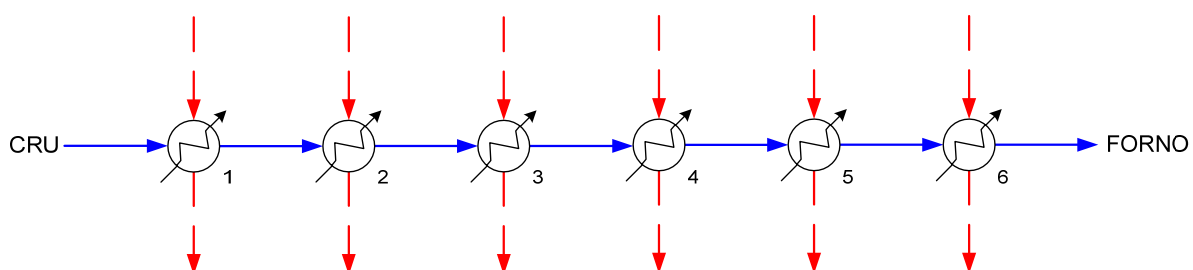


Figura 5.2 – Fluxograma da bateria de preaquecimento do exemplo de simulação

As áreas dos equipamentos da bateria da Figura 5.2 estão apresentadas na Tabela 5.3. A vazão da corrente de óleo no Caso Base é igual a 489 t/h e a sua temperatura de entrada na

bateria é de 25 °C. As vazões e temperaturas de entrada das correntes nos trocadores também estão apresentadas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 – Dados dos trocadores do Exemplo 1.

	1	2	3	4	5	6
Vazão (t/h)	54,9	953,0	387,3	128,9	374,1	374,1
Temperatura (°C)	226	336	371	299	299	374
Área (m²)	447	765	447	447	765	765

Na representação da “pseudo-planta”, os valores atuais das resistências de depósito totais (soma dos dois lados) nos trocadores 1 a 3 são 0,0002 m²K/W e 0,0004 m²K/W nos trocadores 4 a 6. Em todos os equipamentos, a evolução da incrustação total possui padrão linear com o parâmetro c relativo à Equação 4.1 igual a $3,0 \times 10^{-11}$ m²K/J para os trocadores 1 a 3 e $4,0 \times 10^{-11}$ m²K/J para os trocadores 4 a 6.

Foram geradas séries temporais de vazões e temperaturas de entrada com flutuações aleatórias, de acordo com uma distribuição normal, visando emular o padrão usual de uma planta de processo. Estas séries temporais foram então simuladas, gerando as séries temporais de temperaturas de saída correspondentes ao comportamento da rede. Visando aumentar o realismo do exemplo, as séries históricas resultantes foram finalmente “corrompidas” através da adição de um erro aleatório, representando assim limitações dos sensores em operação, de maneira análoga ao trabalho de COSTA *et al.* (2002).

Considera-se neste exemplo três problemas interligados, resolvidos através da ferramenta de simulação: (i) avaliação da incrustação atual da bateria; (ii) identificação dos parâmetros do modelo de evolução das resistências; e (iii) simulação do comportamento futuro da bateria.

Para as situações (i) e (ii), onde são aplicados procedimentos de estimação de parâmetros, torna-se necessário o acesso a séries históricas de dados de operação. Nestes casos, a saída adotada para a construção do exemplo envolveu a utilização do algoritmo de simulação desenvolvido, acoplado a um módulo de cálculo de trocadores de calor baseado no método Bell-Delaware (TABOREK, 1986). O simulador construído assumiu o papel de uma “pseudo-planta”. Os parâmetros utilizados para a simulação dos trocadores, são apresentados nas Tabelas 5.4 e 5.5. A situação (iii) utiliza os resultados gerados em (i) e (ii) e responde sobre o comportamento futuro da bateria.

Tabela 5.4 – Parâmetros dos trocadores da rede

Trocador	1	2	3
Número de passes nos tubos	2	2	2
Número de tubos por passe	459	786	459
Arranjo da matriz tubular	Triangular	Triangular	Triangular
Passo da matriz tubular, mm	31,7	31,7	31,7
Condutividade térmica dos tubos, W/mK	50	50	50
Diâmetro do casco, m	1,1	1,4	1,1
Comprimento dos tubos, m	6,1	6,1	6,1
Diâmetro interno dos tubos, mm	21,1	21,1	21,1
Diâmetro externo dos tubos, mm	25,4	25,4	25,4
Espaçamento das chicanas, m	0,5	0,7	0,5
Rugosidade dos tubos, mm	0,05	0,05	0,05
Fração de corte das chicanas	0,25	0,25	0,25
Número de pares de tiras de selagem	0	0	0
Folga da chicana - tubo, mm	0,8	0,8	0,8
Folga do casco - matriz tubular, m	11,7	11,7	11,7
Localização do fluido frio	Tubos	Tubos	Tubos

Tabela 5.5 – Parâmetros dos trocadores da rede – Continuação

Trocador	4	5	6
Número de passes nos tubos	2	2	2
Número de tubos por passe	459	786	786
Arranjo da matriz tubular	Triangular	Triangular	Triangular
Passo da matriz tubular, mm	31,7	31,7	31,7
Condutividade térmica dos tubos, W/mK	50	50	50
Diâmetro do casco, m	1,1	1,4	1,4
Comprimento dos tubos, m	6,1	6,1	6,1
Diâmetro interno dos tubos, mm	21,1	21,1	21,1
Diâmetro externo dos tubos, mm	25,4	25,4	25,4
Espaçamento das chicanas, m	0,5	0,7	0,7
Rugosidade dos tubos, mm	0,05	0,05	0,05
Fração de corte das chicanas	0,25	0,25	0,25
Número de pares de tiras de selagem	0	0	0
Folga da chicana - tubo, mm	0,8	0,8	0,8
Folga do casco - matriz tubular, m	11,7	11,7	11,7
Localização do fluido frio	Tubos	Tubos	Tubos

4.1.2.1 Estimação da Incrustação

No exemplo em questão, a incrustação da bateria de trocadores de calor é avaliada através de um procedimento de estimação de parâmetros. Primeiramente, os parâmetros a serem estimados são os valores atuais das resistências de depósito, devendo ser utilizada para isto uma série temporal. Esta série temporal foi composta de 48 pontos coletados em intervalos de 30 minutos ao longo de 24 horas. A estimativa inicial da busca correspondeu a um valor nulo de resistência de depósito em todos os trocadores, ou seja, admitiu-se que os trocadores estariam inicialmente limpos.

Os resultados da estimação estão apresentados na Tabela 5.6, onde os valores encontrados para as resistências de depósito são comparados com os valores “reais”. De uma forma geral, pode-se observar uma boa concordância entre os mesmos, indicando um bom desempenho do esquema de identificação das resistências totais de depósito.

Tabela 5.6 – Valores estimados de incrustação

Trocador	R_d estimado	R_d real
1	1,873	2,0
2	1,926	2,0
3	2,059	2,0
4	4,215	4,0
5	4,157	4,0
6	3,813	4,0

4.1.2.2 Estimação do padrão de evolução da incrustação

Conforme abordado no item 4.2, a ferramenta de estimação de parâmetros, também é empregada para avaliar a evolução temporal das resistências de depósito. Convém ressaltar que neste caso, as variáveis de decisão do problema são os parâmetros dos modelos representados na equação 4.1, referente ao padrão linear de crescimento da incrustação.

O procedimento de estimação para identificação dos parâmetros dos modelos foi explorado através da sua aplicação a uma série temporal composta por 26 pontos

hipoteticamente coletados em intervalos de 15 dias ao longo de um ano. No início da coleta de dados, considera-se que a unidade de destilação vem de uma parada na qual todos os trocadores foram limpos.

A estimativa inicial da busca consistiu no valor zero para o coeficiente c do modelo linear em todos os trocadores, ou seja, ausência de sujeira ao longo do tempo. O algoritmo de otimização convergiu após 63 iterações.

Os resultados alcançados estão presentes na Tabela 5.7 juntamente com a sua comparação com os valores “reais”. Observa-se também neste caso uma boa concordância entre os dois conjuntos de valores.

Tabela 5.7 – Valores estimados dos parâmetros do comportamento linear da deposição

Trocador	c estimado	c real
1	3,014	3,0
2	3,051	3,0
3	3,044	3,0
4	3,974	4,0
5	4,105	4,0
6	4,028	4,0

4.1.2.3 Simulação da rede

Uma vez identificados os valores atuais das resistências de depósito e os parâmetros dos modelos de sua evolução temporal, é possível utilizar a ferramenta de simulação para além do comportamento atual da rede, prever o comportamento da rede no futuro. Esta funcionalidade pode servir como auxílio para as equipes de operação de refinarias na avaliação de diferentes estratégias de limpeza, por exemplo.

No exemplo considerado, foi simulado o desempenho da rede, representado pela temperatura de entrada do óleo cru no forno, ao longo de dois anos no futuro, com descrição em amostragens semanais. As vazões das correntes foram mantidas constantes nos seus valores do Caso Base. Considera-se, nesta simulação, a parada para a limpeza do trocador 4 após um ano e a parada do trocador 6 após um ano e meio. A Figura 5.3 apresenta o comportamento futuro da temperatura para o exemplo simulado.

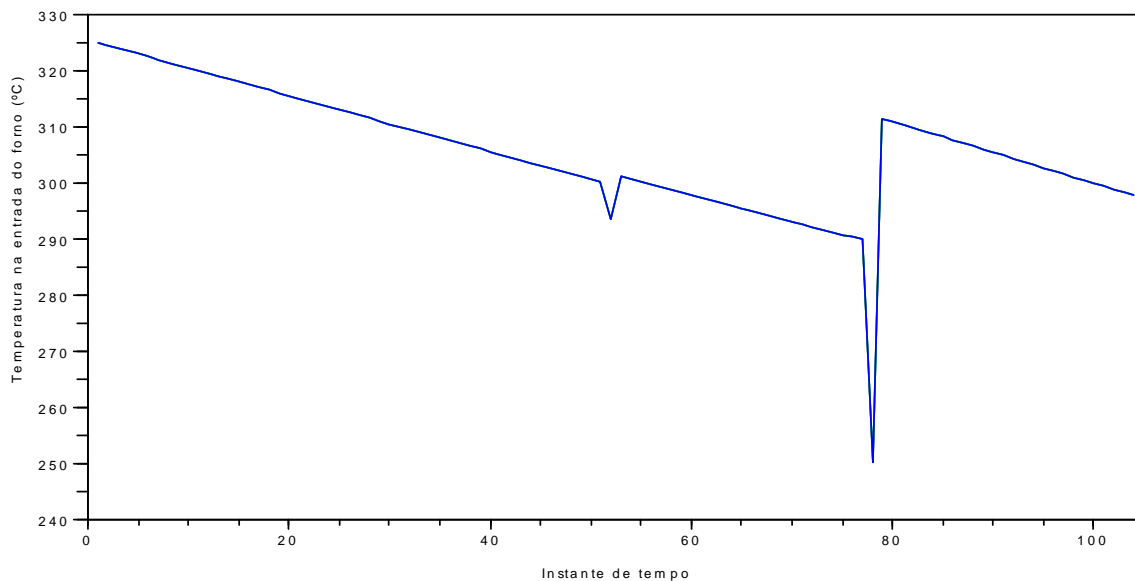


Figura 5.3 – Perfil temporal da temperatura na entrada do forno.

Os dois pontos de descontinuidade observados no gráfico indicam os instantes em que se realizou uma parada para limpeza de um determinado trocador da bateria.

Neste sentido, pode-se verificar a grande diferença no desempenho da rede após as duas paradas, justificando assim a importância da programação da otimização de limpeza dos trocadores ao longo do tempo.

4.2 Aplicação do Otimizador

A seguir são apresentados três exemplos, de modo a explorar o alcance do algoritmo de otimização da rede proposto no presente trabalho. Para cada situação testada, a análise é dividida nos seguintes casos:

- i) Caso Referência: não se leva em conta a resistência de depósito (R_d) nos trocadores, ou seja, os resultados apresentados consideram os trocadores limpos;
- ii) Caso Base: admite a incrustação nos trocadores e os resultados são referentes aos obtidos pela literatura;
- iii) Caso Otimizado: a rede incrustada analisada, foi otimizada através do algoritmo desenvolvido no presente trabalho.

4.2.1 Exemplo 1

O exemplo em questão é um complemento do subitem 5.1.1, que usa a rede com três equipamentos em série e paralelo (Figura 5.1). Neste caso, a situação que se passa é a seguinte: em uma das unidades em paralelo foi realizada uma limpeza após um tempo considerável em operação. As demais unidades apresentam incrustação e não foram limpas. As vazões mássicas, temperaturas e calores específicos das correntes de entrada tem valores iguais aos apresentados na Tabela 5.1

4.2.1.1 Descrição dos casos referência e base

No Caso Referência, ou seja, sem incrustação, os divisores de corrente estão ajustados para uma fração de 0,5 e o coeficiente global de transferência de calor utilizado é de $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$. Para este caso, supõe-se que as correntes frias passam no lado dos tubos e as correntes quentes passam pelo lado do casco, no sentido contracorrente, considerando-se que os trocadores são do tipo casco e tubo. Adicionalmente, considera-se que a resistência térmica condutiva nas paredes dos tubos é desprezível e as resistências térmicas convectivas são iguais. Assim, o coeficiente de película em todas as unidades e correntes é igual a $400 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$.

Já para o Caso Base, o qual é um desdobramento do Caso Referência com a presença da incrustação, têm-se as seguintes considerações: a resistência de depósito vale $3,87 \times 10^{-3} \text{ m}^2\text{K}/\text{W}$ para o trocador 7; para o trocador 8 é igual a $7,70 \times 10^{-3} \text{ m}^2\text{K}/\text{W}$ e o trocador 9 não apresenta deposição ($0 \text{ m}^2\text{K}/\text{W}$). Este tipo de situação pode ser entendida como, por exemplo, que no trocador 9 foi realizado uma limpeza e os trocadores 7 e 8 permanecem sujos após dezoito meses de operação, conforme a proposta original de deposição de SMAÏLI *et al.*(2002).

4.2.1.2 Caso Otimizado 1 – apenas o divisor das correntes frias

Para esta situação testada, objetiva-se analisar a influência da otimização apenas do divisor de corrente da corrente fria (equipamento 12), com os demais parâmetros constantes em relação ao Caso Base. Em cada simulação, os coeficientes de película são corrigidos de acordo com a equação 3.82. A estimativa inicial da fração de divisão de corrente fria na estrutura analisada foi de 0,5. O valor da fração otimizada deste caso, visando a maximização da temperatura de saída do fluido frio, foi de 0,45, em relação à corrente cuja identificação tem o menor número. A Tabela 5.8 mostra os resultados das temperaturas finais nos três casos investigados.

Tabela 5.8 – Exemplo 1: Otimização somente do divisor das correntes frias. Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno (SMAÏLI *et al.*, 2002).

Caso	Temperatura final da corrente fria (°C)
Referência	256,0
Base	243,6
Otimizado 1	243,7

O que se verifica aqui é que a otimização do divisor de corrente não tem influência significativa para a melhora do desempenho da rede, comparando os Casos Base e Otimizado.

4.2.1.3 Caso Otimizado 2 – apenas o divisor da corrente quente

O segundo teste de otimização na estrutura investigada em SMAÏLI *et al.* (2002) visa observar a resposta da temperatura final quando se realiza a otimização no divisor de correntes quentes. Parte-se de uma estimativa inicial da fração de 0,5 na divisão da corrente quente e a otimização atinge o valor de 0,65. Na Tabela 5.9 são apresentados os resultados das temperaturas finais nos casos considerados.

Tabela 5.9 – Exemplo 1: Otimização somente do divisor das correntes quentes. Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Caso	Temperatura final da corrente fria (°C)
Referência	256,0
Base	243,6
Otimizado 2	246,3

Para este exemplo, a otimização do divisor das correntes quentes foi mais efetiva do que no teste realizado anteriormente, no entanto é incerto tentar generalizar que para qualquer estrutura de rede seja recomendado se otimizar apenas os divisores de correntes quentes.

Adiante será testada a otimização simultânea nos dois divisores.

4.2.1.4 Caso Otimizado 3 – divisores das correntes quentes e frias otimizados

Após os testes de otimização dos divisores separadamente, é relevante uma avaliação da resposta da rede ao se realizar a otimização dos divisores simultaneamente.

A estimativa inicial para ambos os divisores foi de 0,5 e o algoritmo finalizou sua busca nos valores otimizados de 0,89 e 0,88 (ambos relativos às correntes com o menor número de identificação) para os divisores das correntes frias e quentes, respectivamente. A Tabela 5.10 mostra os valores das temperaturas de entrada no forno nos Casos Referência, Base e Otimizado.

Tabela 5.10 – Exemplo 1: Temperaturas finais da corrente fria na entrada do forno. Caso de Otimização de todos os divisores de corrente da rede (SMAÏLI *et al.*, 2002)

Caso	Temperatura final da corrente fria (°C)
Referência	256,0
Base	243,6
Otimizado 3	249,3

Avaliando a influência da otimização simultânea nos dois divisores da rede, registra-se um maior ganho quando comparado às duas situações anteriormente descritas com as otimizações feitas de forma individual. Tomando-se a recuperação de energia do Caso Referência, a Tabela 5.10 indica que a redução da temperatura da corrente fria mudou de 12,4

°C no Caso Base para 6,7 °C no Caso Otimizado. Isto corresponde a uma redução de 46% nos custos energéticos causados pela deposição, apenas por se realizar um controle de mudança de valores de divisão de corrente.

Dessa forma, tendo em vista o salto em termos de resposta da temperatura mais próxima ao Caso Referência, nos exemplos seguintes serão otimizados todos os divisores simultaneamente.

4.2.2 Exemplo 2

O exemplo aqui estudado é mais complexo que o anterior do ponto de vista da estrutura da rede. Busca-se investigar a possibilidade de se otimizar a operação de uma rede de trocadores ao longo de uma dada programação de limpeza. Este exemplo está contido no trabalho de SMAĪLI *et al.* (2001) e a estrutura da rede é exibida na Figura 5.4. A rede é constituída por 14 trocadores de calor, 4 misturadores de corrente, 5 divisores de corrente e uma dessalgadora (sendo a dessalgadora – vértice 40 – modelada com um decréscimo de temperatura entre a entrada e saída igual a 10°C). Ainda nesta estrutura de rede, é descrita uma torre de *pré-flash* que separa os componentes leves do cru, sendo representada por uma divisão de corrente fixa de 0,03 da corrente total de cru.

A Tabela 5.11 mostra os dados de entrada das vazões, das temperaturas e calores específicos da rede estudada.

Tabela 5.11 – Exemplo 2: Especificações das correntes de entrada (SMAĪLI *et al.*, 2001)

Suprimento	Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (°C)	Calor específico (J/(kgK))
1	95	26	1920
2	3,3	296	2900
3	49,7	170	2600
4	49,7	237	2600
5	55,8	205	2600
6	19,1	249	2800
7	45,5	286	2900
8	34,8	334	2800

Supõe-se que o calor específico das correntes quentes não muda ao longo da rede. No caso para as correntes frias, o calor específico antes da dessalgadora tem valor equivalente ao

valor de entrada na rede; no trecho entre a dessalgadora e a unidade de *pré-flash* o valor é de 2300 J/(kg K) e após o *pré-flash* o calor específico das correntes frias vale 2400 J/(kg K). Com relação às áreas de troca térmica dos trocadores, a Tabela 5.12 apresenta os valores relativos a este exemplo.

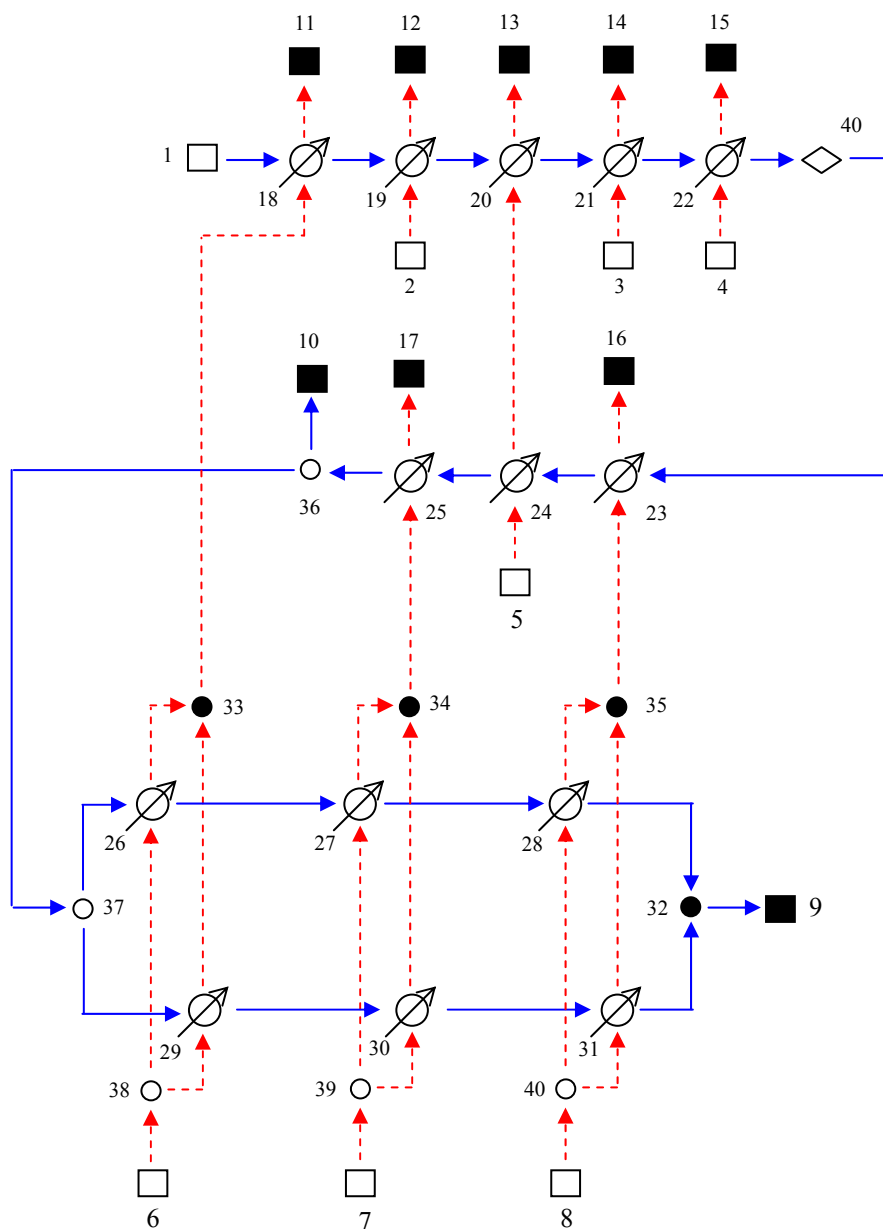


Figura 5.4 – Esquema da rede do Exemplo 2 – Correntes frias: linhas contínuas – Correntes quentes: linhas tracejadas – Suprimentos de processo: blocos brancos – Demandas de processo: blocos pretos – Divisores de corrente: círculos brancos – Misturadores de corrente: círculos pretos (SMAÏLI *et al.*, 2001)

Tabela 5.12 – Exemplo 2: Áreas de troca térmica dos trocadores da rede (SMAÏLI *et al.*, 2001)

Trocador de calor	Área (m ²)	Trocador de calor	Área (m ²)
18	56,6	25	67,1
19	8,9	26	91,0
20	208,3	27	61,3
21	112,9	28	55,6
22	121,6	29	91,0
23	110,1	30	61,3
24	67,2	31	55,6

Os coeficientes globais de troca térmica para os trocadores limpos no Caso Referência, relacionado às frações de divisão de 0,5, são 500 W/(m² K). Considera-se desprezível as resistências condutivas nos tubos dos trocadores e os coeficientes de película iguais (por exemplo, 1000 W/(m² K)). Da mesma forma que no Exemplo 1, as correntes frias passam pelo lado dos tubos e as correntes quentes passam pelo lado do casco dos trocadores de calor.

Com relação ao Caso Base, de acordo com a otimização das paradas para limpeza relatadas no trabalho de SMAÏLI *et al* (2001), após oito meses e meio de operação dos trocadores da rede, o trocador 27 foi limpo no mês 6 e o trocador 28 foi limpo no mês 8 (mês atual). Os valores correspondentes de resistências de depósito (R_d) para o Caso Base adotado são exibidos na Tabela 5.13.

Tabela 5.13 – Exemplo 2: Valores de resistência de depósito (R_d) dos trocadores (SMAÏLI *et al.*, 2001)

Trocador de calor	$R_d \cdot 10^4$ (m ² K/W)	Trocador de calor	$R_d \cdot 10^4$ (m ² K/W)
18	1,322	25	3,305
19	1,983	26	3,525
20	1,322	27	0,933
21	1,763	28	0
22	1,763	29	3,525
23	3,305	30	3,966
24	2,423	31	4,186

A otimização iniciou a busca a partir dos valores de frações iguais a 0,5, novamente visando otimizar a temperatura de saída da rede do fluido frio. Os valores de frações otimizadas encontrados pelo algoritmo estão organizados na Tabela 5.14 (as frações de divisão são informadas em relação às correntes direcionadas aos trocadores de menores números de identificação), correspondentes aos mesmos valores de deposição usados no Caso Base

Tabela 5.14 – Exemplo 2: Frações de divisão otimizadas (SMAÏLI *et al.*, 2001)

Divisor de corrente	Fração
38	0,629
39	0,578
40	0,638
41	0,656

Dentro desse contexto, a Tabela 5.15 ilustra os resultados das temperaturas finais da rede, obtidos para os três casos explorados.

Tabela 5.15 – Exemplo 2: Temperaturas finais da rede

Caso	Temperatura final da corrente fria (°C)
Referência	232,6
Base	225,6
Otimizado	226,0

De acordo com a Tabela 5.15, o Caso Base mostra um decréscimo de 7,0°C devido à deposição e para o Caso Otimizado o valor é de 6,6°C, nas mesmas condições de incrustação. Este valor otimizado indica um ganho com a otimização dos divisores de 5,7%. Dessa forma, estes resultados sugerem que uma otimização simultânea entre as paradas para limpeza e as frações de divisão poderia implicar em uma programação ótima diferente.

4.2.3 Exemplo 3

Esse exemplo trata de uma bateria de preaquecedores de uma refinaria brasileira existente, estudada no trabalho de LIPORACE e OLIVEIRA (2005). A rede possui 35 trocadores de calor, 6 misturadores de corrente, 12 divisores de corrente e uma dessalgadora. A rede está estruturada em 5 ramais de preaquecedores (Figura 5.5 e Figura 5.6).

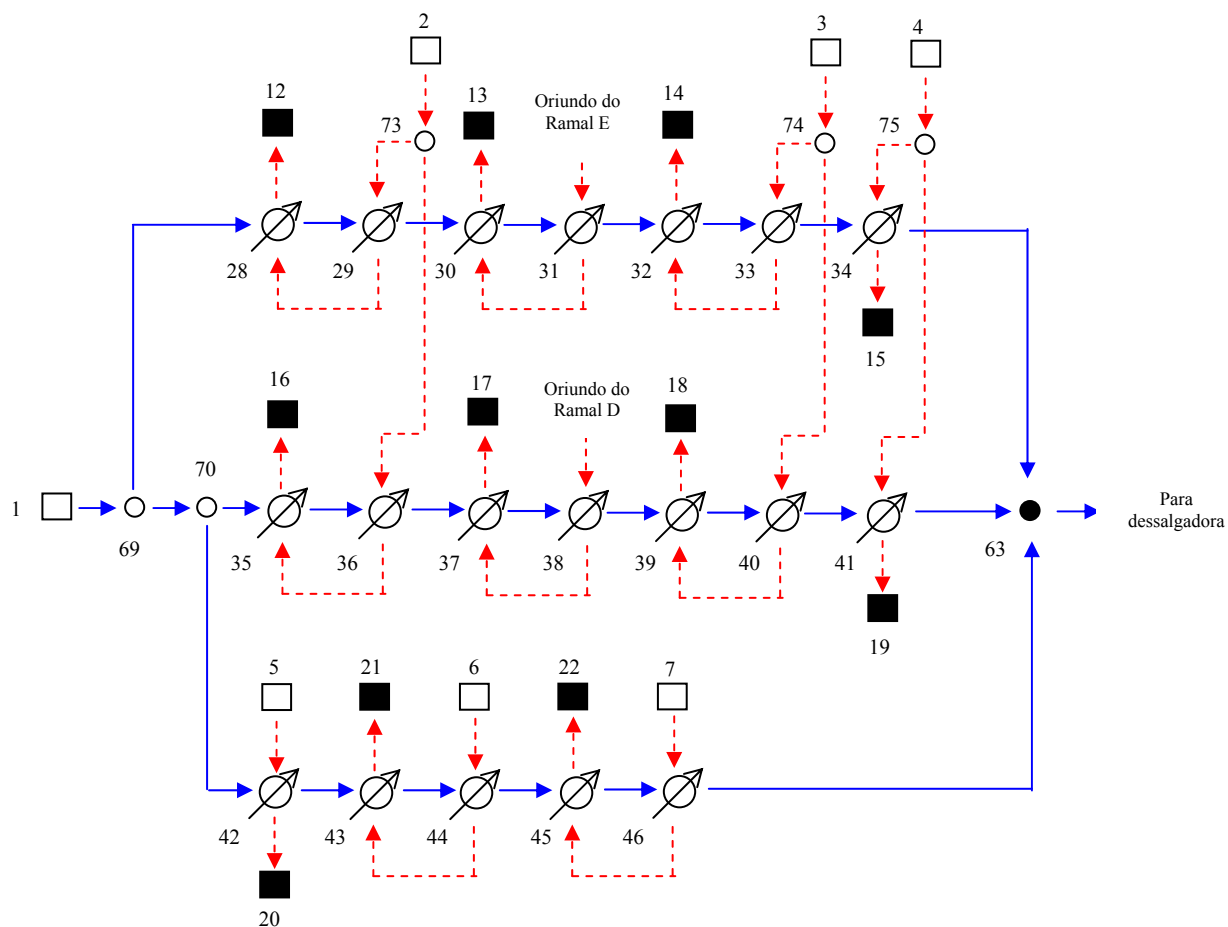


Figura 5.5 – Rede de preaquecedores: do armazenamento até a entrada da dessalgadora. Blocos em branco: suprimento de processo; blocos em preto: demanda de processo; círculos em branco: divisores de corrente; círculos em preto: misturadores de corrente (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)

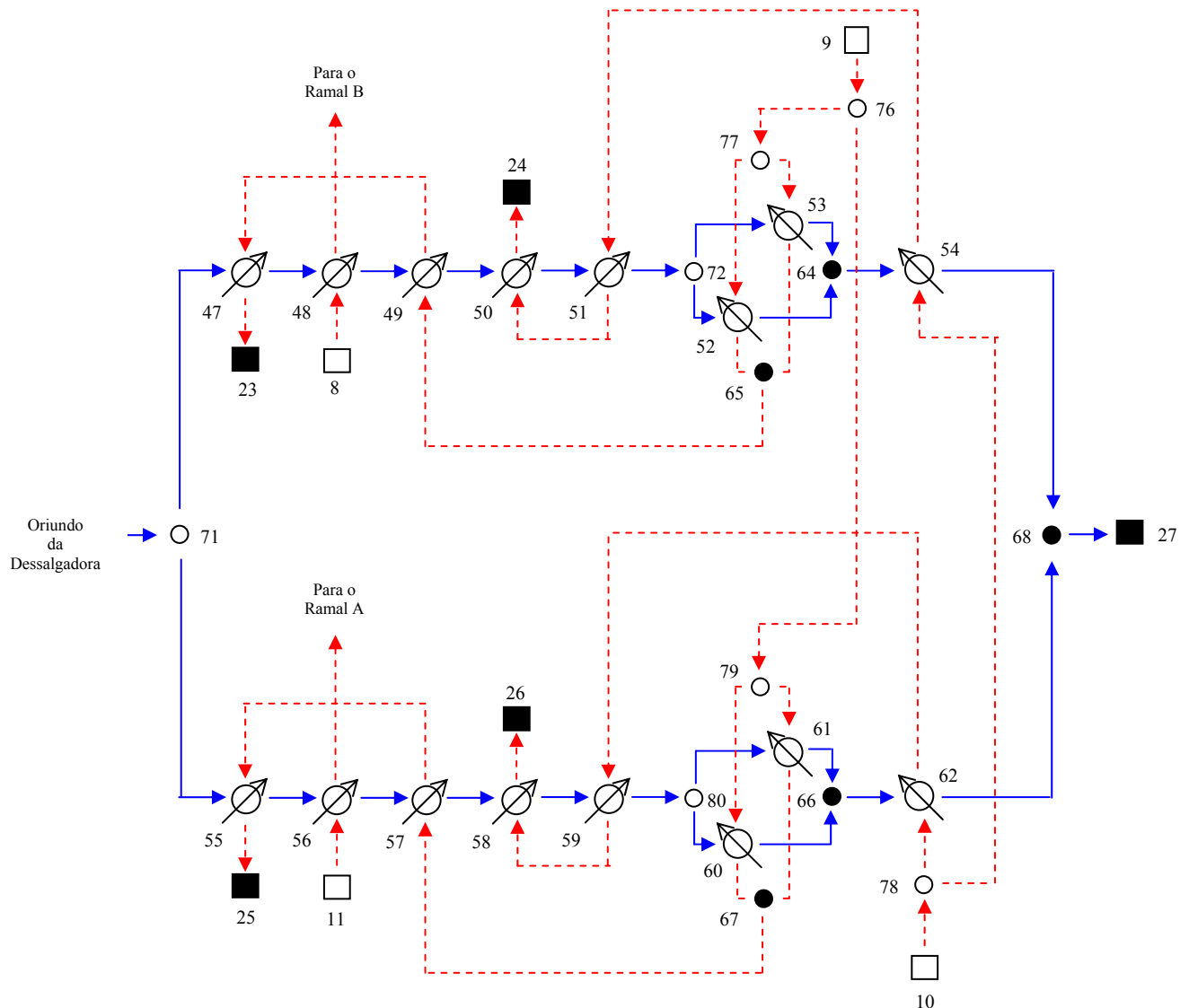


Figura 5.6 – Rede de preaquecedores: após a dessalgadora. Blocos em branco: suprimento de processo; blocos em preto: demanda de processo; círculos em branco: divisores de corrente; círculos em preto: misturadores de corrente (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005).

Os dados de vazões, temperaturas e calor específico das correntes da rede estão organizados na Tabela 5.16. Tomou-se como premissa que o calor específico das correntes quentes é constante ao longo da rede. Com relação às correntes frias, o calor específico antes da dessalgadora tem valor equivalente ao valor da corrente de entrada na rede e o calor específico das correntes após a dessalgadora vale 2499 J/(kg K).

Tabela 5.16 – Especificações das correntes de entrada da rede
(LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)

Suprimento	Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (°C)	Calor específico (J/(kgK))
1	274,74	32,5	2134
2	223,06	120,6	2300
3	113,05	167,3	2248
4	87,51	240,9	2364
5	92,09	174,0	2286
6	21,17	210,6	2429
7	102,73	238,7	2519
8	36,06	251,2	2464
9	170,04	312,9	2586
10	96,24	271,7	2528
11	36,35	314,0	2464

A descrição dos parâmetros relevantes de cada trocador de calor desta rede está na Tabela 5.17. Os coeficientes de película e as resistências de depósito no Caso Base são organizados na Tabela 5.18.

Tabela 5.17 – Parâmetros dos trocadores de calor (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)

Trocador de calor	Área (m ²)	Passes do casco e do tubo	Fluido no lado do tubo	Trocador de calor	Área (m ²)	Passes do casco e do tubo	Fluido no lado do tubo
28	642	1-2	Quente	46	684	1-4	Quente
29	642	1-2	Quente	47	543	1-2	Frio
30	277	1-2	Quente	48	334	1-4	Quente
31	277	1-2	Quente	49	581	1-2	Frio
32	729	1-4	Frio	50	583	1-2	Frio
33	729	1-4	Frio	51	622	1-2	Frio
34	692	1-4	Frio	52	624	1-2	Frio
35	642	1-2	Quente	53	624	1-2	Frio
36	642	1-2	Quente	54	659	1-2	Frio
37	277	1-2	Quente	55	543	1-2	Frio
38	277	1-2	Quente	56	334	1-4	Quente
39	729	1-4	Frio	57	581	1-2	Frio
40	729	1-4	Frio	58	583	1-2	Frio
41	692	1-4	Frio	59	622	1-2	Frio
42	392	1-2	Quente	60	624	1-2	Frio
43	377	1-4	Quente	61	624	1-2	Frio
44	377	1-4	Quente	62	659	1-2	Frio
45	684	1-4	Quente				

Tabela 5.18 – Coeficientes de película (h) e resistência de depósito (R_d) do Caso Base (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)

Trocador de calor	h_{tubo} (W/(m ² K))	h_{casco} (W/(m ² K))	$R_d \cdot 10^4$ (m ² K/W)	Trocador de calor	h_{tubo} (W/(m ² K))	h_{casco} (W/(m ² K))	$R_d \cdot 10^4$ (m ² K/W)
28	1553,2	423,3	7,0	46	2001,6	1774,4	15,0
29	1647,8	540,9	7,0	47	2150,8	1238,6	16,0
30	525,3	1015,3	9,0	48	1552,5	1597,1	14,0
31	721,3	1040	9,0	49	2226,1	1344,2	4,0
32	946	474,4	26,0	50	1557,3	374,2	13,0
33	1078	513,8	26,0	51	1704,8	413,3	11,0
34	1324,9	263,5	7,0	52	1618,1	879,23	9,0
35	1430,8	402,5	5,0	53	1618,1	879,2	9,0
36	1519,4	507,5	5,0	54	1729,6	433,5	55,0
37	792,8	958,8	33,0	55	1690,1	736,2	9,0
38	887,6	1025,6	33,0	56	1429,3	1803,4	38,0
39	883,4	467,4	40,0	57	1723,4	822,0	7,0
40	996,3	501,8	40,0	58	1467,4	509,6	27,0
41	1246,4	275,3	6,0	59	1814,3	609,7	10,0
42	875,0	742,6	32,0	60	1316,7	555,1	21,0
43	957,5	807,6	33,0	61	1316,7	555,1	21,0
44	1039,3	875,7	33,0	62	1277,7	637,1	15,0
45	1876,3	1034,1	15,0				

Os resultados das frações otimizadas por intermédio do algoritmo de otimização proposto estão apresentadas na Tabela 5.19. As frações fornecidas ao algoritmo seguem a mesma lógica do Exemplo 2.

A temperatura no final da bateria após a otimização nos divisores de corrente foi obtida e comparada ao valor do Caso Referência e ao do Caso Base, como pode ser visto na Tabela 5.20.

Tabela 5.19 – Frações de divisão de correntes nos Casos Base e Otimizado (LIPORACE e OLIVEIRA, 2005)

Divisor	Frações do Caso Base	Frações otimizadas
69	0,375	0,343
70	0,544	0,452
71	0,502	0,563
72	0,500	0,500
73	0,526	0,541
74	0,516	0,475
75	0,497	0,490
76	0,651	0,590
77	0,500	0,500
78	0,357	0,561
79	0,500	0,500
80	0,500	0,500

Tabela 5.20 – Temperaturas do final da rede nos três casos

Caso	Temperatura final da corrente fria (°C)
Referência	273,9
Base	265,1
Otimizado	266,2

De posse dos resultados dos Casos Base e Otimizado, observa-se que os decréscimos de temperatura em relação à referência, são, respectivamente, 8,8 °C e 7,7 °C. Comparando tais valores, tem-se que o valor otimizado atingiu um ganho de 12,5 % em relação ao caso sem a ferramenta de otimização dos divisores, o que pode vir a representar um ganho econômico significativo nos custos da refinaria, visto que o forno após a rede de preaquecimento é um dos pontos de maior consumo de energia em uma refinaria.

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

A deposição em redes de trocadores de calor é um problema de grande monta nas indústrias de processo na atualidade, devido aos desperdícios energético e econômico que ela gera. Em face aos problemas ligados ao decréscimo da eficiência de troca térmica nas redes de trocadores de calor devido à deposição, foi proposta uma metodologia visando auxiliar nas políticas operacionais da rede. Uma característica desta metodologia é a possibilidade de se adaptar a qualquer estrutura de rede, envolvendo seus principais elementos, como trocadores de calor, divisores de corrente e misturadores.

Foi desenvolvido um código computacional visando a solução deste problema, o qual foi dividido em dois blocos: um simulador em regime estacionário e um bloco de cálculos que permite o gerenciamento da deposição. No simulador são inseridas as informações sobre o processo e da estrutura da rede a ser avaliada, de forma matricial. Via sistemas de equações lineares, o simulador realiza os cálculos dos balanços de massa e de energia em regime permanente simultaneamente, permitindo se avaliar o estado atual da incrustação da rede

Adicionalmente, foi concebido um bloco com operações para auxiliar no gerenciamento da deposição da rede. Este operador possui três módulos de cálculo: (i) simulação pseudo-estacionária, que torna possível a previsão do comportamento futuro da rede, uma vez que se conheça os perfis de deposição dos trocadores, (ii) ferramenta para estimação de parâmetros do perfil de incrustação e do padrão de evolução das resistências de depósito da rede e (iii) um módulo de otimização dos divisores de corrente, o qual redistribui as vazões das correntes, levando a um melhor aproveitamento energético da rede.

Outra vantagem do código é a sua flexibilidade, pois o primeiro bloco é independente do segundo. A concepção dos blocos de cálculo é por si só um resultado, uma vez que não se dispunha de qualquer código pronto, sendo necessário a customização de um algoritmo para o desenvolvimento da pesquisa.

Os algoritmos desenvolvidos neste trabalho foram aplicados em redes analisadas na literatura e uma refinaria existente. Foi possível verificar que o algoritmo pode ser aplicado

em redes simples (Exemplo de validação do simulador pseudo-estacionário), bem como redes mais completas (Exemplo de aplicação do simulador estacionário e Exemplos otimizados 1 e 2) e redes complexas (Exemplo otimizado 3). No exemplo de validação pôde se verificar que o algoritmo reproduz os resultados obtidos pela literatura. O bloco responsável pelo gerenciamento da deposição em redes foi explorado nos demais exemplos. O módulo de estimação de parâmetros foi aplicado em um exemplo hipotético (porém representativo), onde se supôs não se dispor de informações sobre as resistências de depósito. A otimização foi explorada em três exemplos de bateria de preaquecimento óleo cru de unidades de destilação atmosférica, nos quais se comprovou a sua aplicação, por levar a resultados que maximizam a temperatura da corrente fria na entrada no forno, quando comparada com os resultados da literatura.

Em suma, os blocos apresentaram como resultado, em relação à literatura ganhos de economia energética que variaram entre 5,7% a 46%. Já para o caso da refinaria real o ganho atingiu 12,5%, podendo tal resultado interferir significativamente nos custos operacionais da refinaria. Dessa maneira, a ferramenta desenvolvida neste trabalho apresentou resultados promissores atingindo a meta de ser um potencial auxiliar no processo decisório de políticas de operação de redes de trocadores de calor.

Visando complementar o algoritmo desenvolvido, apresenta-se como sugestões para trabalhos futuros as seguintes propostas:

- Desenvolvimento de algoritmo em que se forneça modelos de deposição mais acurados aos trocadores, conferindo maior precisão aos cálculos dos simuladores e do otimizador;
- Inserção de um módulo em que se leve em conta um termo de perda de carga, com o avanço da deposição nos trocadores;
- O procedimento de modificação das vazões para diferentes ramais em paralelo pode levar a um aumento no crescimento da velocidade da deposição em alguns ramais e diminuição em outros. Isto se deve às mudanças nas velocidades de escoamento nos trocadores. Neste caso sugere-se uma investigação futura, onde a otimização dos divisores de corrente é avaliada ao longo de um determinado período de tempo.

- Investigação da multiplicidade de ótimos, através de diferentes estimativas iniciais de frações de divisão de corrente para otimização.
- Acoplamento de um bloco de otimização da programação das paradas para limpeza de trocadores de calor aos blocos desenvolvidos nesta dissertação, tendo como função objetivo a minimização do custo operacional da rede.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AHÓN, V.R., MEDEIROS, J.L., Optimal programming of ideal and extractive batch distillation: Single vessel operations, *Comp. Chem. Eng.*, v.25, p. 1115-1140, 2001.
- ASOMANING, S., PANCHAL, C.B., LIAO, C.F., Correlating field and laboratory data for crude oil fouling, *Heat Transfer. Engineering*, v.21, p. 17-23, 2000.
- ATHIER, G., FLOQUET, P., PIBOLEAU, L., *et al.* Optimization of heat exchanger networks by coupled simulated annealing and NLP procedures. *Comp. Chem. Eng.*, 20 Suppl. S13-S18, 1996.
- BAILEY, K. "Optimize heat exchanger operations by minimizing fouling", *Hydrocarbon Processing*, v. 78, n. 6, p. 113-116, 1999.
- BOTT, T.R., Foul or not to foul, that is the question. *Chemical Engineering Progress*, nov, p. 30-37, 2001.
- CHO, Y.I., LIU, R., MCFARLAND, W.J., *et al.*, Study of scale-removal methods in a double-pipe heat exchanger. *Heat Transfer Engineering*, v.21, p. 50-57, 2000.
- COSTA, A.L.H, SOUZA, J.N.M., MEDEIROS, J.L. Detection, localization and qualification of leaks in pipeline networks using a parameter estimation approach. In: International pipeline conference 2002, Calgary, Proceedings of IPC 2002, 2002.
- EBERT, W.A., PANCHAL, C.B. Analisis of Exxon Crude-Oil Slip Stream Coking Data. *Begell House*, p. 451-460, 1997.
- INCROPERA, F.P., DE WITT, D.P., *Fundamentos de transferência de calor e massa*. John Wiley & Sons, 1999.
- JERÓNIMO, M. A. S., MELO, L. F., BRAGA, A. S, *et al.* Monitoring the thermal efficiency of fouled heat exchangers – a simplified method. *Experimental Thermal and Fluid Science*, v. 14, p. 455-463, 1997.
- KNUDSEN, J.G. Fouling in heat exchangers. In: Schlünder, E.U., (ed.), *Heat Exchanger Design Handbook*, v. 3, Hemisphere Publishing, 1983.
- LAVAJA, J.H., BAGAJEWICZ, M.J., On a new MILP model for the planning of heat-exchanger network cleaning. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v.43, p. 3924-3938, 2004.

LIPORACE, F.S., OLIVEIRA, S.G. Real time fouling diagnosis and heat exchanger performance. In: Proceedings of 6th International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning – Challenges and Opportunities, 267-277, Kloster Irsee, Germany, 2005.

MADI, M., *Otimização do período de limpeza de trocadores de calor utilizados no refino de petróleo*. Dissertação de mestrado, Universidade Tecnológica do Paraná, Curitiba, 2005.

MAH, R. S. H., *Chemical Process Structures and Information Flows*, Butterworth-Heinemann, 1990.

MATLAB for Windows XP, version 7.4. Mathworks, 2007.

NELDER, J.A., MEAD, R. A Simplex Method for Function Minimization, *Computer Journal* v.7, n. 4, p. 308-313, 1965.

PANCHAL, C.B., HUANGFU, E., “Effects of mitigating fouling on the energy efficiency of crude-oil distillation”, *Heat Transfer Engineering*, v.21, pp. 3-9, 2000.

PERRY, R.H., GREEN, D.W., *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, chapter 11, 7 ed, Mc-GrawHill, 1999.

PICÓN-NÚÑEZ, M., CASTRO-PÁEZ, J., VIZCAÍNO-GARCÍA, F. Steady state simulation for the de-bottlenecking of heat recovery networks. *Applied Thermal Engineering*, v 22, p. 1673-1687, 2002.

PINTO, M.L.M. *Simulação de trem de pré-aquecimento de petróleo visando estudo de incrustação*. Dissertação de mestrado, FEQ/Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, Brasil, 2004.

POLLEY, G.T., WILSON, D.I., YEAP, B.L., et al. Evaluation of laboratory crude oil threshold fouling data for application to refinery pre-heat trains. *Applied Thermal Engineering*, v. 22, p. 777-788, 2002.

PRIETO, M.M., MIRANDA, J., SIGALES, B. Application of a stepwise method for analyzing fouling in shell-and-tube exchangers. *Heat Transfer. Engineering*, v.20, p. 19-25, 1999.

RODERA, H., WESTPHALEN, D.L., SHETHNA, H.K. A methodology for improving heat exchanger network operation. *Applied Thermal Engineering*, v. 23, p. 1729-1741, 2003.

SCARBOUROUGH, C.E., CHERRINGTON, D.C., DIENER, R., GOLAN, L.P. Coking of crude oil at high heat flux levels. *Chem. Eng. Prog.*, v. 75, p. 41-46, 1979.

SCILAB for Windows XP, version 4.1.1. INRIA, 2007. Distribuição gratuita em: <www.scilab.org>.

SHAH, R.K., "Classification of heat exchangers. In: KAKAÇ, S., BERGLES, A.E., MAYINGER, F. (ed.), *Heat Exchangers – Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design*, Hemisphere Publishing Corporation, p. 9-46, 1981

SHILLING R.L., BELL, K.J., BERNHAGEN P.M., et al. Heat transfer equipment. In: PERRY, R.H., GREEN, D.W, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, chapter 11, 7 ed, Mc-GrawHill, 1999.

SILVA, C.D.S., *Análise dinâmica da deposição em permutadores de calor em unidade de destilação atmosférica e à vácuo*. Dissertação de mestrado, EQ/Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2006.

SMAĪLI, F., VASSILIADIS, V.S., WILSON, D.I. Mitigation of fouling in refinery heat exchanger networks by optimal management of cleaning. *Energy & Fuels*, v.15, p. 1038-1056, 2001.

SMAĪLI, F., VASSILIADIS, V.S., WILSON, D.I. Optimization of cleaning schedules in heat exchanger networks subject to fouling. *Chem. Eng. Commun.*, 189, p. 1517-1549, 2002.

SUKHATME, S.P e DEVOTTA, S. Classification of heat transfer equipment. In: Shah, R.K., Subbarad, E.C., MASHELKAR, R.A., (ed.), *Heat Exchanger Equipment Design*, v. 3, Hemisphere Publishing Corporation, p. 7-15, 1988.

TABOREK, J. Shell-and-tube heat exchangers: single-phase flow. In: Schlünder, E.U., (ed.), *Heat Exchanger Design Handbook*, v. 3, Hemisphere Publishing Corporation, 1986.

TONIN, P.C., *Metodologia para monitoramento do desempenho térmico de redes de trocadores de calor*. Dissertação de mestrado, CEFET/PR, Curitiba, PR, Brasil, 2003.

WILSON, D.I., POLLEY, G.T., PUGH, S.J. Mitigation of crude oil preheat train fouling by design. *Heat Transfer. Engineering*, v.23, pp. 24-37, 2002.

WILSON, D.I. Challenges in cleaning: recent developments and future prospects. *Heat Transfer Engineering*, v. 26, n.1, p. 51-59, 2005.

YEAP, B.L., WILSON, D.I., POLLEY, G.T., *et al.* Retrofitting crude oil refinery heat exchanger networks to minimize fouling while maximize heat exchanger recovery. *Heat Transfer Engineering*, v.26, n.1, p. 23, 2005.

ANEXO: PRODUÇÃO CIENTÍFICA

Neste Anexo, serão exibidos toda a produção científica durante o curso de mestrado. Os trabalhos estão organizados e apresentados na seguinte ordem:

A.1 Trabalhos publicados com assuntos não diretamente ligados à dissertação, durante a fase de obtenção de créditos:

XVI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA – 24 A 27 DE SETEMBRO DE 2006. MENDES CONVENTION CENTER. SANTOS – SP

- **OS DESAFIOS DAS EMPRESAS DE REFINO FRENTE AOS PRINCÍPIOS ESTABELECIDOS PELO PROTOCOLO DE QUIOTO. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, JUAREZ BARBOSA PERISSÉ E MARCO ANTONIO GAYA DE FIGUEIREDO. ARTIGOS COMPLETOS PUBLICADOS EM CD ROM, TRABALHO 1091.**
- **AVALIAÇÃO DO IMPACTO DAS INCERTEZAS SOBRE OS DADOS DE PROCESSO EM UMA ANÁLISE VIA TECNOLOGIA *PINCH*. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, VICTOR ROLANDO RUIZ AHÓN, ANDRÉ LUIZ HEMERLY COSTA E EDUARDO MACH QUEIROZ. ARTIGOS COMPLETOS PUBLICADOS EM CD ROM, TRABALHO 1107.**

1º. CONGRESSO INTERNACIONAL DE MEIO AMBIENTE E DESENVOLVIMENTO HUMANO: BIODIVERSIDADE, RECURSOS HÍDRICOS E RESPONSABILIDADE SOCIAL MADEHUMAN I – 12 A 16 DE JUNHO DE 2006. CENTRO DE CONVENÇÕES DE SALVADOR. SALVADOR – BA

- **OS DESAFIOS DAS EMPRESAS DE REFINO FRENTE AOS PRINCÍPIOS ESTABELECIDOS PELO PROTOCOLO DE QUIOTO. AUTORES: JUAREZ BARBOSA PERISSÉ, LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO E**

**MARCO ANTONIO GAYA DE FIGUEIREDO.- ARTIGOS COMPLETOS
PUBLICADOS EM CD ROM, TRABALHO TT-35.**



1091 – PS3 – 197

**OS DESAFIOS DAS EMPRESAS DE REFINO FRENTE AOS
PRINCÍPIOS ESTABELECIDOS PELO PROTOCOLO DE QUIOTO**

J. B. Perissé^{1,2}; L. O. O. Filho²; M.A.G. Figueiredo²

1- Abastecimento/Refino – Petróleo Brasileiro S. A. ,Avenida República do Chile, 65

CEP: 20031-912 – Rio de Janeiro – RJ – Brasil, Email: juarezperisse@petrobras.com.br

2-Departamento de Operações e Projetos Industriais – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rua São Francisco Xavier, 524

CEP: 20550-900 – Rio de Janeiro – RJ – Brasil, Email: mgaya@uerj.br

RESUMO – A verificação das mudanças climáticas no globo terrestre e suas conseqüências para as gerações futuras, fizeram com que a sociedade pressionasse as nações de modo a se promover ações para mitigar a emissão dos chamados gases de efeito estufa (GEE). Através do Protocolo de Quioto em 1997, iniciou-se a implementação de estratégias para se reduzir a emissão de tais gases. Metas de redução foram estabelecidas e se referem ao período de 2008 a 2012, equivalendo, em média, a uma redução de 5% em relação às emissões registradas em 1990. Avalia-se o impacto do Protocolo de Quioto no parque nacional de refino, no que tange ao necessário levantamento, bem como planos para redução das emissões de GEE e suas principais dificuldades para o atendimento do mesmo. O Brasil ainda não necessita reduzir suas emissões, mas já se mostra interessado na preservação das gerações futuras através da inserção de tecnologias mais limpas.

PALAVRAS-CHAVE: Protocolo de Quioto; gases de efeito estufa; tecnologia limpa.

ABSTRACT – By verifying climate changes on the globe and its consequences to the future generations, society has forced the countries in order to promote actions for mitigating the emission of greenhouse gases (GHG). The Kyoto Protocol, in 1997, stimulated countries to develop some strategies to reduce that emissions index. The Protocol determines from 2008 to 2012 a emission reduction about 5% related to those registered in 1990. The present work studies the impact on Brazilian refinery industries caused by Kyoto Protocol, when it comes to the ways to quantifying GHG and plans to reduce them, as their main difficulties for answering sufficiently for the Protocol. Nowadays, Brazil does not need mitigate GHG, but it is already interested in preserve future generations, by implementing clean technologies on its refinery industries fields.



1107 – PT10 - 155
**AVALIAÇÃO DO IMPACTO DAS INCERTEZAS SOBRE OS
DADOS DE PROCESSO EM UMA ANÁLISE VIA TECNOLOGIA
PINCH**

L. O. de Oliveira Filho¹; V. R. R. Ahón¹; A. L. H. Costa¹; E. M. Queiroz²

- 1- Departamento de Operações e Projetos Industriais – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química
Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rua São Francisco Xavier, 524
CEP: 20550-900 – Rio de Janeiro – RJ – Brasil, Email: andrehc@uerj.br
- 2- Departamento de Engenharia Química – Escola de Química
Universidade Federal do Rio de Janeiro, Centro de Tecnologia, Bloco E, Ilha do Fundão
CEP: 21949-900 – Rio de Janeiro – RJ – Brasil, E-mail: mach@eq.ufri.br

RESUMO – O aumento dos custos de energia tem determinado um grande esforço nas indústrias de processos químicos para a racionalização do seu consumo, destacando-se, neste contexto, o desenvolvimento da Tecnologia *Pinch*. No entanto, os resultados obtidos através desta metodologia podem ser prejudicados em função de incertezas sobre os dados de processo. O objetivo deste trabalho é discutir soluções capazes de avaliar o impacto destas incertezas na determinação do mínimo consumo de utilidades e na temperatura *pinch*. São propostas duas abordagens: a utilização de uma ferramenta clássica de análise de sensibilidade, explorando a variação dos resultados obtidos em função de variações isoladas de parâmetros de processo individuais; e a aplicação de técnicas de simulação estocástica, onde interações entre variações de diferentes parâmetros podem também ser consideradas. As conclusões obtidas baseadas nestas abordagens permitem verificar que parâmetros de processo são mais críticos, demandando um esforço adicional na identificação dos seus valores.

PALAVRAS-CHAVE: redes de trocadores de calor; Tecnologia *Pinch*; integração energética.

ABSTRACT – The increase of the energy costs has demanded an intense effort in the chemical process industries for the rationalization of its use. In this context, the development of Pinch Technology was an important advance. However, the results obtained through this methodology can be disturbed due to uncertainties in process data. The objective of this work is to discuss solutions able to evaluate the impact of these uncertainties in the determination of the minimum utility consumption and pinch temperature. Two approaches are proposed: the utilization of a classic sensitivity analysis tool, exploring the variation of the results with respect to isolated variations of individual process parameters; and the application of stochastic simulation techniques, where interactions between different parameters can also be considered. The conclusions obtained based on these approaches allow to verify which process parameters are more critical, demanding an extra effort in the identification of their values.

OS DESAFIOS DAS EMPRESAS DE REFINO FRENTE AOS PRINCÍPIOS ESTABELECIDOS PELO PROTOCOLO DE QUÍTO

Juaniz Barbosa Pereira
Luiz Otavio de Oliveira Filho
Marco Antonio Gaya de Figueiredo

RESUMO

Nos últimos anos tem-se verificado mudanças climáticas no globo terrestre, sendo prevista grande consequência para as gerações futuras. Tais consequências lidam com que a sociedade passe a tomar as medidas de modo a as promover ações para mitigar e evitar os chamados gases de efeito estufa (GEE), geradores dessas mudanças climáticas. Após várias Conferências da Parte (COP), culminando no Protocolo de Quioto (1997), iniciou-se a elaboração de estratégias para as reduzir a equidade de GEE, metas de redução foram estabelecidas a ser atingidas no período de 2008 a 2012, equivalente em média a uma redução de 5% em relação às emissões registradas em 1990. Este trabalho avalia o impacto do Protocolo de Quioto em alguns setores no Brasil, focando principalmente o parque nacional de refinaria, no que tange ao necessário investimento, bem como planos para redução das emissões de GEE e suas principais dificuldades para o atendimento do mesmo. O Protocolo ainda não exige que o Brasil reduza suas emissões, mas este país já se encontra atuando na implementação das gerações futuras, participando de vários projetos previstos pelo referido protocolo, tais como o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL), entre outras alternativas.

Palavras-chave: Protocolo de Quioto; gases de efeito estufa; tecnologia limpa.

1. INTRODUÇÃO

O objetivo deste trabalho é apresentar o impacto do Protocolo de Quioto, negociado pela Comissão das Nações Unidas para a Mudança do Clima (CONUMC), tanto no que se refere ao necessário levantamento e planos para redução das emissões dos gases responsáveis pelo efeito estufa (GEE), quanto aos ganhos com os mecanismos de flexibilização incluídos neste Protocolo, resultando em os impactos em uma refinaria de petróleo. O Protocolo estabelece metas para redução das emissões de GEE para os países desenvolvidos, visando mitigar os efeitos já observados no planeta como o descolamento de neve polar e diversas alterações climáticas. Existe, ainda, muita polêmica acerca da efetividade destas medidas. Muitos questionam se as ações propostas terão mesmo capacidade de influir no planeta.

Dentre os mecanismos de flexibilização previstos, à disposição dos países desenvolvidos, o mais importante para o Brasil é o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo, que permite que uma empresa destes países possa adquirir créditos associados a projetos de fomento ou de redução de emissões realizados por empresa de países em desenvolvimento. Esta alternativa pode até alcançar alguns projetos.

No caso brasileiro, algumas empresas já estão se valendo do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo para a venda de Certificados de Redução de Emissões (CRE) ou chamados "créditos de carbono", indicando um interessante caminho para o desenvolvimento sustentável. O setor elétrico nacional apresenta, também, um excelente potencial de ganhos e já se encontra em fase de preparação para se valer desta alternativa. Os setores siderúrgico e de reaproveitamento de lixo também têm se dedicado neste sentido e já apresentam projetos em andamento.

É interessante destacar que os sistemas de comercialização através de Bolsa já foram implementada no Reino Unido e na União Europeia, e o Brasil, logo, estará se juntando a elas com a criação do Mercado Brasileiro de Redução de Emissões (MBRE) que terá o objetivo de organizar internamente um mercado de créditos de carbono.

No caso da indústria do petróleo (foco deste trabalho) e, em especial, ao parqu nacional, serão apresentadas algumas das iniciativas em curso, assim como os futuros passos a serem adotados já que estas discussões levaram, igualmente, a mudanças no que se refere ao uso da energia e ao esquema de produção de derivados.

2. O PROTOCOLO DE QUIOTO

Após longas discussões, a União Europeia assumiu o compromisso de reduzir em 8% suas emissões; o Estados Unidos adotou uma redução de 7%; e o Japão concordou em reduzir 6%. Na proposta, alguns países como a Rússia e Ucrânia não assumiram compromissos de redução e outros como Itália, Austrália e Hong Kong ainda tinham permissão para aumentar suas emissões. A Federação Russa não assumiu compromissos de redução durante o Primeiro Período de Compromisso, devido a grande redução involuntária de suas emissões causada pela crise de sua economia na década de 90.

A Tabela 1 permite-se verificar a extensão do impacto destas medidas na atividade econômica. Resulta-se que o Estados Unidos estarão responsáveis por 36,1% da redução das emissões projetadas.

A partir do Protocolo de Quioto, ainda foco de grandes discussões dado os grandes interesses econômicos envolvidos, ficou claro que o mercado poderia auxiliar no processo de redução das emissões de GEE, através da proposta de se criar um valor transacional para essas reduções, semelhante aos mecanismos existentes para alguns gases poluentes na Europa e Estados Unidos. Dentre demais princípios foram estabelecidos mecanismos de flexibilização, entre eles o MDL.

A proposta do MDL consiste em que cada tonelada de CO₂ deixada de ser emitida ou retirada da atmosfera, por um país em desenvolvimento, poderá ser negociada no mercado mundial, criando um novo estímulo para a redução das emissões globais.

A.2 Trabalhos publicados com assuntos diretamente ligados à dissertação***PERIÓDICO – APPLIED THERMAL ENGINEERING***

- **A MATRIX APPROACH FOR STEADY-STATE SIMULATION OF HEAT EXCHANGERS NETWORKS. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, EDUARDO MACH QUEIROZ E ANDRÉ LUIZ HEMERLY COSTA. V.27, PP. 2385-2393, 2007.**
- **INVESTIGATION OF AN ALTERNATIVE OPERATING PROCEDURE FOR FOULING MANAGEMENT IN REFINERY CRUDE PREHEAT TRAINS. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, FÁBIO DOS SANTOS LIPORACE, EDUARDO MACH QUEIROZ E ANDRÉ LUIZ HEMERLY COSTA. SUBMETIDO.**

PERIÓDICO – REVISTA PETRO & QUÍMICA

- **SIMULAÇÃO DE BATERIAS DE TROCADORES DE CALOR DE PRÉ-AQUECIMENTO DE ÓLEO CRU EM UNIDADES DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, EDUARDO MACH QUEIROZ E ANDRÉ LUIZ HEMERLY COSTA. NÚMERO 300, 2007.**

XVI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA – 24 A 27 DE SETEMBRO DE 2006. MENDES CONVENTION CENTER. SANTOS – SP

- **SIMULAÇÃO DE BATERIAS DE TROCADORES DE CALOR DE PRÉ-AQUECIMENTO DE ÓLEO CRU EM UNIDADES DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA. AUTORES: LUIZ OMENA DE OLIVEIRA FILHO, EDUARDO MACH QUEIROZ E ANDRÉ LUIZ HEMERLY COSTA. ARTIGOS COMPLETOS PUBLICADOS EM CD ROM, TRABALHO 1326.**



A matrix approach for steady-state simulation of heat exchanger networks

Luiz O. de Oliveira Filho ^a, Eduardo M. Queiroz ^b, André L.H. Costa ^{a,*}

^a Rio de Janeiro State University (UERJ), Instituto de Química, Rua São Francisco Xavier, 524, CEP 20550-900, Rio de Janeiro, RJ, Brazil

^b Federal University of Rio de Janeiro (UFRJ), Escola de Química, CT, Bloco E, Ilha do Fundão, CEP 21949-900, Rio de Janeiro, RJ, Brazil

Received 9 May 2006; accepted 1 March 2007

Available online 12 March 2007

Abstract

A steady-state simulation scheme for heat exchanger networks is presented. This proposal is based on a matrix approach composed by linear equations where network connectivity is addressed in the model explicitly using graph theory. The structure of the algorithm is flexible allowing the inclusion of the evaluation of heat transfer coefficients, physical properties variation in relation to temperature and pseudo-stationary simulations. The application of the proposed scheme is illustrated by the simulation of a heat exchanger network during a certain period considering the fouling rate.

© 2007 Elsevier Ltd. All rights reserved.

Keywords: Heat exchanger networks; Simulation; Graph theory; Fouling

1. Introduction

Heat exchangers are widely used equipment in industrial activities, responsible for the modification of the temperature and/or physical state of material streams. In a process plant, a set of heat exchangers can be interconnected to compose a heat exchanger network (HEN). The heat transfer between process streams can reduce the demand of utilities of an industrial process considerably. The increase of energy prices contributed to an intense research effort in the development of algorithms seeking more efficient HENs [1].

However, after the design, construction and start-up of a HEN, the attention of the plant engineering staff is focused on how to guarantee the best performance in the network operation. During the online time, several factors can disturb the HEN behavior: heat exchanger fouling, process flow rate modifications due to throughput changes,

alterations in the utility supply, maintenance shutdowns of heat exchangers, etc. In order to propose adequate solutions to these problems, a simple thermal rating of isolated exchangers cannot bring proper results, due to the integrated nature of a HEN. An adequate analysis demands a simultaneous solution for the entire network. Additionally, some particular aspects must be considered: a large size HEN can have a considerable number of different heat exchangers; the connectivity of the process streams in the network can present complex patterns, including the presence of loops; and HEN long term simulations, typically employed in analysis of the fouling impact, involve a large set of sequential runs. These elements justify the development of steady-state simulation algorithms. A general discussion of the utilization of HEN models in the solution of several process engineering problems can be found in Rodera et al. [2].

Several papers in the literature have described the material and energy balances of a HEN steady-state model through a set of linear equations in relation to stream temperatures [3–5]. For a given set of inlet network temperatures and flow rates, the resolution of the proposed

* Corresponding author. Tel.: +55 21 2587 7631.
E-mail address: andrehc@uerj.br (A.L.H. Costa).

Investigation of an alternative operating procedure for fouling management in refinery crude preheat trains

Luiz O. de Oliveira Filho^a, Fábio S. Liporace^b, Eduardo M. Queiroz^c, André L. H. Costa^{a,*}

^a *Rio de Janeiro State University (UERJ) - Instituto de Química*

Rua São Francisco Xavier, 524, CEP 20550-900 – Rio de Janeiro, RJ, Brazil

^b *Petrobras R&D Center (CENPES), Basic Engineering, Process Automation and Optimization (EB/AOT)*

CEP: 21949-900 – Rio de Janeiro, RJ, Brazil

^c *Federal University of Rio de Janeiro (UFRJ) - Escola de Química*

CT, Bloco E, Ilha do Fundão, CEP 21949-900 – Rio de Janeiro, RJ, Brazil

Abstract

Crude oil atmospheric distillation in petroleum refineries involves a heat exchanger network to heat the crude stream using side-product hot streams and pumparounds. These heat recovery structures reduce the furnace load as well as the cold utilities consumption, diminishing fuel costs and carbon emissions. During the operating period, the effectiveness of the heat exchangers decreases due to fouling. This paper deals with preheat trains composed by multiple parallel branches. It is investigated an alternative operating policy based on the optimization of stream splits, aiming to manipulate the flow rate through the parallel branches according to the fouling status of the corresponding heat exchangers. The performance of the proposed approach is illustrated by three examples: two networks from the literature and one real network from a Brazilian refinery.

Keywords: Fouling; Crude preheat trains; Heat exchanger networks; Petroleum refining