



Universidade Federal do Rio de Janeiro
Escola Politécnica & Escola de Química
Programa de Engenharia Ambiental

Nilson de Moura Gondim

ALTERNATIVAS PARA REDUÇÃO DO CONSUMO DE ÁGUA E ENERGIA EM
SISTEMAS DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO E GERAÇÃO DE VAPOR EM
REFINARIAS DE PETRÓLEO DO BRASIL

Rio de Janeiro

2014



UFRJ

Nilson de Moura Gondim

ALTERNATIVAS PARA REDUÇÃO DO CONSUMO DE ÁGUA E ENERGIA EM
SISTEMAS DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO E GERAÇÃO DE VAPOR EM
REFINARIAS DE PETRÓLEO DO BRASIL

Orientadores: Prof^a. D.Sc. Lídia Yokoyama
D. Sc. Andréa Azevedo Veiga

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Engenharia Ambiental (PEA), Escola de Química e Escola Politécnica da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Ambiental.

Rio de Janeiro

2014

Gondim, Nilson de Moura.

Alternativas para redução do consumo de água e energia em sistemas de água de resfriamento e geração de vapor em refinarias de petróleo do Brasil / Nilson de Moura Gondim. 2014.

195f.:il. Color.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Escola Politécnica e Escola de Química, Rio de Janeiro, 2014. Bibliografia: p. 189-195.

Orientadores: Lídia Yokoyama e Andréa Azevedo Veiga

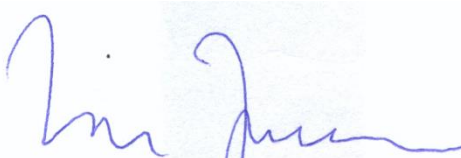
1. Água de Resfriamento. 2. Geração de Vapor 3. Reúso 4. Eficiência Energética – Dissertação. I. Yokoyama, Lídia; Veiga, Andréa. A. (Orient.) II. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Escola Politécnica e Escola de Química. III. Título

ALTERNATIVAS PARA REDUÇÃO DO CONSUMO DE ÁGUA E ENERGIA EM
SISTEMAS DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO E GERAÇÃO DE VAPOR EM
REFINARIAS DE PETRÓLEO DO BRASIL

Nilson de Moura Gondim

Dissertação de mestrado apresentada ao
Programa de Engenharia Ambiental (PEA),
Escola de Química e Escola Politécnica da
Universidade Federal do Rio de Janeiro,
como parte dos requisitos necessários à
obtenção do título de Mestre em Engenharia
Ambiental.

Aprovada pela Banca:



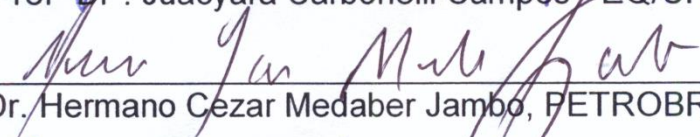
Prof^a Dr^a. Lídia Yokoyama - EQ/UFRJ (Orientadora)



Dr^a. Andréa Azevedo Veiga, PETROBRAS (Co-orientadora)



Prof^a Dr^a. Juacyara Carbonelli Campos - EQ/UFRJ



Dr. Hermano Cezar Medaber Jambo, PETROBRAS



Prof^a Dr^a. Leila Yone Reznik - EQ/UFRJ

Rio de Janeiro
2014

Dedico esta dissertação aos meus pais, Milton e Francisca, sempre presente na minha memória e Luciana e Cassiano, esposa e filho inseparáveis.

AGRADECIMENTOS

Agradeço à PETROBRAS, pelo apoio profissional e em acreditar que através do conhecimento técnico poderemos construir uma base sólida ao desenvolvimento deste país.

Agradeço a todos os colegas da tecnologia do refino do AB-RE da Petrobras, pelo apoio e incentivo nas horas mais difíceis.

Ao Marcel Melo da Tecnologia em Tratamento e Reúso de Água do CENPES, pelo apoio e estímulo ao trabalho, cujo apoio foi determinante na continuidade e desenvolvimento do trabalho.

Aos colegas Hebert de Menezes e Luciana Melo Rodrigues pela presteza no atendimento à obtenção de informações na área de geração de vapor.

Ao Hermano Cezar Jambo da Tecnologia da Inspeção de Equipamentos do AB-RE, pela paciência incondicional em responder aos questionamentos nos assuntos de tecnologia de materiais e corrosão.

Ao Eduardo Coelho da Tecnologia do Refino – Utilidades (AB-RE/TR/UT), pela compreensão e apoio na realização deste trabalho.

Aos meus orientadores, Lidia Yokoyama e Andréa Veiga, pela excelente orientação e apoio concedido durante o trabalho.

Às Unidades Operacionais da PETROBRAS pelo indispensável suporte para o desenvolvimento da presente tese.

A todos os professores, alunos e funcionários do programa de engenharia ambiental, PEA, promovido pela EQ e POLI/UFRJ com os quais tive convívio.

“É melhor ter sorte. Mas eu prefiro
fazer as coisas sempre bem. Então,
se a sorte me sorrir, estou preparado”.

Ernest Hemingway

RESUMO

GONDIM, Nilson de Moura. **Alternativas para redução do consumo de água e energia em sistemas de água de resfriamento e geração de vapor em refinarias de petróleo do Brasil.** Dissertação (Mestrado) – Escola de Química, Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

A proposta deste trabalho foi realizar um estudo de alternativas para a redução do consumo de água e energia em sistemas de recirculação de água das refinarias do Brasil. A base de dados para o desenvolvimento do estudo foi obtida através de banco de dados de laboratórios, software PI DataLink e análises de relatórios técnicos. Com relação ao sistema de água de resfriamento, foram avaliadas 34 torres de resfriamento distribuídas em 9 refinarias. Através da otimização dos ciclos das torres de algumas refinarias (B, D, G, I e K), pôde-se obter uma economia de água de reposição de 259 m³/h, como também uma redução de mesmo valor da purga das torres de resfriamento (efluentes), representando uma economia anual de US\$ 0,85 MM. Para o sistema de geração de vapor foi avaliada uma refinaria de porte médio (24000 m³/d de petróleo processado), com o objetivo de enfatizar a otimização das purgas das caldeiras e a recuperação de condensado. Com a avaliação da qualidade das águas de alimentação, de caldeira e condensado do sistema de geração de vapor, foi possível identificar o potencial de redução de energia através da elevação dos ciclos de concentrações das caldeiras de modo a reduzir o percentual de purga de 2,0% para 1,0%. Obteve-se desse modo uma economia de água, de energia e de custo anual de, respectivamente, 2,4 t/h, 2,74 GJ/h e US\$ 0,35 MM. Com a aplicação do balanço hídrico foi possível constatar a recuperação de condensado de 50%, indicando a iminência da elevação a curto prazo para 54%, obtendo-se assim uma redução de 16 m³/h e 5,20 GJ/h de energia, a qual representa uma economia anual de US\$ 0,73 MM. O presente trabalho demonstrou uma redução do consumo de água de 277 m³/h e uma economia nos custos anuais de US\$ 1,93 MM, além da diminuição dos impactos ambientais pela redução a 259 m³/h de efluentes gerados e de 7,94 GJ/h de energia.

Palavras-chave: Água de Resfriamento. Geração de Vapor. Reúso. Eficiência energética.

ABSTRACT

GONDIM, Nilson de Moura. **Alternatives to reduce water and energy consumption cooling water and steam generation systems in oil refineries in Brazil.** Tese (Mestrado) – Escola de Química, Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

The aim of this study was to conduct a study of alternatives for reducing water consumption and energy in water recirculation systems in oil refineries in Brazil.

The database for the development of the study consisted of database lab, PI DataLink software analysis and technical reports. Regarding the cooling water system, 34 cooling towers distributed in 9 refineries were evaluated. By optimizing the cycles of the towers some refineries (B, D, G, I and K) could obtain a makeup water saving of 259 m³/h, as well as a reduction in the cooling towers blowdown (effluent), representing about US\$ 0.85 MM in annual cost savings. For the steam generation system, boilers blowdown, condensate recovery, a midsize refinery (24000 m³/d of oil processed) was evaluated. With the evaluation of the quality of water supply, boiler and condensate from the steam generation system, it was possible to identify the energy potential reduction by increasing the cycles of concentration of boilers and reduce the percentage of blowdown from 2,0% to 1,0%, which represented a reduction in water and energy consumption of, respectively, 2,4 t/h and 2,74 GJ/h, and a reduction in the annual cost of \$ 0,35 MM. With the application of the water balance it was possible to observe the condensate recovery of 50 %, indicating the imminent rise in the short term to 54%, which resulted in a reduction of 16 m³/h and 5,20 GJ/h of energy, representing about US \$ 0,73 MM in annual cost savings. This work demonstrates a reduction in water consumption of 277 m³/h and a diminution in the impact on the environment by reducing the effluents generated at 259 m³/h, as well as 7,94 GJ/h in water saving.

Keywords: Cooling Water. Steam Generation. Reuse. Energy efficiency.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Consumo típico de água em refinaria.....	23
Figura 3.2 – Disponibilidade de água atual e futura em função da capacidade de refino no mundo.....	24
Figura 3.3 – Fluxo resumido típico de distribuição de água em refinaria	25
Figura 3.4 – Distribuição de Água – relacionado com o sistema de Utilidades em uma refinaria de petróleo com reúso parcial do efluente.....	26
Figura 3.5 – Distribuição dos consumos de água /vapor e efluentes gerados em uma refinaria.....	27
Figura 3.6 – Escala de pH	35
Figura 3.7 – Reações entre as três fases (ar, água e rochas) do sistema dióxido de carbono/carbonato.....	36
Figura 3.8 – Reações entre o pH e as espécies de alcalinidade.....	38
Figura 3.9 – diagrama de solubilidade do Ferro (III).....	46
Figura 3.10 – Efeito da pressão da caldeira e pH na concentração de sílica permitida no tubulão para obter uma pureza no vapor em 20 µg/L.....	48
Figura 3.11 – Esquema típico das rotas de tratamento de água em refinarias de petróleo ..	51
Figura 3.12 – Esquema típico de tratamento de água com suas respectivas perdas de água	56
Figura 3.13 – Esquema do sistema de resfriamento aberto com recirculação.....	59
Figura 3.14 – Sistema de resfriamento aberto com recirculação com as principais variáveis	62
Figura 3.15 – Esquema de variáveis térmicas em uma torre de resfriamento	64
Figura 3.16 – Balanço de energia na torre de resfriamento	77
Figura 3.17 – Curvas de demanda e características	77
Figura 3.18 – Tipos de torres de resfriamento: (a) tiragem natural; (b) tiragem forçada; (c) contra -corrente com tiragem induzida; (d) corrente cruzada com tiragem induzida.....	78
Figura 3.19 – Variação da água de reposição, purga e economia de água de reposição em função do ciclo de concentração	84
Figura 3.20 – Esquema do fluxo do teste piloto	88
Figura 3.21 – Turbidez da água filtrada pelas membranas de UF	90
Figura 3.22 – SDI do filtrado das membranas de UF	91
Figura 3.23 – Fatores críticos que afetam o desempenho do sistema.....	92
Figura 3.24 – Sistema típico de geração de vapor	101

Figura 3.25 – Caldeira aquatubular típica (convencional)	106
Figura 3.26 – Caldeira aquatubular de alta pressão com circulação forçada.....	106
Figura 3.27 – Formas de atendimento aos níveis de média e baixa pressão	110
Figura 3.28 – Comparação entre o processo de expansão em válvula redutora e turbina .	111
Figura 3.29 – Comparação entre o processo de expansão em válvula redutora e turbina .	112
Figura 3.30 – Tipos de purgadores.....	114
Figura 3.31 – Esquema típico de um eficiente sistema de recuperação de condensado ...	117
Figura 3.32 – Balanço de massa e energia no vaso de expansão (<i>Flash</i>).....	118
Figura 3.33 – Pontos típicos de instalações de purgadores em tubulações de vapor	124
Figura 3.34 – Relação entre as entalpias	125
Figura 3.35 – Balanço de massa de sólidos na caldeira	130
Figura 3.36 – Sistema típico de purga de caldeira	133
Figura 3.37 – Sistema típico das correntes envolvidas no desaerador	139
Figura 3.38 – Esquema de aquisição dos custos de água	144
Figura 5.1 – Número de refinarias com seus vários tipos de suprimento de água de resfriamento.....	151
Figura 5.2 – Índices de Langelier no grupos de refinarias: (a) grupo I; (b) grupo II e (c) grupo III.....	154
Figura 5.3 – Índice de Saturação de Ryznar (a): temp. de 45°C, (b) temp. de 80°C	155
Figura 5.4 – Índice de Estabilidade de Puckorius:(a) temp. de 45°C, (b) temp. de 80°C	156
Figura 5.5 – Vazões de reposição e purga em função do ciclo de concentração da refinaria G.....	159
Figura 5.6 – Custos específicos de tratamento de água (TA)	162
Figura 5.7 – Condutividades da água de reposição e alimentação	164
Figura 5.8 – Concentração de sílica reativa na água das caldeiras de alta pressão (60 barg)	166
Figura 5.9 – Condutividade na água das caldeiras de alta pressão (60 barg)	166
Figura 5.10 – Controle fosfato vs. pH.....	167
Figura 5.11 – Condutividade dos condensados	168
Figura 5.12 – Dados referentes à combustão nas caldeiras da Central Termoelétrica (A,B e C).....	172
Figura 5.13 – Fluxo do sistema de purga indicando os dados e resultados à condição 1 (purga de 4,41 t/h; BD=2,26%).....	172
Figura 5.14 – Balanço de massa envolvendo o sistema de geração de vapor	176
Figura 5.15 – Balanço de massa e energia em vaso de <i>quench</i>	177
Figura 5.16 – Economia nos custos em função da elevação da recuperação de condensado	181

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Substâncias mais comuns encontradas na água	33
Tabela 3.2 – Íons mais encontrados na água.....	40
Tabela 3.3 – Conversão condutividade para TDS.....	41
Tabela 3.4 – Produto de Solubilidade (Kps) de alguns sais @ 20°C	43
Tabela 3.5 – Ciclos de concentração típicos encontrados em alguns setores industriais.....	68
Tabela 3.6 – Percentagem da redução de água de reposição.....	83
Tabela 3.7 – Características das membranas de UF	88
Tabela 3.8 – Características da água da purga.....	89
Tabela 3.9 – Resultados das análises do filtrado das membranas de UF	89
Tabela 3.10 – Regras para interpretação do LSI.....	95
Tabela 3.11 – Tendência da corrosão/incrustação em função do RSI.....	96
Tabela 3.12 – Características das caldeiras.....	103
Tabela 3.13 – Parâmetros de Controle Recomendados	107
Tabela 3.14 – Oportunidades para economia de água e energia	119
Tabela 3.15 – Estimativa de perda de água diária em purgadores	123
Tabela 3.16 – Estimativa de perda de água diária em purgadores	125
Tabela 3.17 – Estimativa da economia total ao recuperar o condensado.....	126
Tabela 3.18 – Exemplo de estimativa de economia de água e custos.....	135
Tabela 3.19 – Estimativa do ciclo de concentração com a melhoria da qualidade da água de alimentação	136
Tabela 4.1 – Codificação das cores relacionadas com o grau de formação de depósitos..	147
Tabela 5.1 – Vazões de água de recirculação por refinaria em cada grupo	152
Tabela 5.2 – Gradiente térmico (<i>range</i>) (ΔT).....	152
Tabela 5.3 – Características da água de reposição e purga - Grupo I.....	153
Tabela 5.4 – Características da água de reposição e purga - Grupo II.....	153
Tabela 5.5 – Características da água de reposição e purga - Grupo III.....	153
Tabela 5.6 – Ciclo de concentração (CR) dos grupos e refinarias	154
Tabela 5.7 – Simulação dos parâmetros na água recirculante em ciclo 6 (D,G,K), 5 (I) e 4 (B)	157
Tabela 5.8 – Estimativa das reduções de água de reposição das refinarias com maiores possibilidades de economia de água.....	158
Tabela 5.9 – Reduções de reposição e purga nas refinarias	159
Tabela 5.10 – Tecnologias de tratamento e tipos de descarga da purga nas refinarias	160

Tabela 5.11 – Custos específicos (US\$/m ³) adotados em refinarias no Brasil e típico de refino no exterior.....	161
Tabela 5.12 – Qualidade da água de alimentação das caldeiras de alta pressão (60 barg)	163
Tabela 5.13 – Parâmetros de controle da água de caldeira (60 barg)	165
Tabela 5.14 – Análise da fase vapor das caldeiras de alta pressão	167
Tabela 5.15 – Ciclo de concentração das caldeiras de alta pressão ^a	169
Tabela 5.16 – Vazões de água de alimentação das caldeiras de alta pressão ^a	169
Tabela 5.17 – Percentagem e vazão das purgas das caldeiras de alta pressão	169
Tabela 5.18 – Estimativa da economia de água na redução da purga das caldeiras	170
Tabela 5.19 – Dados e resultados obtidos nas condições 1 (purga 4,41 t/h) e 2 (purga 1,95 t/d).....	173
Tabela 5.20 – Estimativa da energia direcionada à vapor oriundo do combustível fóssil ...	175
Tabela 5.21 – Perdas de vapor informadas em 2013.....	175
Tabela 5.22 – Estimativa da economia nos custos relacionados a redução de água e energia ao elevar o percentual de retorno de condensado de 50% até 60%.....	180
Tabela 5.23 – Estimativa das perdas de água em purgadores	183
Tabela 5.24 – Estimativa das perdas de vapor no desaerador	184

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURA

ANA	Agência Nacional de Águas
ASME	<i>American Society of Mechanical Engineers</i>
BFW	Água de Alimentação (<i>Boiler Feed Water</i>)
BS	<i>British Standard</i>
CTI	<i>Cooling Tower Institute</i>
DEA	Dietanolamina
EDR	Eletrodialise reversa (<i>Electrodialysis Reverse</i>)
EPRI	<i>Electric Power Research Institute</i>
ETA	Estação de Tratamento de Água
ETC	Estação de Tratamento de Condensado
ETDI	Estação de Tratamento de Despejo Industrial
EVTE	Estudo de Viabilidade Técnica Econômica
FCC	Unidade de Craqueamento (<i>Fluid Catalytic Cracking</i>)
HDS	Unidade de Hidrodessulfurização
JIS	<i>Japanese Industrial Standard</i>
LSI	<i>Langelier Saturation Index</i>
MBR	<i>Membrane BioReactor</i>
MEA	Monoetanolamina
PCI	Poder Calorífico Inferior
PSI	<i>Puckorius (Practical) Scaling Index</i>
RO	Osmose Inversa (<i>Reverse Osmosis</i>)
RSI	<i>Ryznar Stability Index</i>
TDS	Sólidos Totais Dissolvidos (<i>Total Dissolved Solids</i>)
UF	Ultrafiltração (<i>Ultrafiltration</i>)
URE	Unidade de Recuperação de Enxofre
UTAA	Unidade de Tratamento de Águas Ácidas
HDT	Unidade de Hidrotratamento
UTE	Unidade Termoelétrica
VGB	VGB <i>PowerTech</i> – <i>Verband der Grosskraftwerks – Betreiber</i>

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
2 OBJETIVOS	22
2.1 OBJETIVO GERAL.....	22
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	23
3.1 ESTADO DA ARTE DAS DEMANDAS DE ÁGUA NO REFINO	23
3.2 DISTRIBUIÇÃO DE ÁGUA EM REFINARIA	24
3.3 PARÂMETROS CONTROLADOS EM SISTEMAS DE RESFRIAMENTO E DE CICLO DE VAPOR	33
3.3.1 Parâmetros Monitorados	34
3.3.1.1 <i>pH</i>	34
3.3.1.2 <i>Gases Dissolvidos</i>	35
3.3.1.3 <i>Íons Dissolvidos</i>	40
3.3.1.4 <i>Sólidos Suspensos e Turbidez</i>	48
3.3.1.5 <i>Orgânicos na água</i>	49
3.3.1.6 <i>Micro-organismos</i>	50
3.4 TRATAMENTO DE ÁGUA.....	51
3.5 SISTEMA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO	57
3.5.1 Introdução	57
3.5.2 Tipos de Sistemas de Resfriamento	58
3.5.3 Balanço de massa e energia em sistema de recirculação aberto	60
3.5.3.1 <i>Conceitos básicos</i>	62
3.5.3.2 <i>Balanço de energia</i>	70
3.5.3.3 <i>Desempenho das torres de resfriamento</i>	72
3.5.3.4 <i>Curvas de demanda e característica</i>	76
3.5.4 Tipos de Torres de Resfriamento	78
3.5.4.1 <i>Torres de tiragem natural</i>	79
3.5.4.2 <i>Torres de corrente cruzada com tiragem induzida</i>	79
3.5.4.3 <i>Torres de contra-corrente com tiragem induzida</i>	79
3.5.4.4 <i>Torres úmidas com tiragem forçada</i>	80
3.5.5 Oportunidades para economia de água	81
3.5.5.1 <i>Redução de perdas por vazamentos e arraste</i>	81
3.5.5.1.1 <i>Minimização do transbordamento de água na bacia</i>	81
3.5.5.1.2 <i>Vazamentos em tubulações, juntas e bombas</i>	81
3.5.5.1.3 <i>Perdas por arraste</i>	82

3.5.5.1.4 <i>Respingo</i>	82
3.5.5.2 <i>Redução de perdas através de purga na válvula</i>	82
3.5.5.2.1 <i>O aumento do ciclo de concentração</i>	83
3.5.5.2.2 <i>Instalar medidores de vazões e analisadores online</i>	84
3.5.5.2.3 <i>Operar a purga (blowdown) em modo contínuo</i>	85
3.5.5.2.4 <i>Instalar filtros laterais (sidestream)</i>	85
3.5.6 Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga	86
3.5.6.1 <i>Estudo de caso - Teste piloto em purga de torre de resfriamento</i>	87
3.5.7 Tratamento de água de resfriamento em sistemas de recirculação	92
3.5.7.1 <i>Incrustação</i>	93
3.5.7.1.1 <i>Índices de estabilidade da água</i>	94
3.5.7.2 <i>Fouling</i>	97
3.5.7.3 <i>Corrosão</i>	97
3.6 SISTEMAS DE GERAÇÃO DE VAPOR	99
3.6.1 Introdução	99
3.6.2 Princípios do Sistema de Vapor	100
3.6.2.1 <i>Pré-Tratamento</i>	102
3.6.2.2 <i>Geração de vapor</i>	103
3.6.2.2.1 <i>Caldeiras flamotubulares</i>	104
3.6.2.2.2 <i>Caldeiras aquatubulares</i>	104
3.6.2.2.3 <i>Caldeiras recuperadoras de calor</i>	108
3.6.2.3 <i>Sistema de distribuição de vapor</i>	108
3.6.2.3.1 <i>Purgadores termostáticos</i>	115
3.6.2.3.2 <i>Purgadores mecânicos</i>	115
3.6.2.3.3 <i>Purgadores termodinâmicos</i>	116
3.6.2.3.4 <i>Vasos de Expansão (Flash)</i>	116
3.6.3 <i>Oportunidades para conservação de vapor e energia</i>	119
3.6.3.1 <i>Reparo de vazamentos</i>	120
3.6.3.2 <i>Maximizar a recuperação de condensado</i>	121
3.6.3.3 <i>Minimizar a purga (blowdown) das caldeiras</i>	129
3.6.3.4 <i>Economia total de combustível</i>	137
3.6.4 <i>Balanço de Massa e Energia no Des aerador</i>	138
3.6.5 Cálculo dos custos do vapor	140
3.7 VALOR ECONÔMICO	143
3.8 IMPACTOS AMBIENTAIS E LEGISLAÇÃO NO BRASIL.....	144
4 MATERIAIS E MÉTODOS	146
4.1 SISTEMA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO	146

4.1.1	Redução da Purga das Torres	146
4.1.2	Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga	148
4.2	SISTEMA DE GERAÇÃO DE VAPOR	148
4.2.1	Qualidade da água.....	149
4.2.2	Avaliação das Purgas das Caldeiras (<i>Blowdown</i>).....	149
4.2.3	Balanco Global de Massa (Hídrico).....	149
4.2.3	Recuperação de Condensado	150
4.2.4	Prevenção de Vazamentos e Perdas	150
4.2.4.1	<i>Perdas no Suspiro dos Desaeradores</i>	150
4.2.5	Gestão dos Purgadores	150
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	151
5.1	ÁGUA DE RESFRIAMENTO	151
5.1.1	Redução da Purga das Torres	151
5.1.1.1	<i>Ciclo de concentração</i>	152
5.1.1.2	<i>Corrosão e Incrustação</i>	154
5.1.1.3	<i>Parâmetros físico-químicos das refinarias nos ciclos propostos</i>	157
5.1.1.4	<i>Estimativa de economia de água e efluentes</i>	157
5.1.2	Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga.....	160
5.1.3	Custos específicos adotados nas refinarias.....	161
5.2	SISTEMA DE GERAÇÃO DE VAPOR	163
5.2.1	Qualidade da água.....	163
5.2.1.1	<i>Água de alimentação (BFW boiler feed water)</i>	163
5.2.1.2	<i>Água de caldeira (boiler water)</i>	165
5.2.1.3	<i>Vapor e Condensado</i>	167
5.2.2	Avaliação das Purgas das Águas das Caldeiras	168
5.2.2.1	<i>Economia de água</i>	168
5.2.2.2	<i>Economia de energia</i>	170
5.2.3	Balanco Global de Massa (hídrico).....	174
5.2.4	Recuperação de Condensado	178
5.2.4.1	<i>Maximização do retorno do condensado</i>	178
5.2.4.2	<i>Gestão dos Purgadores</i>	181
5.2.4.3	<i>Perdas de vapor</i>	183
5.3	RECOMENDAÇÕES OPERACIONAIS INDUSTRIAIS E DE PROJETOS	185
5.3.1	Sistema de água de resfriamento	185
5.3.2	Sistema de geração de vapor	186
6	CONCLUSÕES	187
	REFERÊNCIAS	188

1 INTRODUÇÃO

No Brasil, nas regiões áridas e semi-áridas, a água tornou-se um fator limitante para o desenvolvimento urbano, industrial e agrícola. Porém, o fenômeno da escassez não é, entretanto, atributo exclusivo das regiões áridas e semi-áridas. Muitas regiões com recursos hídricos abundantes, mas insuficientes para atender a demandas excessivamente elevadas, também experimentam conflitos de usos e sofrem restrições de consumo que afetam o desenvolvimento econômico e a qualidade de vida.

A bacia do alto Tietê, que abriga uma população superior a 15 milhões de habitantes e um dos maiores complexos industriais do mundo, dispõe, pela sua condição característica de manancial de cabeceira, de vazões insuficientes para a demanda da região Metropolitana de São Paulo e municípios circunvizinhos (BRAGA *et al.*, 2005).

Diversos países do Oriente Médio, onde a precipitação média oscila entre 100 mm a 200 mm por ano, depende de alguns poucos rios perenes e pequenos reservatórios de água subterrânea, geralmente localizados em regiões montanhosas, de difícil acesso. A água potável é obtida por sistema de dessalinização da água do mar e, em razão da impossibilidade de manter uma agricultura irrigada, mais de 50% dos produtos alimentícios básicos são importados (BRAGA *et al.*, 2005). Na Ásia, onde a água sempre foi considerada um recurso abundante, a quantidade disponível para cada pessoa diminuiu entre 40% e 60% entre 1955 e 1990. Seu uso excessivo, aliado a secas, contaminação, problemas climáticos, aumento das demandas de água para o uso industrial ou agrícola e desigualdade no acesso, contribui para a escassez do líquido (LEONARD, 2011).

Toda a potência gerada por combustíveis fósseis, como carvão, óleo combustível e gás natural, é convertida nas usinas termelétricas, que precisam de água para uso em processo de resfriamento. Juntas, formam a grande maioria das fontes de energia do mundo, e todas usam água (LEONARD, 2011). A distribuição da água em nosso planeta dá-se da seguinte forma: 97,5% é água salgada; e a maior parte dos 2,5% restantes está congelada nas calotas polares ou em aquíferos tão profundos que não conseguimos alcançar (1,5%). Somente 1% da água mundial está acessível para o uso humano direto. Isto inclui água de lagos, rios e reservatórios e também as fontes no subsolo suficientemente superficiais para que

possam ser canalizadas. Apenas esse 1% regularmente renovado pela chuva e pela neve é acessível de maneira sustentável (LEONARD, 2011).

A revista Economist previu que “a água é o petróleo do século XXI” (THE ECONOMIST, 2008 apud LEONARD, 2011).

No Brasil, a maioria das usinas termoelétricas (UTE) a gás natural e que estão fisicamente próximas às refinarias de petróleo, repõem seus sistemas de água de resfriamento e geração de vapor com águas tratadas oriundas destas refinarias. Em parceria, as termoelétricas as retribuem com fornecimento de vapor e/ou energia elétrica.

Na indústria, ao se alterar o balanço de energia, acarreta-se em algum ponto, mudanças no balanço de água e vice-versa. Se a água descartada for reusada, é possível que se requeira energia para promover esta ação; entretanto a energia pode ser economizada em algum outro ponto do processo. Por exemplo, se poluentes forem eliminados das emissões atmosféricas, um adicional consumo de água pode ser necessário, caso estes sejam incorporados a esta corrente de água. É importante ressaltar que se os processos são conduzidos com maior eficiência energética, o uso da água será menos intensivo.

O princípio básico da relação água-energia em várias indústrias no futuro se baseia na transferência de calor para a água de resfriamento. O uso da água de resfriamento, associada à grande perda por evaporação, constitui o maior consumo de água para a maioria destas indústrias. Isto representa uma perda de energia na forma de calor rejeitado e, portanto, é um importante fator na relação entre água e energia.

Algumas vezes o balanço de água por si só pode ser um indicador da intensidade de energia e eficiência de um processo; geralmente, aqueles que utilizam grandes quantidades de água de resfriamento estão envolvidos com grandes adições de calor. Existem várias oportunidades de integração mássica e energética nesta área tais como: – recuperar a perda de calor (calor sensível de gases exaustos e condensado quente), alterar o processo de resfriamento, e mudar para uma produção mais eficiente, o que afeta as demandas de água, materiais e energia (MAVIS, 2003).

Em uma refinaria, além dos processos de produção dos derivados, necessita-se também de processos auxiliares que supram as necessidades de toda a cadeia de produção, fornecendo insumos, como água, vapor, energia elétrica, hidrogênio, etc.; com foco na redução dos seus impactos ambientais. Entre os insumos, a água tem seu destaque na medida em que o consumo de água de reposição de torres de resfriamento é na ordem de 48% do total de água usada na refinaria. Na sequência tem-se a demanda de 20% para água desmineralizada (*Boiler Feed Water*) com a finalidade de gerar vapor, 11 % para água de incêndio e 10% como demanda de água nas unidades de processo (destilação, craqueamento, etc). O consumo de água potável e lavagens totais na estação de tratamento de água representam cerca de 6% e 5% da demanda de água de uma refinaria, respectivamente (HWANG *et al.*, 2011).

Em geral, as torres de resfriamento funcionam em sistemas semi-abertos, ou seja, sistemas abertos com recirculação de água. No funcionamento de uma torre de resfriamento acontecem perdas por evaporação e respingos que conseqüentemente promovem a concentração de sais e sólidos suspensos necessitando da realização da purga (*blowdown*) para controle da concentração dos sólidos dissolvidos e suspensos. Essas correntes são compensadas com adição de água tratada, chamada de água de reposição (*makeup*), contendo menores teores de sais dissolvidos.

A visão antiga de água de reposição baseava-se em repor as torres com água de rio clarificada refletindo em custo associado à outorga do uso da água e do tratamento. O panorama atual e sustentável é voltado para o reúso do efluente industrial tratado.

O segundo maior consumidor de água em refinarias de petróleo são as demandas de águas para geração de vapor. Neste caso, realiza-se o tratamento da água através da remoção dos sais, desaeração, descartes de efluentes através da purga e há consumo de combustíveis para introduzir energia à geração do vapor, introduzindo assim, custos elevados e necessitando ser otimizados para viabilizar o processo industrial.

Segundo Ellis *et al.* (2001), as refinarias de petróleo utilizam 28% de toda a sua energia para a produção de vapor. Ainda relacionado a energia destinada a produção de vapor em refinarias, Einstein *et al.* (2001) relata que 23% do consumo

de combustível fóssil destina-se para a geração de vapor. Em uma refinaria típica, segundo Fleming (2010) a geração de vapor contabiliza aproximadamente 50% do total do consumo de energia, número este aproximado a realidade brasileira.

Os maiores consumidores de vapor na indústria do petróleo são: destilação, desulfurização, alquilação e produção de hidrogênio (ELLIS *et al.*, 2001) e craqueamento catalítico.

No Brasil, já existem restrições para o aumento de outorga de captação de água das Unidades Operacionais do Refino, bem como reduções desta outorga, como no caso da REPLAN em Paulínia. O crescimento do parque de refino da Petrobrás pode ser impactado pela indisponibilidade de água para suprir as demandas do processo. Neste contexto, a redução e reúso das purgas, tanto em torres de resfriamento quanto em caldeiras, também passam a ser uma necessidade relevante para a redução do consumo de água captada pelas refinarias.

A otimização dos ciclos de operação das torres de resfriamento associada à redução de perdas nos sistema de geração de vapor, são exemplos de busca de melhorias entre aqueles que são os maiores consumidores de água nas refinarias de petróleo.

Sendo assim, este trabalho visa demonstrar que no fluxo do processo da produção de água de reposição de sistemas de água de resfriamento (torres de resfriamentos) e geração de vapor (caldeiras), as respectivas purgas intrínsecas podem perfeitamente ser inseridas na integração da relação água e energia – desde que se apresentem alternativas para redução do consumo da água e energia.

A principal motivação deste trabalho baseou-se na redução do consumo de água bruta captada, volume de efluentes e redução de custos através de identificação de perdas de energia nas refinarias de petróleo do Brasil. Para isto foi analisada a possibilidade de otimização do ciclo de concentração das torres de resfriamento e o potencial de economia de água e energia no sistema de purga e recuperação de condensado no sistema de geração de vapor.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar e apresentar alternativas aos sistemas de água de resfriamento e geração de vapor, sob os aspectos de otimização e redução do consumo de água, descarte de efluentes e energia, fazendo-se uso do banco de dados pertencentes às refinarias de petróleo referentes aos sistemas de água e vapor.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Avaliar no sistema de água de resfriamento:

- o ciclo de concentração das torres de resfriamento, tomando como base os índices de estabilidade da água sob a ótica dos processos de deposição e corrosão.
- o estado da arte das rotas do tratamento da purga aplicado nas refinarias.

Avaliar no sistema de geração de vapor:

- a percentagem da purga das caldeiras (*blowdown*) tomando-se como base as normas internacionais que norteiam os parâmetros de controle da água de caldeira.
- a recuperação de condensado através do balanço de massa do sistema de geração de vapor;
- as configurações das correntes das purgas das caldeiras;
- as perdas por vazamentos (vasos de expansão e purgadores).

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será abordada uma revisão bibliográfica referente ao estado da arte do consumo de água nas refinarias no mundo, química básica da água, sistemas de resfriamento e sistema de geração de vapor. Incluindo nesta revisão a classificação, princípios de funcionamento balanços de massa e energia, além dos principais problemas ocasionados pela água nestes sistemas. O assunto é bastante vasto e a intenção é não esgotar o assunto e, sim, apresentar os fundamentos que irão dar suporte ao desenvolvimento deste trabalho.

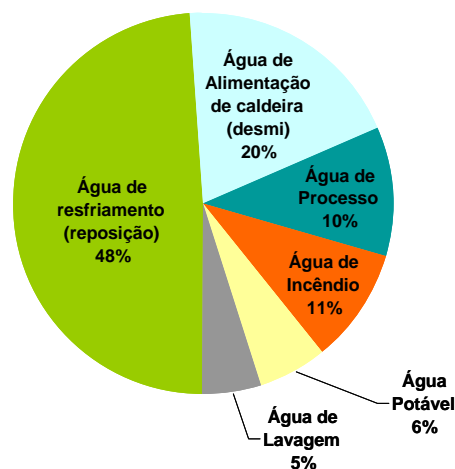
3.1 ESTADO DA ARTE DAS DEMANDAS DE ÁGUA NO REFINO

As refinarias são grandes consumidores de água, de fato que, o consumo típico de uma refinaria em todo o mundo é na faixa de 0,5 a 1,5 m³ por m³ de petróleo processado (HWANG *et al.*, 2011; BUCHAN & ARENA, 2006).

Nas refinarias do Brasil, esta relação atualmente encontra-se em média na ordem de 0,83 m³ de água captada por m³ de petróleo processado (GONDIM, 2013a).

Uma distribuição típica do consumo de água em uma refinaria é apresentada na **Figura 3.1** (HWANG & MOORE, 2011).

Figura 3.1 – Consumo típico de água em refinaria



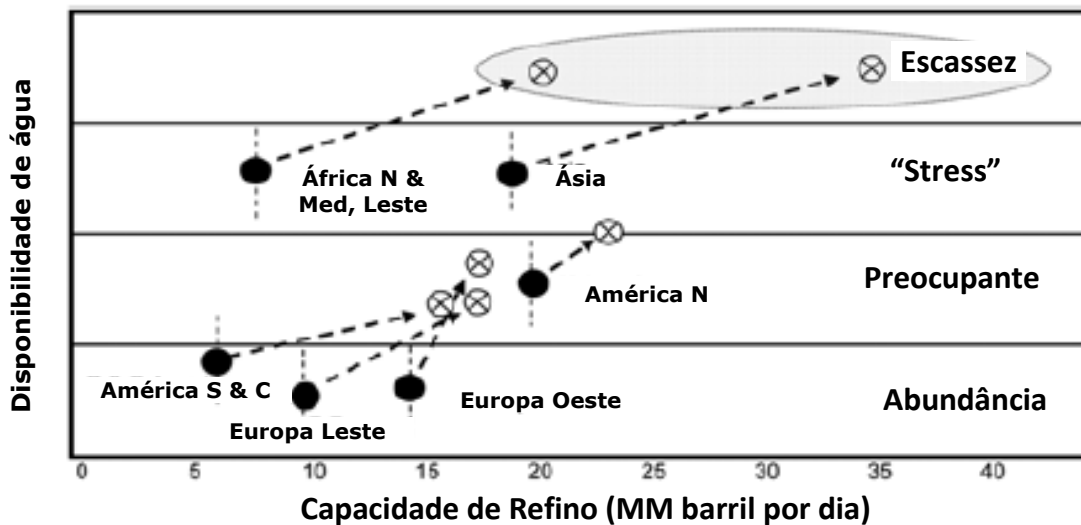
Fonte: Adaptado de Mavis (2003) e Arena (2006) *apud* HWANG & MOORE (2011).

As demandas de água de uma refinaria em função da capacidade de refino em várias regiões do mundo são apresentadas na Figura 3.2. Atualmente, o Oriente Médio, Norte da África e Ásia já vivenciam condições estressantes de disponibilidade de água, enquanto que a Europa, América Central e América do Sul têm uma disponibilidade abundante de suprimento de água, embora em algumas regiões do Brasil, apresentem sinais de baixa disponibilidade deste recurso.

A capacidade de refino e suas demandas de águas apresentam tendência de elevação, e acima de 40% da capacidade de refino, é considerada uma situação de escassez de suprimento de água em 2025, como mostra a **Figura 3.2**.

Especialistas preveem que, em 2025, três quartos da população do planeta irão sofrer por falta de água. E, a medida que a água se torna cada vez mais escassa, surgem conflitos em torno do seu uso e da forma que o regulariza (LEONARD, 2011).

Figura 3.2 – Disponibilidade de água atual e futura em função da capacidade de refino no mundo



Fonte: Adaptado de Arena (2006) apud HWANG & MOORE (2011).

3.2 DISTRIBUIÇÃO DE ÁGUA EM REFINARIA

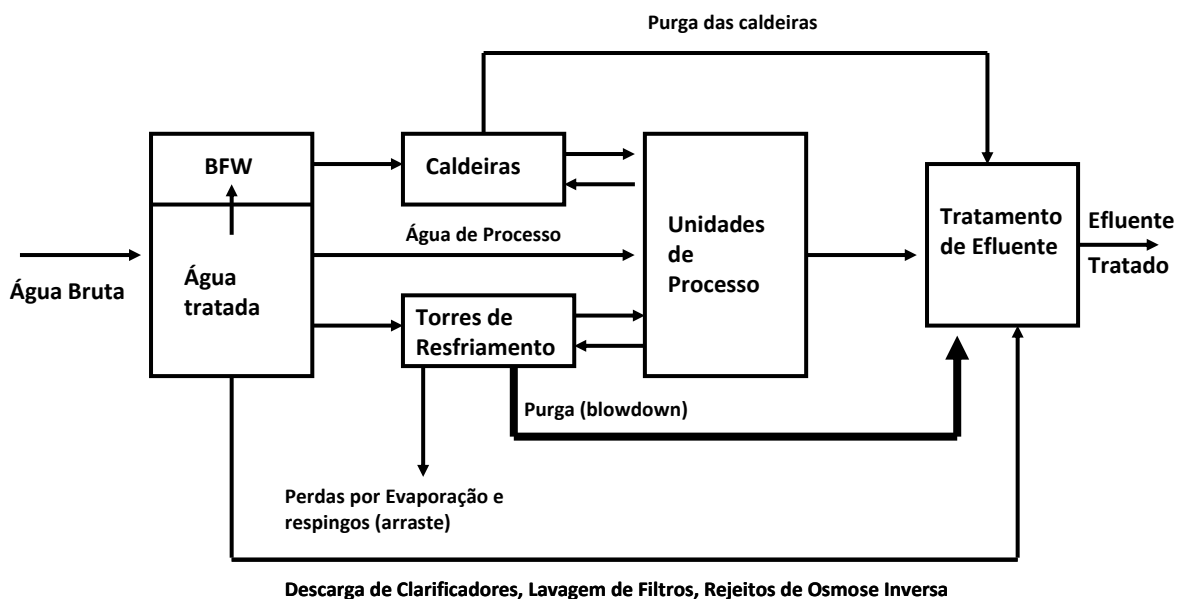
Um fluxo típico resumido da distribuição de água em uma refinaria é apresentado na **Figura 3.3**. A água bruta (água nova), captada diretamente de um rio ou represa alimenta a estação de tratamento de água (ETA), onde água clarificada/filtrada é produzida, sendo então distribuída para as seguintes rotas:

- Plantas de desmineralização, realizada através de resinas de troca iônica ou em membranas de osmose inversa, produzindo água que alimentam as caldeiras (BFW, *Boiler Feed Water*). No Brasil normalmente esta água ainda passa por um polimento em leito misto de troca iônica, para reduzir o teor de sílica abaixo de 0,020 mg/L (20 ppb);

- Água para o processo (serviço), para suprir com as necessidades das unidades de processo, lavagens, descoqueamento, etc.

- Água de reposição (*makeup*) de torres de resfriamento, para suprir as perdas intrínsecas à operacionalidade das torres de resfriamento, tais como: evaporação, respingos (arraste) e a purga (*blowdown*). Ressalta-se que as perdas de água pela execução de purgas são necessárias para fins de controle das concentrações desejadas de sais dissolvidos associados ao ciclo de concentração. Este último é estimado em função do tipo de programa de tratamento empregado para o controle da corrosão e depósitos na água de resfriamento.

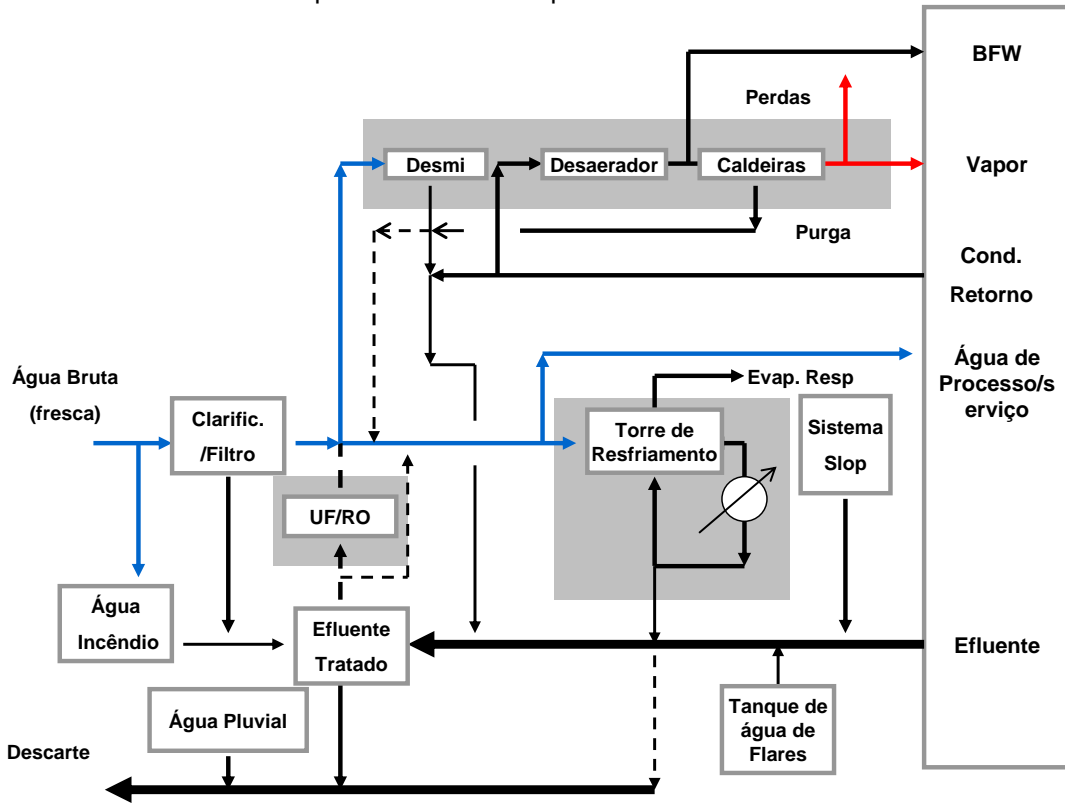
Figura 3.3 – Fluxo resumido típico de distribuição de água em refinaria



Fonte: Adaptado de Hwang & Moore, 2011.

Uma visão um pouco mais detalhada da geração de água relacionada com o sistema de Utilidades pode ser observada na **Figura 3.4**.

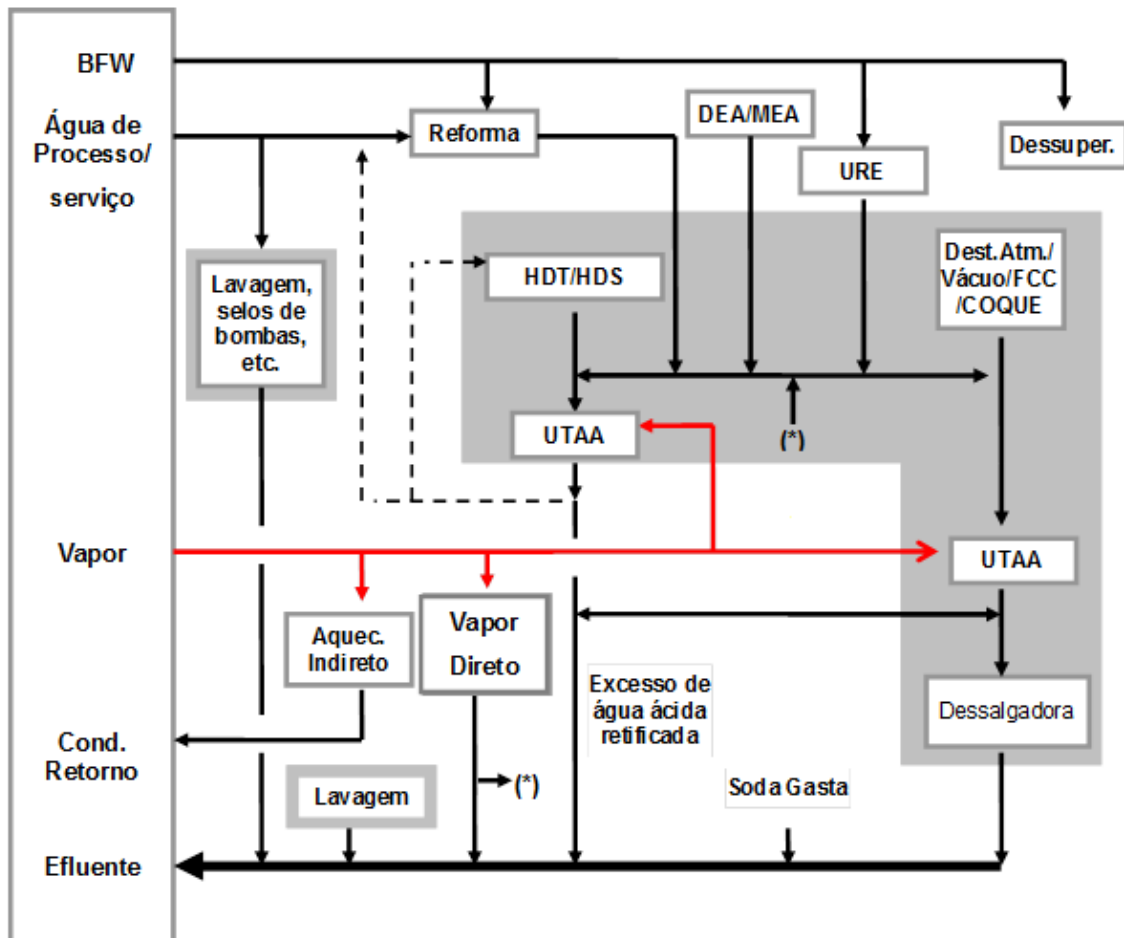
Figura 3.4 – Distribuição de Água – relacionado com o sistema de Utilidades em uma refinaria de petróleo com reúso parcial do efluente



Fonte: Adaptado de Jan Fien (2008).

O consumo de água e vapor dentro da área de processo, geram efluentes com níveis de contaminantes que apresentam mais impactos ambientais a medida que se processam petróleo mais pesados. Existem previsões econômicas de que, para o ano de 2025, o óleo pesado seja a principal fonte de energia fóssil no mundo (MOTHÉ; SILVA JR, 2007). Um fluxo resumido da distribuição de água e vapor em uma refinaria típica é apresentado na **Figura 3.5**.

Figura 3.5 – Distribuição dos consumos de água /vapor e efluentes gerados em uma refinaria



Fonte: Adaptado de Jan Fien (2008).

Os processos de refino que fazem parte em uma refinaria são geralmente classificados em função do tipo de transformação à corrente de entrada. Uma breve descrição de alguns destes processos citados na Figura 3.5 é apresentada a seguir.

- Destilação atmosférica – é um processo de separação (processo físico) que fraciona o petróleo em correntes de GLP (gás liquefeito de petróleo), naftas, querosene, gasóleos atmosféricos e resíduo atmosférico (RAT). As operações de destilação são realizadas em equipamentos específicos denominados por torres ou colunas de destilação. Porém, a unidade de destilação compreende um conjunto de operações unitárias e

equipamentos envolvidos, tais como: fornos, trocadores de calor, etc. (BRASIL, 2011).

As torres possuem dispositivos de contato de fases que podem ser bandejas (perfuradas, com borbulhadores, etc.) ou recheios (estruturados ou randômicos), permitindo a separação do petróleo nas suas diversas frações, pela diferença de seus pontos de ebulição. A torre apresenta um perfil de temperatura com patamares mais baixos no topo e mais elevados no fundo. Para isto, dispõe de sistemas de troca térmica, sendo o calor retirado no topo e calor fornecido no fundo das torres. O vapor ascendente, ao entrar em contato com o líquido descendente, troca calor e massa, e promove a separação das frações de acordo com seu ponto de ebulição. A composição do líquido varia ao longo da torre, tornando-se mais rico em compostos pouco voláteis na medida em que se aproxima do fundo da torre, e o vapor rico em compostos mais voláteis na medida em que se aproxima do topo (PERISSÉ, 2007).

- Destilação a vácuo – fraciona o RAT (corrente menos volátil da destilação atmosférica) que opera a pressões muito baixas. Com isto, se torna possível a vaporização e separação dos gasóleos desta corrente, sem os riscos da decomposição térmica que ocorreria em temperaturas muito elevadas ($>380^{\circ}\text{C}$) (PERISSÉ, 2007). Nesta unidade gera as seguintes correntes: gasóleo de vácuo e resíduo de vácuo, os quais são matérias primas para outras unidades de processo, sendo que o resíduo de vácuo pode ser enviado após acerto de viscosidade para tanque de armazenamento de óleo combustível (BRASIL, 2011).

- Craqueamento catalítico em leito fluidizado (FCC) – é um processo de conversão (processo com reações químicas) em que ocorre quebra molecular, tendo como principal carga os gasóleos produzidos na unidade de destilação a vácuo. Por meio de severas condições de temperatura, em presença do catalisador, as moléculas da carga são decompostas em outras mais simples, produzindo gás combustível, GLP (gás liquefeito de petróleo), nafta, gasóleo leve e óleo decantado. As reações geram também coque, que

se deposita no catalisador, e é queimado na etapa de regeneração do mesmo (BRASIL, 2011).

A gasolina produzida no craqueamento catalítico consiste em grande parte de iso-parafinas e aromáticos, que têm elevado número de octano (responsável pela qualidade de ignição da gasolina) (SPEIGHT, 2011).

- Coqueamento retardado – é também um processo de conversão através de craqueamento térmico. A unidade de coqueamento retardado (UCR) tem como carga principal um resíduo (normalmente de vácuo), que, submetido à alta temperatura (485°C) por um pequeno intervalo de tempo, sofre uma intensiva quebra de moléculas de alta massa molar, produzindo gases, gasóleo e coque. Produtos de baixo valor agregado tais como RAT, RV e óleo decantado (OD) (oriundo do FCC), resíduos transformados em óleo combustível ou asfalto, seriam normalmente vendidos por preços mais baixos. Na unidade de coqueamento, estes produtos sofrem o craqueamento térmico de suas moléculas convertendo-os em produtos leves de maior valor comercial.

- Reforma catalítica – é um processo de conversão que converte uma nafta rica em hidrocarbonetos parafínicos ou naftênicos em outra, rica em hidrocarbonetos aromáticos. O processo emprega elevada temperatura (próximo a 500°C) e pressões na faixa de 0,2 MPa a 4 MPa, a depender da tecnologia empregada e, um catalisador a base de metais nobres (platina, rênio) (BRASIL, 2011).

- HDT/HDS – são processos de tratamento (hidrotratamento) empregados para melhorar a qualidade dos derivados. São processos de natureza química, embora não estejam presentes reações com a finalidade de modificar as frações mas, sim de eliminar os contaminantes (nitrogênio, oxigênio, enxofre e metais) presentes e estabilizar quimicamente o produto acabado. O processo consiste no tratamento de frações de petróleo com hidrogênio, na presença de um catalisador. Os processos envolvem uma série de conversões químicas, tais como (SPEIGHT, 2011):

- a) as olefinas são convertidas em alcanos;
- b) aromáticos são convertidos em cicloalcanos e alcanos e,
- c) o enxofre é removido dos hidrocarbonetos.

O hidrotratamento (HDT) pode ser utilizado para a saturação de hidrocarbonetos olefínicos (estabilização) e aromáticos (aumento do número de cetano). O processo de hidrodessulfurização (HDS) utiliza o hidrogênio para remoção do enxofre na forma de H_2S . Para limitar as emissões de óxidos de enxofre (SO_x) pelos motores do ciclo Otto, toda a gasolina produzida deve passar por processo de hidrodessulfurização (HDS) (BRASIL, 2011).

- MEA (monoetanolamina) /DEA (dietanolamina) – são tratamentos convencionais dos derivados a base de aminas com a finalidade de remoção de H_2S de frações leves do petróleo (gás combustível, GLP). Estas aminas também poderá remover o CO_2 que eventualmente possa estar presente na corrente gasosa. A corrente líquida (aminas) em contra-corrente com o gás contaminado por H_2S e CO_2 absorve estes contaminantes na torre de absorção e, em seguida a amina é reativada à temperatura relativamente alta na torre de regeneração; após a regeneração da amina, esta é resfriada e retorna ao processo (reiniciando o ciclo). Pelo topo da torre de regeneração sai o gás ácido, com um elevado teor de H_2S (AITANI, 2004)

- Recuperação de enxofre (URE unidade recuperadora de enxofre) – é um processo auxiliar no sentido que trata correntes gasosas ricas em enxofre, oriundas de outros processos. A URE produz enxofre elementar (S) A partir de gás ácido rico em gás sulfídrico (H_2S). O processo consiste na oxidação parcial do gás sulfídrico com ar, gerando enxofre e água (BRASIL, 2011).

- Unidades de tratamento de águas ácidas (UTAA) – a água ácida é a água ou vapor d'água oriunda de qualquer unidade do refino com a finalidade de purificação de correntes. Normalmente, apresentam contaminantes como H_2S , HCl. No entanto, diversos efluentes solúveis em água, produzidos continuamente, podem compor a carga da unidade de águas ácidas. Portanto, estas águas apresentam presença de amônia, fenol, cianeto, entre outros

contaminantes. Varias unidades geram águas ácidas, tais como: destilação, FCC, o hidrotreatamento e o coqueamento retardado (BRASIL, 2011). Geralmente estas unidades possuem duas torres de retificação alinhadas em série, sendo que a primeira remove H_2S na forma de gás pelo topo da torre, o qual é direcionado para a URE e, a segunda torre operando em pH mais alto, remove o NH_3 gasoso no topo da torre sendo direcionado para o conversor de amônia. A água ácida retificada (tratada) é alinhada para as dessalgadoras da unidade de destilação e, o restante da corrente de água ácida retificada é enviada para a estação de tratamento de despejos industriais (ETDI).

Água de Resfriamento

Para um desempenho razoável do sistema de água de resfriamento as refinarias visam ciclos de concentração entre 4,0 e 5,0. Na prática, algumas torres de resfriamento ainda operam em ciclos inferiores a 3,0. Em levantamentos realizados através de pesquisas em campo com técnicos envolvidos em projetos de torres de resfriamento, especialistas terceirizados e operadores de processo, estes argumentam que a razão de operarem com ciclos de concentração baixos, deve-se ao fato da má qualidade da água de reposição, grandes perdas de água de resfriamento, tais como: contaminação, vazamentos ou tratamento químico ineficaz (VEIGA, 2010). A melhoria na qualidade da água de reposição, redução de vazamentos e escolha adequada do programa de tratamento da água de resfriamento são necessárias para o controle da purga. Além disso, vale ressaltar que a redução da temperatura da água de suprimento na torre (água fria que é enviada ao processo) também está limitada a umidade relativa do ar ambiente.

Sistema de vapor

Uma elevada eficiência nos sistemas de vapor e condensado é importante para a redução do consumo e aumento da eficiência global de uso da água. Cerca de 80% da demanda de água que vai para caldeiras e torres de resfriamento, participam dos programas de economia de energia e podem reduzir notavelmente o consumo de água. A melhoria na integração energética pode reduzir o consumo de

vapor e demandas de água de resfriamento. Enquanto a racionalização do sistema de utilidades pode reduzir alívios (vents) de vapor, eliminação de restrições de fluxo no sistema de retorno de condensado e ajudar a elevar a eficiência das turbinas de condensação. Manipulação adequada de vapor condensado merece muita atenção devido ao seu valor na qualidade da água e transporte de energia. Quaisquer alívios de vapor ou vazamentos constituem perda de água e de energia, enquanto a manutenção precária dos purgadores pode conduzir o vapor aos coletores em fluxo bifásico, causando estrangulamentos hidráulicos e reduzido o percentual do retorno de condensado. A segregação do condensado limpo e de condensado com risco de contaminação por hidrocarbonetos (condensado de processo ou sujo), aliado ao monitoramento da qualidade do condensado pode evitar descarte de grandes quantidades de condensado para a rede de efluentes.

Reduzir a purga da caldeira e perdas de condensado também pode reduzir a temperatura do efluente e, assim, melhorar o desempenho da estação de tratamento de despejo industrial (ETDI), reduzindo os impactos ambientais indesejáveis (JAN FIEN, 2008).

3.3 PARÂMETROS CONTROLADOS EM SISTEMAS DE RESFRIAMENTO E DE CICLO DE VAPOR

A seguir serão abordados os principais parâmetros que são controlados em sistemas de resfriamento e de caldeira por influenciarem nos efeitos nocivos a estes sistemas, tais como, incrustação, corrosão, entre outros. Vale mencionar que vários destes parâmetros já são encontrados naturalmente em águas naturais.

Na **Tabela 3.1** apresenta as principais características das impurezas encontradas na água, e que serão discutidas no item seguinte.

Tabela 3.1 – Substâncias mais comuns encontradas na água

Substância	Composição	Dificuldades causadas	Meios de Tratamento
Alcalinidade	HCO_3^- e CO_3^{2-}	Espumas e arrastes, sólidos com vapor, corrosão cáustica no aço das caldeiras. Bicarbonatos e carbonatos produzem CO_2 no é uma fonte de corrosão	Resinas aniônica ciclo cloreto, desmineralização abrandamento com cal-soda, osmose inversa eletrodialise (EDR) e neutralização química
Amônia	NH_3	Corrosão de linhas de cobre e zinco pela de íons solúveis	Resinas catiônica ciclo hidrogênio, desaeração e cloração
Dióxido de carbono	CO_2	Corrosão em linhas de vapor e condensado	Desaeração, aeração, neutralização química e membranas de contatos
Cloreto	Cl^-	Aumenta o teor de sólidos dissolvidos e por conseguinte, o caráter corrosivo da água	Desmineralização, RO e EDR
Condutividade	Sólidos dissolvidos	Alta condutividade pode aumentar o caráter corrosivo da água	Desmineralização, RO e nanofiltração (NF desmineralização parcial), EDR
Acidez mineral livre	H_2SO_4 , HCl e HNO_3	Corrosão	Resinas aniônica, neutralização química, RO
Dureza	Ca^{2+} e Mg^{2+}	Fonte principal de depósitos em trocadores de calor, caldeiras e tubulações	Abrandamento com resinas catiônica, NF, RO, abrandamento cal-soda
Sulfeto de hidrogênio	H_2S	Causa odor (ovo podre) e corrosão	Aeração e resinas aniônica de base forte
Ferro	Fe^{2+} e Fe^{3+}	Fontes de depósitos em tubulações de água e caldeiras	Aeração, resina catiônica, RO, precipitação química
Manganês	Mg^{2+}	Fontes de depósitos em tubulações de água e caldeiras	Aeração, resina catiônica, RO, precipitação
Nitrato	NO_3^-	Aumenta o teor de sólidos dissolvidos	Desmineralização, tratamento biológico, RO e EDR
Orgânicos	ácidos orgânicos naturais ocorrendo sob variadas como carbono orgânico total (TOC)	Formação de depósitos, lamas e espumas em caldeiras	Resinas aniônicas, carbono ativado granular (CAG), UF, NF e RO
Oxigênio	O_2	Corrosão em equipamentos	Desaeração, membranas de contatos e químico
Silica	Silica dissolvida (reativa, e coloidal (SiO_2))	Depósitos em caldeiras e sistemas de água de resfriamento. Depósitos insolúveis em palhetas de turbinas devido a volatilização da sílica	Silica coloidal - processo de abrandamento ultrafiltração (UF) Silica dissolvida - resina aniônica forte, RO
Sulfato	SO_4^{2-}		Resina aniônica e RO
Sólidos Suspensos		Causam depósitos em tubulações e equipamentos	Filtração, microfiltração (MF), UF e NF

Fonte: Adaptado de Betz (1991) e Seneviratne (2007).

3.3.1 Parâmetros Monitorados

3.3.1.1 pH

As moléculas da água se ionizam em H^+ e OH^- . A concentração destes íons é muito pequena.

$$pH = -\text{Log} [H^+] = -\text{Log} (1 \times 10^{-7}) = 7 \quad (1)$$

O pH mede a acidez (capacidade de neutralizar bases) de uma solução e é um parâmetro muito importante nos processos de tratamento de água como a clarificação, filtração, desinfecção e controle da corrosão/ incrustações nos sistemas de água de resfriamento e geração de vapor.

A maioria dos organismos vivem em pH igual a 7 e a água natural tem um pH entre 6,5 a 9,5. A água do mar tem pH em torno de 8 (SENEVIRATNE, 2007) e o pH igual a 2 é o menor pH encontrado na chuva ácida (BAIRD, 2002). Entretanto, o balanço iônico pode sofrer interferências em função das substâncias dissolvidas, temperatura e atividades microbianas. A **Figura 3.6** mostra as faixas do pH em diferentes tipos de água.

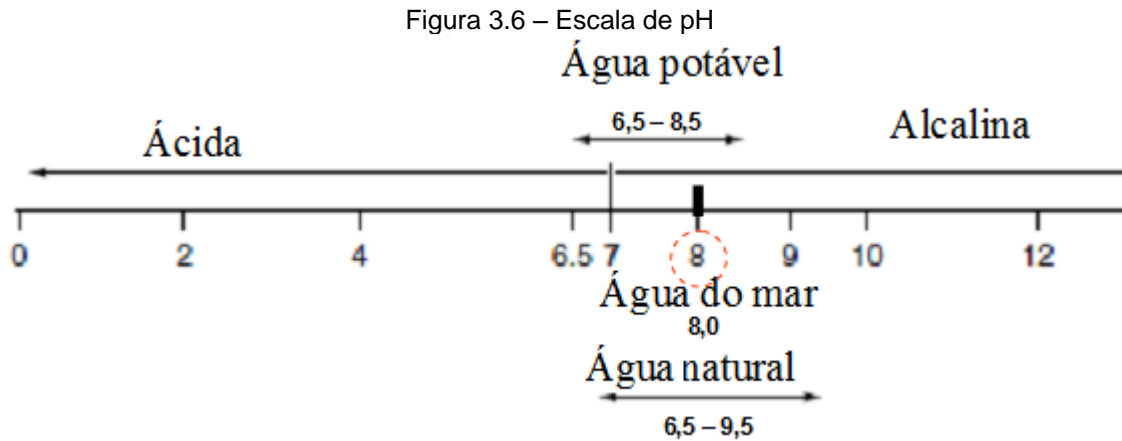
O limite de solubilidade do $CaCO_3$ é sensível ao pH, o qual afeta a concentração dos íons carbonatos. Para prevenir a precipitação do $CaCO_3$, normalmente injeta-se o H_2SO_4 . A aplicação do ácido tem dois efeitos (HARSTON, 2004) :

- reduzir o nível de alcalinidade total através da neutralização dos íons HCO_3^- , formando CO_2 ;
- reduzir o pH facilitando a remoção do CO_2 no processo de degaseificação.

Geralmente $pH < 6$ é corrosivo em tubos de aço carbono e em $pH > 8$ deve causar incrustações (devido precipitação do cálcio e outros íons metálicos com os ânions tais como carbonatos, fosfatos e sulfatos). Estes efeitos podem ser ampliados na presença de gases dissolvidos. Por esta razão muitos sistemas de água industrial controla o pH na faixa de 7 a 10 incluindo o descarte de efluentes para a rede de esgotos.

Somente íons tais como: sódio (Na^+), potássio (K^+), nitrato (NO_3^-) e cloreto (Cl^-), permanecem em solução através da faixa completa do pH encontrados na água.

O pH de uma água ou de uma solução varia com a temperatura. Portanto, o valor do pH deve estar acompanhado da sua respectiva temperatura.



Fonte: SENEVIRATNE (2007).

3.3.1.2 Gases Dissolvidos

Os gases dissolvidos de interesse na química da água são dióxido de carbono, oxigênio, amônia e gás sulfídrico. Estes gases são discutidos abaixo:

a) Dióxido de Carbono, Alcalinidade e Acidez

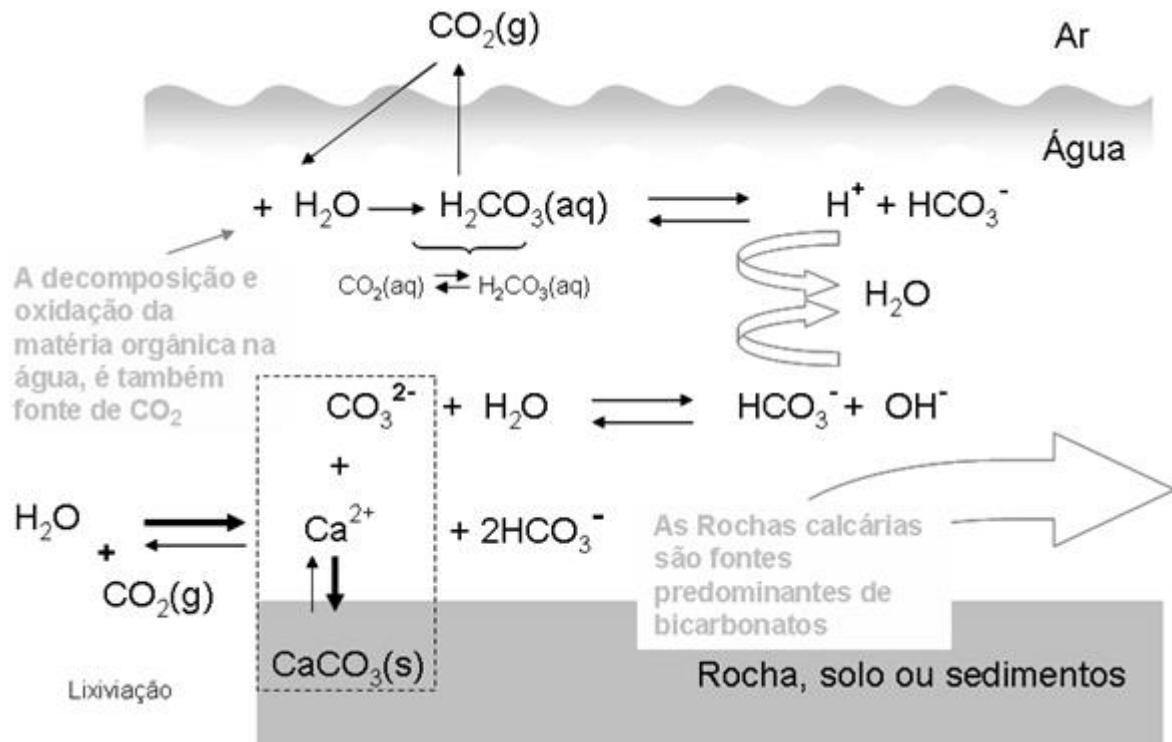
A atmosfera contém 78% de Nitrogênio (N_2), 21% Oxigênio (O_2) e 0,033% Dióxido de carbono (CO_2).

Apesar da baixa concentração do CO_2 na atmosfera, mas devido sua alta solubilidade (cerca de 30 vezes a solubilidade do oxigênio), sua influência é muito grande na química da água.

A alcalinidade e a acidez não são gases mas por influenciar diretamente no sistema do dióxido de carbono dissolvido, estes serão também abordados neste item.

A alcalinidade assim como a acidez de soluções aquosas baseia-se no sistema do ácido carbônico. A **Figura 3.7** mostra a química ácido-base que ocorre do sistema carbonato em águas naturais (BAIRD, 2002).

Figura 3.7 – Reações entre as três fases (ar, água e rochas) do sistema dióxido de carbono/carbonato



Fonte: Adaptado de Baird (2002).

A alcalinidade tem grande influência na coagulação química, uma vez que os principais coagulantes utilizados no Brasil (sulfato de alumínio e cloreto férrico) são doadores de prótons na solução (DI BERNARDO, 2009).

O CO_2 dissolve-se na água formando o ácido carbônico (H_2CO_3), reduzindo o pH e aumentando a acidez da água. De tal forma que no pH abaixo da faixa 4,2 – 4,5, todo o CO_2 encontra-se na forma de H_2CO_3 e nenhuma alcalinidade esta presente. Abaixo da faixa 4,2 a 4,5, a acidez decorre da presença de ácidos fortes, os quais são incomuns nas águas naturais. Embora de pouco significado sanitário, há interesse em se conhecer a acidez, porque o condicionamento final de uma água em uma estação de tratamento de água (ETA), pode exigir a adição de um alcalinizante para manter a estabilidade do carbonato de cálcio e evitar problemas relacionados à incrustação do sistema de distribuição da água (DI BERNARDO, 2009).

Acima do pH 4,5, H_2CO_3 apresenta-se na forma de bicarbonatos (HCO_3^-) e carbonatos (CO_3^{2-}). Estas reações estão apresentadas abaixo.



No pH maior do que 4,5, a alcalinidade é uma combinação de H_2CO_3 e HCO_3^- . Aumentando o pH, o HCO_3^- vai se tornando o íon dominante.

Quando o pH ultrapassa a faixa 8,2 a 8,4 não existe mais o gás CO_2 livre e a alcalinidade, apresenta-se na forma do íon HCO_3^- e do íon CO_3^{2-} .



No pH maior do que 9,6, praticamente não existe o HCO_3^- e toda a alcalinidade está na forma do íon CO_3^{2-} . Além disso, aumentando mais ainda o pH resulta no surgimento do íon hidroxila (OH^-) e portanto, quando o pH é maior do que 9,6 alcalinidade pode ser medida pela hidroxila presente.

A alcalinidade total da água é o somatório das seguintes concentrações, conforme apresentado abaixo.

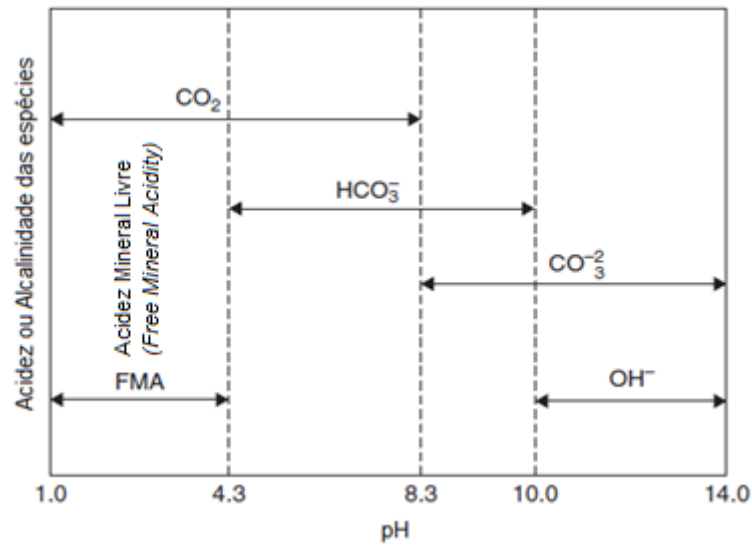
$$\text{Alcalinidade Total} = \sum \text{HCO}_3^- + \text{CO}_3^{2-} + \text{OH}^- \quad (4)$$

No caso da aeração da água subterrânea captada, contendo gás carbônico (CO_2) dissolvido em excesso pode ocorrer aumento do pH devido a eliminação do CO_2 para a atmosfera, gerando desequilíbrio entre as espécies do sistema do ácido carbônico, com formação de precipitados de carbonato de cálcio (às vezes de ferro e de manganês). Se após a aeração não houver a reposição do CO_2 os precipitados formados se incrustarão nas paredes dos reservatórios e tubulações da rede de distribuição de água (DI BERNARDO, 2009).

A **Figura 3.8** mostram como o pH prediz a forma em que a alcalinidade está presente na solução.

Pelo sistema físico-químico do CO_2 verifica-se que o mesmo está presente em variadas formas fornecendo à água a singular capacidade de tamponamento. Na solução tampão, o pH varia muito pouco com a adição ou remoção do íon H^+ . As águas com baixa alcalinidade são mais susceptíveis as variações do pH.

Figura 3.8 – Reações entre o pH e as espécies de alcalinidade



Fonte: FLYNN (2009).

Geralmente a alcalinidade total é devida a bicarbonatos de Ca, Mg e Na, cujas concentrações em águas brutas variam de 10 a 30 mg/L. Estes compostos apresentam o mesmo inconveniente que os sais de cálcio e magnésio em sistemas de produção de vapor. Sendo que os bicarbonatos têm o inconveniente de liberar gás carbônico nas temperaturas elevadas das águas de caldeiras (SANTOS FILHO, 1985).

b) Oxigênio (O₂)

Na química de oxidação-redução, o oxigênio dissolvido se apresenta segundo as semi-reações em águas naturais. A semi-reação que ocorre em soluções ácidas é:



Nas soluções aquosas alcalinas a semi-reação é



O oxigênio, dentre outras formas de corrosão, causa a corrosão localizada por formação de áreas anódicas. Também, por ser requerido para a sobrevivência dos organismos aeróbios, promove a formação de biofilmes que é um dos principais fatores de corrosão nos sistemas de água. Promove a corrosão por *pitting*, que é uma

forma de corrosão localizada no qual conduz para uma rápida falha nas tubulações e em trocadores de calor. A solubilidade do oxigênio na água é função da temperatura, pressão e das concentrações de sais na mesma. E estas variáveis são utilizadas para a remoção do oxigênio no processo físico da desaeração no sistema de geração de vapor. O equilíbrio do oxigênio dissolvido em água é apresentado na reação abaixo:



A constante adequada é a constante da Lei de Henry, que para o oxigênio a 25°C é de $1,3 \times 10^{-3} \text{ mol L}^{-1} \text{ atm}^{-1}$ (BAIRD, 2004).

c) Amônia (NH₃)

Em elevados valores de pH, a amônia apresenta-se na forma de amônia livre gás. Quando o pH é baixo ou neutro, a amônia encontra-se na forma do íon amônio (NH₄⁺). Nas águas naturais (rios, lagos e poços artesianos) o nível de amônia é usualmente inferior a 0,2 mg/L. Acima de 1,0 mg/L é indesejável como água potável. Nos esgotos não tratados (domésticos e industriais) são geralmente superiores a 10 mg/L. Por esta razão, a presença de amônia na água é um indicativo de presença de bactérias, esgotos e/ou resíduos de origem animal. A amônia em sistemas de resfriamento deve ser controlada devido o seu efeito corrosivo ao cobre e suas ligas. Além disso, amônia na presença de oxigênio contribui para acelerar a corrosão de ligas de cobre.

Segundo ZAMMIT (2003), controla-se a concentração da amônia em valores inferiores a 2 mg/ L de NH₃ quando as ligas contendo cobre estão presentes no sistema de água de resfriamento. Isto não se aplica às ligas 70-30 ou 90-10 de cobre/níquel.

d) Gás Sulfídrico (H₂S)

A presença de gás sulfídrico pode ser detectada em água de resfriamento oriundo de vazamentos em trocadores de calor, quando correntes de hidrocarbonetos contaminam a água. Desta maneira, desconsiderando o H₂S produzido metabolicamente pela redução de íons sulfato por bactérias redutoras deste íon; a corrosão do aço carbono poderá ocorrer por presença de sulfetos em sistemas de água de resfriamento contaminada por hidrocarbonetos (FOFANO, 2000).

A presença de sulfetos em meio aquoso são responsáveis por falhas por empolamento, formação de filmes sulfetados e não protetores, que levam à corrosão sob depósito.

3.3.1.3 Íons Dissolvidos

A água fresca sempre contém íons dissolvidos, os quais são provenientes da dissolução de minerais tais como: calcários (calcita), magnesita, gipsita e decomposição (mineralização) de restos de plantas.

Os mais comuns íons encontrados na água são apresentados na **Tabela 3.2**. Outros íons também são encontrados na água, porém em menor extensão, tais como os cátions (SENEVIRATNE, 2007):

Ferro (Fe²⁺ e Fe³⁺), Manganês (Mg²⁺), Alumínio (Al³⁺), Amônio (NH⁴⁺), Cobre (Cu²⁺).

E menos comum, os seguintes ânions:

Carbonatos (CO₃²⁻), Hidróxidos (OH⁻), Sulfetos (S²⁻), Fosfatos (PO₄³⁻) e Silicatos (SiO₃²⁻).

Tabela 3.2 – Íons mais encontrados na água

Cátions	Ânions
Cálcio (Ca ²⁺)	Cloretos (Cl ⁻)
Magnésio (Mg ²⁺)	Bicarbonatos (HCO ₃ ⁻)
Sódio (Na ⁺)	Sulfato (SO ₄ ²⁻)
Potássio (K ⁺)	Nitrato (NO ₃ ⁻)

Fonte: SENEVIRATNE (2007)

a) Condutividade e Sólidos Dissolvidos

A condutividade é uma medida da habilidade da condução da eletricidade em meio aquoso devido à presença de sais dissolvidos. Uma alta concentração de sais dissolvidos contidos na água significa que esta água apresenta uma elevada condutividade. Sais monovalentes possuem condutividade maior do que sais divalentes. Compostos orgânicos como: óleo, fenol, álcool e açúcar não se ionizam na água e, portanto têm baixa condutividade. A condutividade é medida em $\mu\text{S}/\text{cm}$. A água potável própria para o consumo humano tem condutividade menor do que 700 e 800 $\mu\text{S}/\text{cm}$. (SENEVIRATNE, 2007).

O sistema de geração de vapor de alta pressão em centrais termoelétricas e indústrias requerem água com alta qualidade exigindo valores de condutividade inferiores a 0,3 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (DOOLEY, 2004).

A conversão da condutividade em sólidos totais dissolvidos (TDS, Total Dissolved Solids) está apresentada na **Tabela 3.3** (SANTOS FILHO, 1985; METCALF, 2007).

Tabela 3.3 – Conversão condutividade para TDS

Condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	mg/L de sólidos totais dissolvidos (TDS)
< 1000	0,68 x condutividade
1000 a 4000	0,75 x condutividade
> 4000	0,82 x condutividade

Fonte: SANTOS FILHO (1985).

Alguns sais mais comuns em águas industriais e íons que contribuem nos sólidos dissolvidos são discutidos abaixo.

b) Dureza, Cálcio e Magnésio

O cálcio (Ca^{2+}) e o magnésio (Mg^{2+}) fornecem dureza à água. A dureza elevada apresenta dificuldade para fazer espuma (lavagem com detergente e sabões). A dureza total é uma medida da soma das concentrações dos íons de cálcio e magnésio. O cálcio tipicamente representa dois terço (2/3) da dureza total em águas de superfície (rio, lagos) e usualmente está na faixa de 2-200 mg/L como Ca. A água do mar pode ter na ordem de 400 mg/L como Ca. A concentração típica

para o magnésio em águas superficiais é na faixa de 10 a 50 mg/L com Mg. Entretanto, em poços e em água do mar o Mg^{2+} pode ser encontrado em concentrações até quatro a cinco vezes maiores do que o Ca^{2+} . A dureza é usualmente expressa com mg/L $CaCO_3$. Os mais comuns sais de Ca^{2+} e Mg^{2+} são os bicarbonatos, sulfatos, cloretos e nitratos. Outros alcalinos terrosos deste grupo como bário e estrôncio também são encontrados em águas. Tipicamente, o bário é encontrado em poços de água subterrânea com concentrações entre 0,05 e 0,2 mg/L. O estrôncio também é encontrado em poços de água com concentrações típicas inferiores a 15 mg/L (SENEVIRATNE, 2007). Sais de Ca^{2+} e Mg^{2+} (exceto de Cl^- , NO_3^- , HCO_3^-) são poucos solúveis ou insolúveis na água. O produto de solubilidade (K_{PS}) de uma substância mostra o grau de solubilidade desta na água e é uma constante. Quanto maior o K_{PS} de uma substância maior é sua solubilidade na água. O K_{PS} para o $CaCO_3$ é $4,8 \times 10^{-9}$, indicando que é pouco solúvel quando comparado com o K_{PS} do sal (NaCl) (igual 36). Quando a concentração do $CaCO_3$ excede o produto de solubilidade (K_{PS} limite), este precipita. Isto é demonstrado abaixo por

$$[Ca^{2+}] \times [CO_3^{2-}] > K_{PS} [CaCO_3] > 4,8 \times 10^{-9} \quad (8)$$

A **Tabela 3.4** mostra a existência de substâncias que são menos solúveis em água do que o $CaCO_3$.

O princípio do produto de solubilidade nos habilita a prever as reações de precipitação. A reação de solubilidade abaixo é oriunda da lei da ação das massas (equilíbrio químico) e no caso particular de substâncias iônicas, a constante de equilíbrio é denominada de produto de solubilidade, K_{ps} (LETTERMAN, 1999).



$$K_{ps} = [A^{y+}]^x [B^{x-}]^y \quad (10)$$

Tabela 3.4 – Produto de Solubilidade (K_{ps}) de alguns sais @ 20°C

Sais	Fórmula	Produto de Solubilidade, K _{ps}
Sulfato de Cálcio	CaSO ₄	2.3 × 10 ⁻⁴
Carbonato de Magnésio	Mg CO ₃	1.0 × 10 ⁻⁵
Hidróxido de Cálcio	Ca(OH) ₂	8.0 × 10 ⁻⁶
Mono-hidrogenofosfato de cálcio	CaHPO ₄	2.0 × 10 ⁻⁷
Carbonato de Cálcio	CaCO ₃	4.8 × 10 ⁻⁹
Sulfato de Bário	BaSO ₄	9.2 × 10 ⁻¹¹
Fluoreto de Cálcio	CaF ₂	3.2 × 10 ⁻¹¹
Hidróxido de Magnésio	Mg(OH) ₂	3.4 × 10 ⁻¹¹
Hidróxido de Manganês	Mn(OH) ₂	4.0 × 10 ⁻¹⁴
Sulfeto de Manganês	MnS	1.4 × 10 ⁻¹⁵
Hidróxido Ferro (II)	Fe(OH) ₂	4.8 × 10 ⁻¹⁶
Sulfeto Ferroso	FeS	4.0 × 10 ⁻¹⁹
Hidróxido de Alumínio	Al(OH) ₃	8.5 × 10 ⁻²³
Hidróxido de Ferro (III)	Fe(OH) ₃	3.8 × 10 ⁻³⁸

Fonte: Adaptado de Judd & Jefferson (2003).

Como exemplo, tem-se que os íons de Ca²⁺ e Mg²⁺ reagem com vários ânions tais como SO₄²⁻, CO₃²⁻ e PO₄³⁻ formando depósitos em várias aplicações como em membranas de osmose inversa, tubos de caldeiras e em trocadores de calor com água de resfriamento. O acúmulo de depósitos reduz a transferência de calor nos permutadores de calor, tubos das caldeiras e outros equipamentos de troca térmica implicando em perdas de produção e desperdício de energia para as vizinhanças. Outras características destes sais é que a solubilidade tem uma relação inversa com a temperatura. Sais como o cloreto de sódio (NaCl) apresentam aumento da solubilidade com a temperatura. Entretanto, a solubilidade do CaCO₃ diminui com o aumento da temperatura. Esta é uma das razões da formação de incrustações nas superfícies quente dos trocadores de calor ou nos tubos das caldeiras.

C) Cloretos

Cloreto (Cl^-) possui alta solubilidade na água e por esta razão é o constituinte comum da água. Na água potável, o Cl^- torna-se perceptível acima de 200 mg/L. A organização mundial da saúde (*World Health Organisation*) e a portaria nº 2914/2011 do Ministério da Saúde do Brasil, regulamentam o valor máximo permitido na água potável em 250 mg/L. Os íons Cl^- aceleram a corrosão de metais, especialmente aço inoxidável mesmo em concentrações inferiores a 50 mg/L. Para o aço inox tipo 304 à temperatura abaixo de 60°C, a concentração do Cl^- é limitada em 200 mg/L e para o tipo 316 é limitada em 1000 mg/L.

d) Sódio

Os sais de sódio (Na^+), são altamente solúveis e normalmente não causam deposição. No entanto, causam corrosão e em altas concentrações reduzem a permeabilidade das argilas no solo, afetando a sua estrutura. Em água abrandadas (com resinas catiônicas ciclo sódio) utilizada como fontes de reposição para caldeiras de baixa e média pressão, o nível de sódio pode ser elevado em 1 mg para cada 2 mg de dureza removida (LETTERMAN, 1999). Em sistema de geração de vapor o sódio é indesejável pelo favorecimento ao aumento da concentração de hidróxido de sódio na água de caldeira e pela conseqüente promoção corrosão cáustica e formação de espuma. Além disso, ao ser arrastado para a região do vapor pode causar a formação de depósitos nos primeiros estágios de turbinas a vapor.

e) Ferro

Embora menos comum do que o Ca^{2+} e Mg^+ , o ferro (Fe) ocorre naturalmente na água, geralmente na forma de Fe^{2+} e Fe^{3+} . Usualmente em valores < 1 mg/L, mas pode ser encontrado em até 100 mg/L em poços isentos da presença de O_2 principalmente em pH < 7. Acima de 0,3 mg/L apresenta um gosto adstringente à água, sendo limitado no máximo a 0,3 mg/L em água para fins de consumo humano (SENEVITANE, 2007).

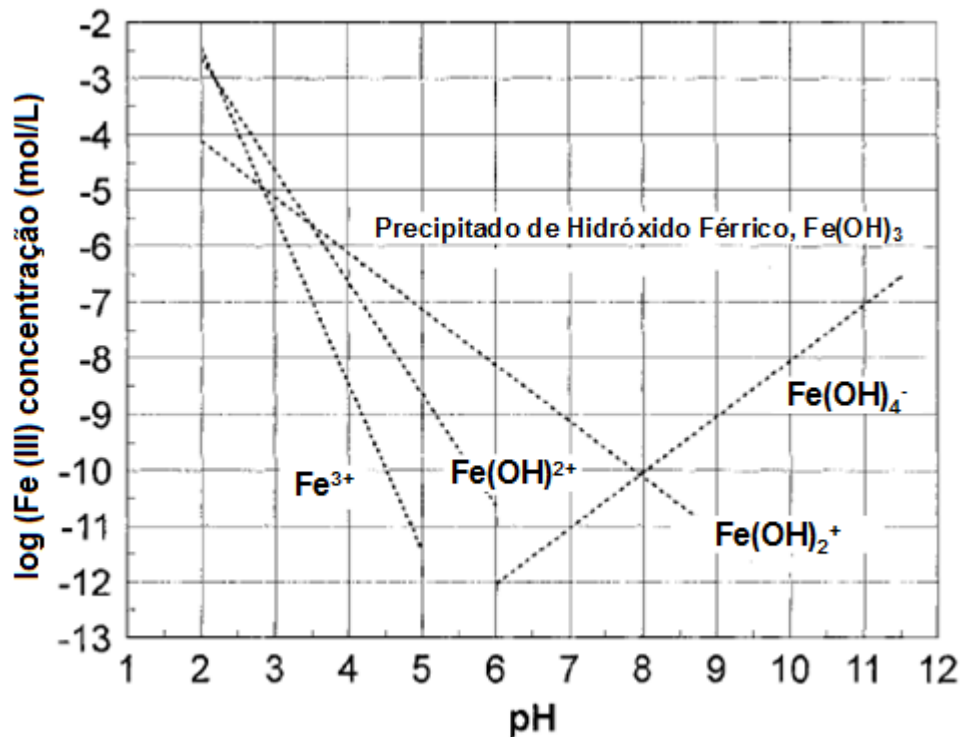
O ferro pode se apresentar em duas formas. A forma solúvel é conhecida como ferroso (Fe^{2+}). Em meio não aerado, como em água de poços, o Fe^{2+} comporta-se como Ca^{2+} e Mg^+ e pode ser removido por precipitação química ou por resinas de troca iônica. Em condições aeradas o Fe^{2+} converte-se na forma insolúvel, íon férrico (Fe^{3+}). Estando na forma coloidal, o Fe^{3+} , mesmo em concentrações baixas como 0,05 mg/L podem causar *fouling* em resinas de troca iônica e em membranas de osmose inversa. Em muitos lugares do mundo, as águas de poços ou superficiais contém ferro dissolvido.

A presença de elevadas concentrações de ferro (principalmente ferro oxidado, Fe^{3+}) podem causar: (a) manchas na lavagem de roupas e instalações sanitárias, tornando a água turva e colorida; (b) envenenar (inibir) resinas de troca iônica (c); formar incrustações e corrosão em tubulações, em sistema de distribuição de água, sistemas de água de resfriamento e em sistemas de geração de vapor (DREW, 1988).

A **Figura 3.9** mostra a solubilidade do ferro em função do pH. As espécies encontram-se em equilíbrio com o precipitado do ferro, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (LETTERMAN, 1999).

A remoção do ferro nas ETAs é realizada por meio da oxidação do ferro solúvel com formação de precipitado ou pela coagulação em valores de pH maiores do que 8. Caso o ferro apresente-se complexado à matéria orgânica, pode ser necessária a pré-oxidação da água bruta (DI BERNARDO, 2009).

Figura 3.9 – diagrama de solubilidade do Ferro (III)



Observação: As moléculas de água são omissas na notação das espécies
 Fonte: Adaptado de Letterman (1999).

f) Manganês

O manganês nas águas de poço e superfície é geralmente encontrado na ordem de 3,0 mg/L. Assim como o ferro, o manganês promove um sabor **metálico** na água e é solúvel na ausência de oxigênio. Em presença de oxigênio forma depósitos de óxidos de manganês (MnO_2). Está presente em complexos orgânicos em água de superfície. O manganês também estimula o crescimento de certos organismos nos filtros de areia e nos sistemas de distribuição (LETTERMAN, 1999). O limite na água potável é de 0,1 mg/L segundo a portaria nº 2914/2011 do Ministério da Saúde do Brasil.

g) Sílica

A sílica é o segundo elemento mais abundante na superfície da terra. Em água superficial a sílica (SiO_2) encontra-se na faixa de 1 até 100 mg/L nas águas naturais. Altas concentrações de sílica são encontradas em águas próximas a

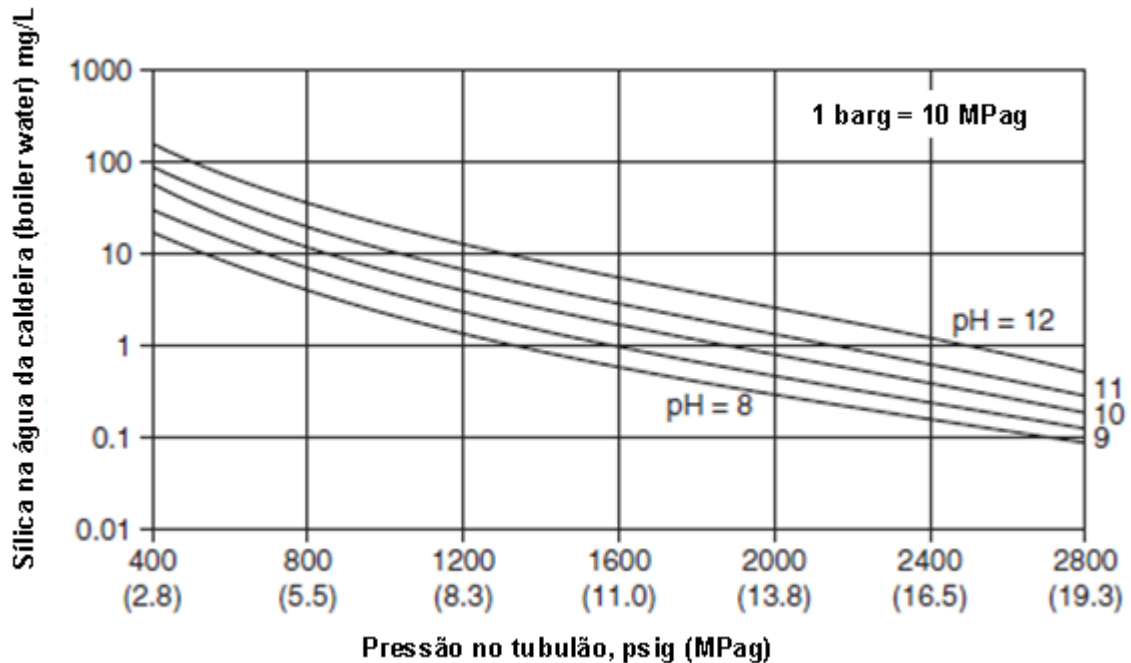
atividades vulcânicas. A sílica total é distribuída em sílica reativa e não reativa (coloidal).

A sílica reativa (silicatos SiO_4) é solúvel, apresenta-se fracamente ionizada. Depósito de sílica é formado quando a sílica reativa reage com Ca^{2+} e Mg^{2+} para formar silicatos complexos em elevadas temperaturas. Por esta razão, a concentração de sílica é controlada abaixo de 150 mg/L em sistemas de água de resfriamento. Em água de caldeira (*boiler water*), a sílica é controlada em função da pressão conforme a **Figura 3.10**.

A sílica não reativa (ou sílica coloidal) é polimerizada e age mais como um sólido do que como um íon dissolvido mas ao atingir temperaturas elevadas do sistema de caldeira a sílica se degrada e, vaporiza-se, depositando-se nas palhetas das turbinas.

O depósito de sílica é outro tipo de depósito que afeta negativamente a troca térmica em caldeiras. A sílica não é removida da água de caldeira tão facilmente quanto o cálcio e magnésio (COUNCIL OF INDUSTRIAL BOILERS OWNERS, 1997). Estes últimos, em pequenas concentrações podem ser removidos pela ação dos produtos injetados à água do tubulão superior da caldeira, tais como quelantes, polímeros e/ou fosfatos. A sílica pode formar vários tipos de depósitos, tais como sílica amorfa e silicatos de magnésio. A sílica amorfa aparece na superfície da caldeira como um depósito macio e de fácil remoção ou como um depósito vítreo de difícil remoção. Os depósitos de silicato de magnésio são mais fáceis de serem removidos do que a sílica amorfa; entretanto, sua remoção ainda é difícil (COUNCIL OF INDUSTRIAL BOILERS OWNERS, 1997). A sílica é indesejável na água de alimentação das caldeiras pela formação de depósitos na caldeira, volatizam-se em temperaturas elevadas, depositando-se em palhetas de turbinas (FLYNN, 2009).

Figura 3.10 – Efeito da pressão da caldeira e pH na concentração de sílica permitida no tubulão para obter uma pureza no vapor em 20 µg/L



Fonte: FLYNN (2009).

No sistema de vapor, a presença de sílica forma depósitos vítreos nos últimos estágios das palhetas das turbinas. Nos sistemas com membranas de osmose inversa causam *fouling* nos elementos da membrana.

h) Fosfato

O fosfato (PO_4^{3-}) em efluentes domésticos e industriais contribui para a proliferação de algas, e por esta razão seu uso está sendo abolido na formulação de detergentes. Na indústria, utilizam-se fosfatos em água de resfriamento e no tratamento interno de água de caldeira, tanto para fins anticorrosivos como dispersantes.

3.3.1.4 Sólidos Suspensos e Turbidez

Os sólidos suspensos são referidos como materiais sedimentáveis em suspensão e coloidais ou como partículas grossas. Estes sólidos sedimentam na água quando em repouso. A concentração dos sólidos suspensos na água é

determinada passando-se uma quantidade conhecida de água em um filtro de membrana com poro de 0,45 μm e, em seguida determinando-se o peso dos sólidos retidos no filtro. O peso dos sólidos coletados divididos pelo volume de água que passou através do filtro é a concentração dos sólidos suspensos em mg/L.

Os sólidos suspensos contribuem para formação de *fouling* nos processos e em trocadores de calor. Além do mais, podem favorecer o desenvolvimento de micro-organismos que aceleram processos corrosivos microbiológicos associados.

Turbidez é uma medida da turvação da água. É uma medida indireta dos sólidos suspensos. A aparência turva é causada pelo espalhamento e absorção da luz por estas partículas presentes na água. A turbidez não pode ser correlacionada com a concentração dos sólidos suspensos, visto que a propriedade do espalhamento da luz varia e a medida da turbidez somente mostra a resistência relativa ao espalhamento da luz. A turbidez não é uma medida absoluta da concentração dos materiais em suspensão. Em concentrações de baixa turbidez a unidade de medida é expressa em unidade nefelométrica de turbidez (NTU, *Nephelometric Turbidity Units*). A água límpida apresenta turbidez de 1 NTU, enquanto a água levemente turva, 5 NTU. Ao exceder a 1 NTU pode proteger os micro-organismos contra a ação de agentes de desinfecção.

3.3.1.5 Orgânicos na água

Orgânicos são encontrados na água fresca e nos efluentes. Eles podem ser classificados em: 1) orgânicos solúveis que incluem os naturais e 2) sintéticos. A matéria orgânica apresenta-se naturalmente na forma de colóides com carga negativa e se degradam pela ação de micro-organismos. Alguns orgânicos sintéticos não se degradam naturalmente pela ação de micro-organismos e são denominados de refratários ou recalcitrantes. As concentrações de orgânicos em sistemas de água de resfriamento e geração de vapor são tipicamente expressas como carbono orgânico total (COT) e óleo & graxas. O COT é um teste não específico para medir a quantidade de carbono ligado a matéria orgânica e mensura todos os orgânicos que são oxidados a dióxido de carbono e água. (SENEVIRATNE, 2007). O COT é geralmente controlado por serem fonte de alimentos aos micro-organismos

organismos favorecendo a formação de biofilmes nos sistemas de resfriamento e de caldeiras que posteriormente pode provocar corrosão biológica nos equipamentos

3.3.1.6 *Micro-organismos*

Os micro-organismos são controlados em sistema de resfriamento e de ciclo de vapor, pois contribuem no desenvolvimento de *fouling* e corrosão biológica nos equipamentos.

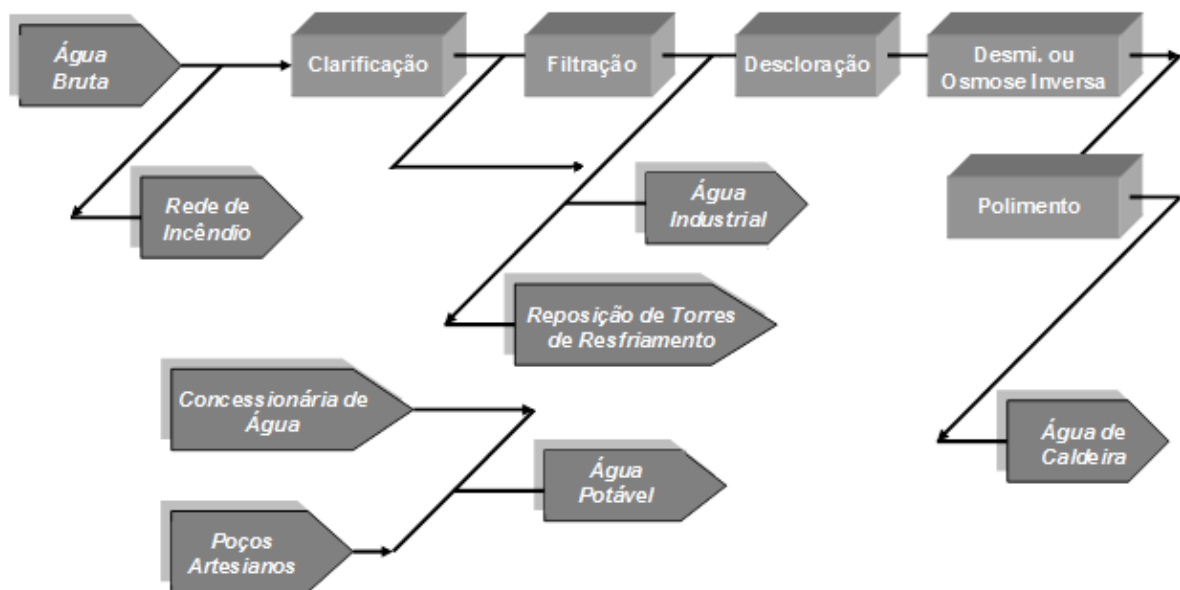
Patogênicos biológicos, como a *Legionella pneumophila* podem proliferar em sistemas de água de resfriamento e ao serem transportada via arraste de gotas de água para as proximidades das torres de resfriamento, representam um potencial problema à saúde humana (ZAMMIT, 2003).

As bactérias são os mais comuns e numerosos dos organismos microbiológicos presentes em águas. Podem ser patogênicos tais como: *Shigella dysenteriae*, *Campylobacter jejuni* e *Salmonella* ou não patogênicos tais como: *Pseudomonas*, que causam *fouling* e formam biofilme que pode levar à corrosão sob depósitos.

3.4 TRATAMENTO DE ÁGUA

No Brasil, as refinarias de petróleo adotam de uma maneira geral as seguintes rotas de tratamento e distribuição de água conforme apresentado na **Figura 3.11** e melhor detalhadas nos itens que se seguem.

Figura 3.11 – Esquema típico das rotas de tratamento de água em refinarias de petróleo



Fonte: Petrobras (2013).

- **Captação e Adução** - Após a captação, a água é bombeada e segue pela adutora para uma torre de equilíbrio, que funciona como uma espécie de pulmão da adutora, absorvendo os golpes de aríete e as entradas de ar decorrentes das variações e interrupções de fluxo. Nos pontos mais elevados, há a necessidade de válvulas ventosas que controlam a entrada e saída de ar da tubulação.
- **Armazenamento** – A água bruta é armazenada em tanque (tempo de residência em torno de 48 h) ou represa e segue para os processos de tratamento descritos em seguida.
- **Pré-cloração** - Adição de cloro para que a água chegue à estação de tratamento de água (ETA) em condições favoráveis à retirada da matéria orgânica e metais.

- Pré-alkalinização - Adição de cal ou soda à água para ajustar o pH aos valores necessários para as fases seguintes do tratamento.
- Clarificação (coagulação/floculação/sedimentação) - Na indústria é usual a utilização de equipamentos compactos denominados clarificadores, que apresentam a função de agregar etapas de coagulação, floculação e sedimentação. O objetivo da clarificação é realizar a remoção de sólidos em suspensão, sólidos finos que se apresentem como, turbidez e cor, além de outros materiais coloidais.
- Coagulação - Adição de sulfato de alumínio, cloreto férrico ou outro coagulante, seguido de uma agitação violenta da água para provocar a desestabilização elétrica das partículas de impurezas, facilitando sua agregação. A coagulação tem por objetivo transformar as impurezas que se encontram em suspensões finas, em estado coloidal, e algumas que se encontram dissolvidas em partículas que possam ser removidas pelos processos de decantação ou flotação e filtração.
- Floculação - É um processo que visa aglutinar partículas coaguladas ou desestabilizadas para formar maiores massas ou aglomerados gelatinosos chamados flocos, resultantes da reação entre o produto químico coagulante e as impurezas da água. Os flocos assim formados, poderão ser separados por sedimentação ou por flotação e/ou filtração.
- Sedimentação (Decantação) e Flotação - A decantação é o processo pelo qual se verifica a deposição dos flocos pela ação da gravidade. Na decantação, como os flocos de impurezas são mais densos do que a água, estes tendem a se depositar no fundo do decantador.
- Flotação - É o processo no qual a fase sólida, com densidade menor promovida pela injeção de ar, é separada da fase líquida, favorecendo a suspensão e flutuação dos sólidos para a superfície. Na flotação, por injeção de ar, os flocos, ao invés de sedimentarem, vão à superfície onde são

recolhidos. Em tratamento de água é usual utilizar Flotação a Ar Dissolvido (DAF *Dissolved Air Flotation*) principalmente quando a água bruta possui turbidez baixa e a cor elevada.

- Floto-Filtração – É o processo que combina flotação a ar dissolvido com o processo de filtração em areia por gravidade.
- Filtração – É a passagem da água através de meios filtrantes (antracito, areia e cascalhos) onde ocorre a retenção dos flocos e/ou partículas menores que não ficaram retidos na decantação.
- Processos com membranas de microfiltração (MF) ou ultrafiltração (UF) podem substituir ou complementar esta etapa de filtração, como forma de atender os requisitos de pré-tratamento para membranas de osmose inversa (RO *reverse osmose*) (BUECKER, 2000).
- Pós-cloração – Quando a água é destinada ao consumo humano (água potável), adicionam-se agentes biocidas e/ou oxidantes para realizar a desinfecção da água. Produtos à base de cloro são amplamente utilizados para a destruição de micro-organismos presentes na água. No Brasil, os padrões de potabilidade seguem a portaria 2914 do Ministério da Saúde, de dezembro de 2011.
- Descloração – É o processo que utiliza o carvão ativado para eliminar o residual de cloro, uma vez que este último pode prejudicar/danificar as resinas de troca iônica (catiônicas). O carvão ativo também pode remover traços de produtos orgânicos que podem obstruir (**envenenar**) as resinas aniônicas básicas. Em estações de tratamento de água é usual utilizar a descloração somente com a função de remoção do residual de cloro. Neste caso, a contralavagem regular é suficiente para a remoção de material em suspensão ou de mucilagens/limos bacterianos formados na superfície do carvão durante a filtração da água. Para a descloração, a capacidade do carvão em essência é infinita. Entretanto, quando a função do carvão ativo é reduzir traços de material orgânico, sua capacidade de remoção é finita e função do

tipo e quantidade do material orgânico (aplicado em reúso de efluentes). Em geral, o filtro de carvão ativado é de fluxo descendente, de pressão, vaso vertical e contralavado com água clarificada filtrada produzida na estação de tratamento de água (ETA).

- Abrandamento (amolecimento) – Aplicado quando a água tratada destina-se a geração de vapor de baixa ou média pressão. É a remoção dos elementos que conferem dureza a água (cálcio e magnésio). No passado utilizava-se o processo de precipitação com cal (solução CaO) ou cal sodada (cal + barrilha). Os produtos químicos são adicionados para precipitar o cálcio na forma de carbonatos e hidróxido de magnésio. Hoje, é usual realizar a troca dos íons que conferem dureza através de resinas catiônicas e regeneradas com cloreto de sódio (salmoura). Este processo pode ser realizado a frio ou a quente (mais eficiente).
- Desmineralização – É o processo utilizado a remoção dos demais sais dissolvidos (além do Ca^{2+} e Mg^{2+}) podendo ser realizado por resinas de troca iônica ou por membranas de osmose inversa.
- Polimento misto – Realizado por resinas de troca iônica (leito misto), é o **ajuste fino** ao processo de desmineralização citado anteriormente. Consegue-se reduzir o teor sílica e condutividade (*cation*) a valores inferiores a 0,02 mg/L e 0,5 $\mu\text{S}/\text{cm}$, respectivamente. Segundo Buecker (2008) a combinação das tecnologias de osmose inversa (RO *reverse osmose*) seguidas por resinas de troca iônica (IX *ion exchange*) formam um eficiente conjunto para realização de água de reposição em sistema de geração de vapor. A tecnologia de eletrodeionização (EDI *electrodionization*) como um híbrido de eletrodialise (ED *electrodialysis*) e resinas de troca iônica são também aplicados como etapa de polimento no pré-tratamento da água para geração de vapor (BUECKER, 2000; BUECKER, 2011).

As perdas de águas nos processos como descartes dos lodos nos clarificadores, lavagens de filtros, regeneração das resinas de troca iônica,

concentrados da osmose inversa, assim como purgas de torres de resfriamento são mostrados na **Figura 3.12**.

Observa-se na Figura 3.12 que as perdas através das purgas das torres de resfriamento representam o maior volume de água descartada entre todos os processos do sistema de água (aproximadamente 10% da vazão de água bruta).

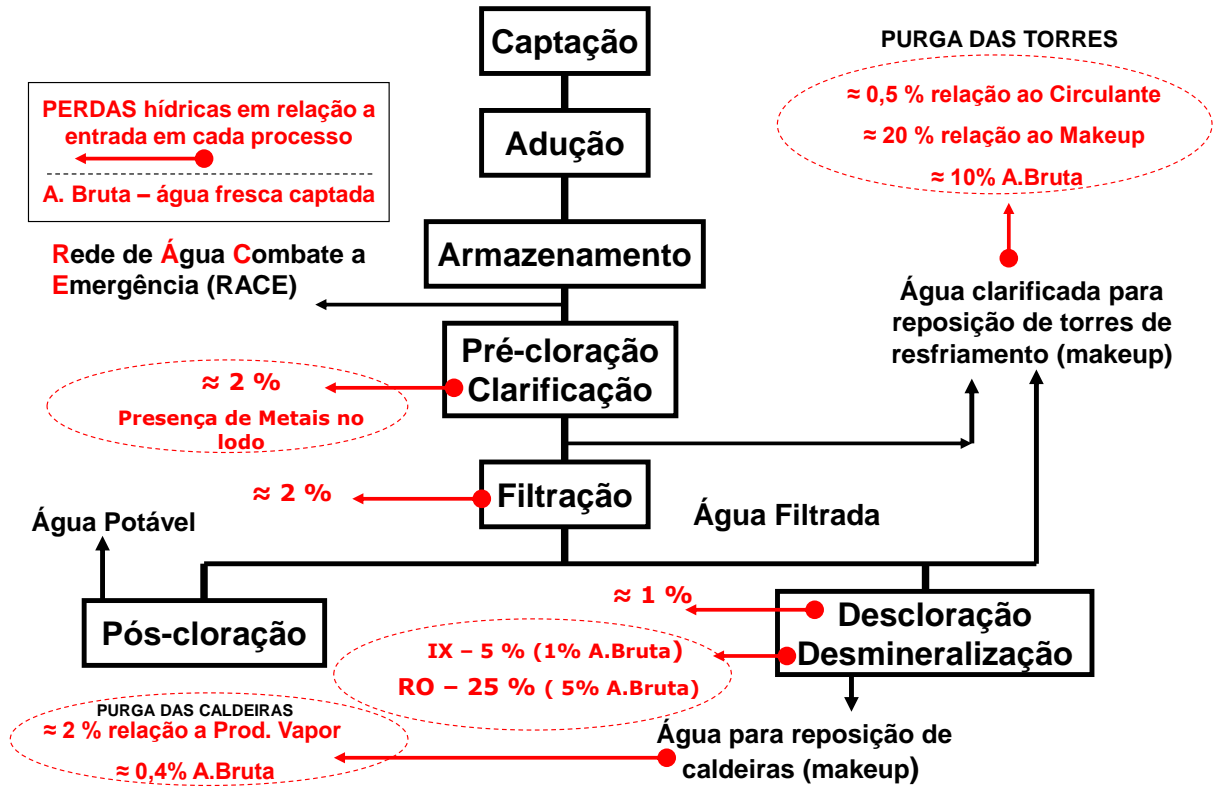
As perdas de água através do concentrado da osmose inversa também são bastante elevadas tomando como base a entrada de água no processo de desmineralização (aproximadamente 25%). Entretanto, esta porcentagem é aproximadamente 5% da vazão de água bruta captada; pois a água destinada para a geração de vapor de vapor representa na ordem 20% da água bruta. Algumas refinarias, já estão adotando a prática de reúso do descarte do concentrado da osmose inversa, como parcela da água de reposição em torres de resfriamento.

As águas descartadas pelo lodo dos clarificadores e lavagens dos filtros representam uma perda de água aproximadamente de 4% da vazão de água bruta captada. As refinarias normalmente fazem reúso destas águas após passarem pelo processo de desaguamento do lodo.

As perdas de água em resinas de troca iônica é aproximadamente 1% em relação à água fresca captada. Estas perdas relacionadas com as regenerações das resinas normalmente são direcionadas para a estação de despejos industriais. No entanto, podem ser incorporadas ao reúso do esgoto salino junto com as salmouras da dessalgação do petróleo.

A purga das caldeiras apesar de representar valores mais baixos de perdas (aproximadamente 0,4% em relação a água fresca captada), representa uma perda considerável de energia e rentabilidade (desperdício de combustível). Devido a excelente qualidade desta água, esta pode ser reusada como complementação a água de reposição de torres de resfriamento. No item 3.6.3.3 é detalhado este assunto.

Figura 3.12 – Esquema típico de tratamento de água com suas respectivas perdas de água



Fonte: Petrobras (2013).

3.5 SISTEMA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO

3.5.1 Introdução

Os processos industriais e mecânicos, todos geram uma grande quantidade de calor e este, deve ser dissipado continuamente. Neste contexto, a água em processo de escoamento é um bom meio para remover o calor, no qual é dissipado através da evaporação (SENEVIRATNE, 2007).

Uma das principais razões para a utilização de tubulações e/ou placas como um meio de separação entre os fluidos em uma condição de necessidade de troca térmica, é impedir que o fluido quente entre em contato direto com o fluido frio, evitando assim contaminações. Entretanto, no caso de torres de resfriamento, quando um dos fluidos apresentar-se na forma gasosa (p.e., ar) e o outro, na líquida (p.e., água), uma superfície de separação impermeável normalmente não será necessária, pois possivelmente não ocorrerão situações indesejáveis de contaminações. Na transferência de massa e energia entre a água e o ar que ocorre em torres de resfriamento, o gás (ar) e o líquido (água) são separados rapidamente depois que eles se misturam e trocam calor. O fato de que o coeficiente de transmissão de calor no contato direto entre os dois fluidos atinge valores mais elevados do que os usuais equipamentos tubulares (trocadores de calor), conduz à razão da aplicação de torres de resfriamento no processo de resfriamento da água. Portanto, um dos equipamentos mais notáveis para realização da troca térmica por contato direto é uma torre de resfriamento (KERN, 1982). Uma torre de resfriamento pode ser considerada como um permutador de calor, no qual há um contato direto entre o ar e a água. Neste processo cerca de 80% da transferência de calor da água para o ar é feita pela evaporação de uma pequena (percentualmente) parcela da água recirculada, sendo que, o restante do calor é transferido por calor sensível.

As torres de resfriamento representam o método mais amplamente utilizado em todas as indústrias de processo empregando água para remover o calor residual do processo. Considerações de manutenção (controle de incrustação do lado água), por meio do controle da qualidade da água de recirculação e controle químico da água de reposição, formam uma das razões para esta preferência (PERRY, 2007).

O calor que se pode teoricamente remover por quilograma de ar circulado em uma torre de resfriamento depende da temperatura e do teor de umidade do ar.

Uma indicação do teor de umidade do ar é sua temperatura de bulbo úmido. Idealmente, a temperatura de bulbo úmido é a temperatura mais baixa à qual se pode resfriar a água. Na prática, a temperatura de água fria somente se aproxima, mas não atinge, a temperatura de bulbo úmido em uma torre de resfriamento; isto se deve ao fato da impossibilidade real de se promover o contato de toda a massa de água quente com o ar frio (em contra corrente ou fluxo cruzado), enquanto a água permeia em fluxo descendente pela superfície do recheio molhado até a bacia de água fria. O grau de aproximação à temperatura de bulbo úmido depende do projeto da torre (CASSETA, 2011).

3.5.2 Tipos de Sistemas de Resfriamento

As tecnologias de sistemas de resfriamento diferem muito em função das quantidades de água demandada pelos os processos. Segundo SENEVIRATNE (2007) classifica em três tipos: (a) sistema de única passagem (*once through*), (b) sistema em circuito fechado e (c) sistema aberto com recirculação (**Figura 3.13**). Sendo que os sistemas de única passagem e em circuito fechado são não evaporativos e o sistema aberto com recirculação é evaporativo.

SHI (2012) acrescenta um tipo híbrido de resfriamento, no qual apresenta elementos de resfriamento tanto secos quanto molhados e que são usados individualmente ou em conjunto para alcançar as melhores características de cada um. Portanto, economiza-se água utilizando o desempenho de resfriamento molhado (torres de resfriamento) nos dias mais quentes do ano e o resfriamento à seco durante os períodos mais frios.

Em sistemas não evaporativos a troca térmica é conduzida pela capacidade de calor específico da água ($4,19 \text{ kJ/kg}[\text{° C}]$). Em um sistema de torre de resfriamento, no qual a água é evaporada, a mudança de fase de líquido para gás dissipa cerca de 2300 kJ/kg de água, a qual é convertida em vapor. Nos sistemas evaporativos (torres de resfriamento) pode-se dissipar 50 a 100 vezes mais calor para o ambiente por unidade de massa de água do que um sistema não evaporativo (FLYNN, 2009).

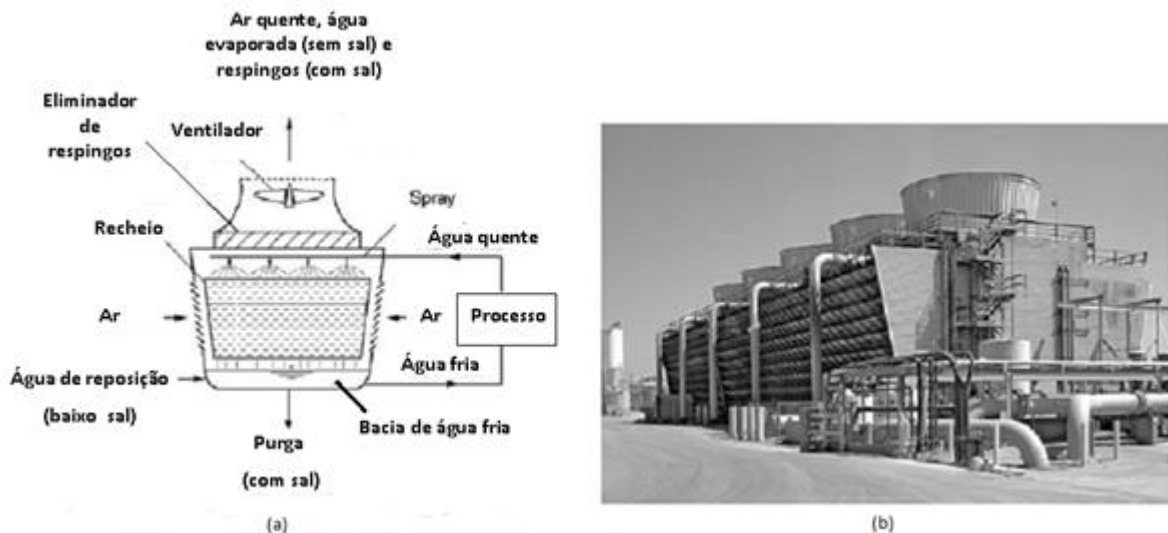
O consumo de água em um sistema de torre de resfriamento (aberto com recirculação) é apenas cerca de 5% do consumo de um sistema de uma única

passagem (*once through*), o que torna o sistema de torre menos dispendioso para operar com captação de água comprada. Além disso, a quantidade de água aquecida e descartada em um sistema de torre (purga) é muito pequena, quando comparada com o sistema de única passagem (ASHRAE, 2008).

Em virtude do baixo impacto ambiental exposto acima e buscando redução no consumo de água fresca, as refinarias no Brasil têm adotado os sistemas aberto com recirculação e fechado para atender as demandas de água de resfriamento em seus processos e em máquinas, respectivamente.

A **Figura 3.13** apresenta um típico sistema de resfriamento (aberto com recirculação) usualmente adotado nas refinarias de petróleo, petroquímica e outras plantas (SUZUKI, 1999). Neste sistema, a água de resfriamento remove calor do fluido do processo passando através de um trocador de calor, elevando a temperatura da água. A água quente é resfriada na torre de resfriamento por evaporação parcial e liberação do calor latente de evaporação. Então, a água é recirculada e reutilizada.

Figura 3.13 – Esquema do sistema de resfriamento aberto com recirculação



Observação: (a) diagrama simplificado e (b) torre de resfriamento com grandes diâmetros das tubulações de água.

Fonte: METCALF (2007).

3.5.3 Balanço de massa e energia em sistema de recirculação aberto

O princípio de uma torre de resfriamento de recirculação, é o mesmo seja aplicando em uma termoelétrica ou em sistema de ar condicionado.

A **Figura 3.14** mostra um sistema de água de resfriamento aberto com recirculação com a indicação das variáveis mais importantes..

Água de resfriamento à temperatura fria T_{cw} é recirculada através de uma bomba de recirculação. A água capta calor dos trocadores de calor. A água quente à temperatura T_{hw} entra na torre de resfriamento na parte superior. A água é distribuída e pulverizada através de bicos de material plástico seguindo para o enchimento da torre. As gotículas de água trocam calor com o fluxo de ar que é aspirado para dentro da torre de resfriamento através do ventilador de tiragem induzida. As venezianas, nas laterais da torre melhoram a distribuição de ar para o enchimento, servindo também para conter os respingos de água. Tanto nas torres de contra corrente quanto nas de correntes cruzadas, o fluxo de ar que atravessa o enchimento arrasta água na forma de gotículas. Este arraste, além de constituir uma perda adicional de água, carrega também uma parcela dos produtos químicos utilizados no condicionamento da água circulante. Tem ainda o inconveniente de causar uma chuva nas imediações da torre. Para minimizar o arraste são utilizados, justapostos ao enchimento e do lado da saída do ar, eliminadores de gotas, que reduzem estas perdas por arraste (*drift*) (MANSUR, 2004). Segundo a NACE & EFC (2006) uma alta eficiência dos eliminadores de gotas reduzem o arraste para valores em torno de 0,01% em relação a água de recirculação.

O processo de transferência de calor envolve:

(a) a transferência de calor latente devida à vaporização de uma pequena porção de água de recirculação (próximo a 1% da recirculação para cada 5,6°C de resfriamento da água (NACE & ECF, 2006);

(b) a transferência de calor sensível devida à diferença de temperatura entre a água e o ar.

Portanto, a base da operação da torre de resfriamento é a transferência de calor sensível e o resfriamento por evaporação de parte da água. A transferência de calor sensível ocorre entre o fluxo de ar e as gotas de água quente, o qual é responsável por apenas 25% do resfriamento. A maior parte do resfriamento ocorre devido à evaporação das gotas de água quando entra em contato com uma corrente

de ar. Alguns autores como Flynn (2009) e NACE (2006), consideram que a evaporação consiste de 85% e 80% da energia envolvida no resfriamento, respectivamente. A água tem um alto calor latente de evaporação (igual a 2431 kJ/kg) em comparação com o calor sensível (4,182 kJ/kg a 50 °C), ou seja, a energia na evaporação corresponde a 582 vezes mais energia do que a do calor sensível. Assim, para cada kg de água que é evaporada, remove-se 2431 kJ/kg de calor do restante do corpo d'água. Sob condições de funcionamento normais, isso significa uma evaporação de 1,2 % em relação a vazão de recirculação para cada 5,5 °C de aumento na variação de temperatura ($T_{hw} - T_{cw}$) (SENEVIRATNE, 2007).

Assim, a vazão de água para resfriamento é ditada pela quantidade de calor que a água de resfriamento troca com os fluidos dos processos.

Uma vez que apenas água pura e impurezas voláteis evaporam, todas as impurezas não-voláteis (tais como sólidos dissolvidos, incluindo a dureza total (cálcio e magnésio), cloretos, ferro e sólidos suspensos)) concentram-se na água de resfriamento.

Uma desconcentração constante através de purga (BD *blowdown*) é mantida através do controle da válvula de purga com a finalidade de manter um nível de sólidos dissolvidos desejado, minimizando os impactos destas impurezas nos equipamentos e tubulações envolvidos no sistema de água de resfriamento.

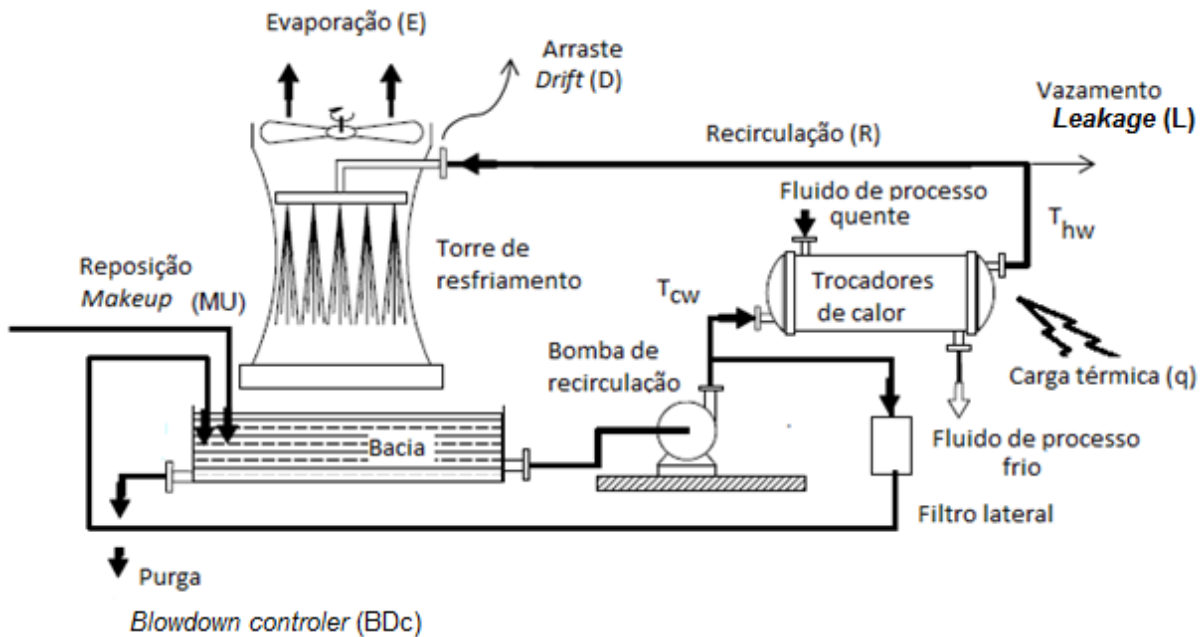
A reposição (*makeup*) de água fresca mantém o nível de água na bacia da torre de resfriamento e compensa as perdas de água ocorridas no sistema. Principalmente, para repor a água perdida por evaporação da água do sistema ao ser incorporada ao ar até a condição de saturação deste, a medida que passa através da torre (KERN, 1982).

Uma pequena quantidade de água também é perdida na forma de gotículas finas são arrastadas no fluxo de ar. O arraste (D *drift*) é uma perda de água ocorrida através das gotículas de líquido arrastadas no ar de exaustão e ao contrário da água perdida por evaporação, contém os sólidos dissolvidos que estão presentes na água de resfriamento.

Respingos na torre de resfriamento é outra fonte de perda de água. Sua origem deve-se geralmente à manutenção inadequada do enchimento da torre, ou da presença de ventos fortes soprando através a torre.

Portanto, a água de reposição (MU) é adicionada para suprir as perdas no sistema de resfriamento; ou seja: evaporação, purga, arraste, respingos e vazamentos.

Figura 3.14 – Sistema de resfriamento aberto com recirculação com as principais variáveis



Fonte: Adaptado de NACE, 2009

3.5.3.1 Conceitos básicos

No projeto de torre de resfriamento as variáveis de importância são:

a) Dados relacionados com a psicrometria (parte da termodinâmica que estuda as propriedades físicas do ar atmosférico (ar + vapor d'água)) são: umidade absoluta, umidade relativa, ambas definidas em função da pressão de vapor e pressão parcial da água, temperaturas de bulbo úmido e seco (HIMMELBLAU (1984); KERN (1982); PERRY, 2007). Estes conceitos são brevemente citados abaixo.

- Umidade absoluta (*humidity ratio*) – é a massa de vapor de água por massa de ar totalmente seco (g de água existente em 1 kg de ar seco);
- Umidade relativa (*relative humidity*) – é a razão entre a quantidade de água presente no ar e a quantidade máxima (condição de saturação) que ele pode conter.

É dada em percentagem, variando de 0% a 100%. Ou seja, é a relação entre a umidade absoluta do ar na condição real e a umidade absoluta do ar saturado. Quando a umidade relativa é 100%, o ar está saturado;

- Entalpia (h) – em muitos processos termodinâmicos aparece como a soma da energia Interna (U) com o produto da pressão absoluta pelo volume ($P \times V$). Essa combinação constitui uma das propriedades mais utilizadas em processo de fluxo, denominada entalpia ($h = U + PV$) (SMITH *et al.*, 2005). Aquí, podemos defini-la como a quantidade de calor contida na mistura, ar e vapor d'água. É medida em kJ da mistura /kg de ar seco;

- Temperatura de bulbo seco (DBT *dry bulb temperature*) – é a temperatura do ar atmosférico medido pelo bulbo seco, isto é, quando o bulbo está envolvido ao próprio ambiente;

- Temperatura de bulbo úmido (WBT *wet bulb temperature*) – é a temperatura de equilíbrio obtida na superfície da água quando exposta ao ar, de tal forma que o calor transferido pelo ar à água seja igual ao calor latente necessário a vaporização da água;

A temperatura de bulbo úmido é a temperatura mais baixa que a água pode atingir (KERN, 1982). Obtendo-se a temperatura de bulbo seco e úmido podem-se obter as demais propriedades do ar através de cartas psicrométricas do ar, tabelas ou utilizando-se o software do *Cooling Tower Institute* (CTI, 1990).

Se a umidade relativa é de 100%, isto implica que DBT é igual a WBT.

- *Approach* – é a diferença entre a temperatura da água fria e a temperatura de bulbo úmido do ar ao entrar na torre ($T_{cw} - WBT$). O approach tem uma influência importante, no dimensionamento da torre e nos custos. Na elaboração econômica e eficiente de um projeto de torre, visa-se minimizar esta diferença. É impossível uma torre de resfriamento resfriar a água abaixo da temperatura de bulbo úmido. No entanto existe um ponto ótimo entre o desempenho (operar com maior vazão de água e menor *approach*) da mesma e o custo do investimento. Por exemplo, através da redução do *approach* de 8,3 °C a 4,4°C, a torre requer um aumento de 50% no tamanho e 65% no custo operacional dos ventiladores (SENEVIRATNE, 2007).

- Fator de resfriamento (L/G) – é a relação entre a vazão mássica de água quente que entra na torre e a vazão mássica de ar que circula através da torre.

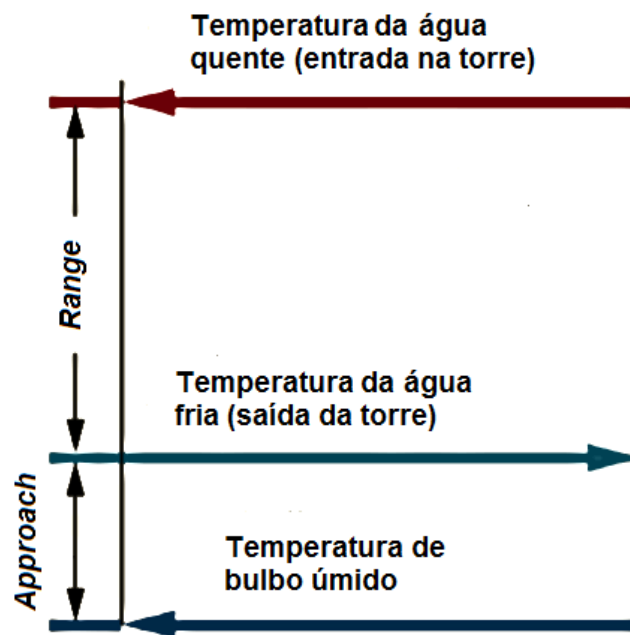
b) No balanço de massa e energia do sistema de resfriamento, as variáveis mais importantes são citadas abaixo:

- Faixa de resfriamento ou gradiente térmico (*cooling range*) ($T_{hw} - T_{cw}$);
- A carga térmica no processo e dissipada na torre (q);
- Recirculação (R);
- Evaporação (E);
- Reposição (*MU Makeup*);
- Purga na válvula (*BDC Blowdown controler*);
- Ciclo de concentração (*CR concentration ratio*).

Esses conceitos são melhor detalhados abaixo.

• Faixa de temperatura (*Range*) de resfriamento – é a diferença entre a temperatura de água quente entrando na torre e a temperatura de água fria saindo da torre. A faixa de resfriamento é independente da temperatura ambiente e é função somente da carga térmica. Um esquema das variáveis térmicas envolvidas na torre de resfriamento está representada na **Figura 3.15**.

Figura 3.15 – Esquema de variáveis térmicas em uma torre de resfriamento



Fonte: ENERCON (2013)

• Carga térmica (q) – é a quantidade de calor dissipada na torre. A vazão de recirculação, ou seja a demanda da água de resfriamento é função da carga de transferência de calor exigida no processo. Portanto, a carga térmica é a soma de todas as cargas de calor intrínsecas a todos os permutadores (trocadores de calor) e pode ser calculada a partir da Equação (11) (KERN, 1982; DURAND *at al.*, 2012):

$$q = \sum UA(LMTD) \quad (11)$$

Onde:

q – carga térmica, (kW);

U – coeficiente global de transmissão de calor, (W/(m²)(°C));

A – área da superfície de transferência de calor, (m²);

LMTD (*logarithmic medium temperature difference*) – diferença média entre as temperaturas dos fluidos (°C).

• Recirculação (R) – é a vazão de água quente que chega a torre de resfriamento. Uma vez determinada a carga térmica requerida em cada trocador de calor, a vazão de água de resfriamento necessária para remover o calor total é determinada usando a Equação (12) (KERN, 1982; DURAND *at al.*, 2012, SENEVIRATNE, 2007).

$$R = \frac{q}{4,2 (T_{hw} - T_{cw})} \quad (12)$$

Onde:

R – recirculação (kg/s) ou (L/s);

q – carga térmica (kW);

T_{hw} – temperatura da água quente (°C);

T_{cw} – temperatura da água fria (°C).

• Evaporação – é a quantidade de água evaporada a fim de resfriar a água de recirculação. A evaporação pode ser medida pelas Equações (13) e (14) (FLYNN, 2009, PUCKORIUS, 2013). Convém observar que a água evaporada é isenta de sais, micro-organismos, ou outros constituintes não-voláteis (METCALF, 2007).

$$E = \frac{\text{Carga térmica}}{\text{Calor Latente de Vaporização}} \quad (13)$$

$$E = f \times R \times \Delta T \times \left(\frac{C_p}{\lambda} \right) \text{ ou } E = 0,85 \times R \times \left(\frac{\Delta T}{549} \right) \quad (14)$$

Onde:

E – evaporação (m³/h);

f – fator de evaporação, significando a perda de calor por evaporação, que é responsável pelo resfriamento da água. O restante do calor corresponde a alguma perda de calor sensível transferida da torre de resfriamento para o ar. A perda de calor sensível (por condução através da tubulação, etc) pode elevar-se chegando a 20% da perda de calor total do sistema. Para $f = 0,85$, significa dizer que a evaporação é responsável por 85% do resfriamento da água, ficando os 15% restantes por conta da troca de calor sensível com o ar.

R – vazão de recirculação (m^3/h);

ΔT – diferença de temperatura entre a água quente e fria (range, gradiente térmico) ($^{\circ}C$);

C_p – calor específico da água ($kJ/kg\ ^{\circ}C$) = 4,1868 $kJ/kg\ ^{\circ}C$;

λ – calor latente de vaporização da água (kJ/kg) = 2300 kJ/kg .

Com relação ao C_p e λ , cerca de 4,2 kJ de calor são necessários para resfriar 1 kg (1L) de água para cada gradiente térmico de $1^{\circ}C$ e 2300 kJ de calor é perdido para evaporar 1 kg (1L) de água (METCALF, 2007).

As determinações das parcelas de reposição e purga das torres podem ser realizadas pelas Equações (16) a (22) (FLYNN, 2009).

- Reposição (MU *makeup*) – é a quantidade de água necessária para a reposição das perdas totais. Por balanço de massa na torre de resfriamento (ver Figura 3.15), a reposição pode ser calculada pela Equação (15)

$$MU = E + BD_c + D + L \quad (15)$$

Onde:

MU – vazão de reposição (MU *makeup*) (m^3/h);

E – vazão de evaporação (m^3/h);

BD_c – vazão de purga na válvula (*blowdown controler*) (m^3/h);

D – vazão de arraste (*drift*) (m^3/h);

L – vazão de vazamento (*leakage*) (m^3/h).

Segundo Seneviratne (2007) em torres comerciais a água de reposição destina-se a repor as perdas distribuídas da seguinte forma: 88% da água que foi evaporada, 5% da água retirada através da purga e 7% para suprir as perdas por arraste e vazamentos.

- Purga na válvula (BDc *blowdown controler*) – é a eliminação intermitente ou contínua de parte da água em recirculação para fins de se controlar as concentrações de sólidos dissolvidos na água.

- Ciclo de Concentração (CR *concentration rate*) – indica quantas vezes a concentração de um soluto não volátil presente na água de recirculação é maior do que a concentração deste mesmo soluto na água de reposição. A Equação (16) representa a determinação do ciclo.

$$CR = \frac{C_R}{C_{MU}} \quad (16)$$

Onde:

C_R – Concentração do soluto não volátil na água de recirculação;

C_{MU} – Concentração do soluto não volátil água de reposição (*makeup*);

Tipicamente, em sistema de água de resfriamento os íons magnésio ou sílica são considerados os solutos não voláteis mais representativos (SENEVIRATNE, 2007; ZAMMIT, 2003). Por conveniência, os sólidos dissolvidos totais (TDS *total dissolved solids*), condutividade ou cloretos (quando os cloretos através da contribuição da cloração na torre não são significantes) são também utilizados (SENEVIRATNE, 2007). O TDS associado a condutividade é bastante utilizado sob o ponto de vista da praticidade (PUCKORIUS, 2013). Segundo Buecker (2000), embora a condutividade não seja completamente linear com o aumento do TDS, além de ser afetada pela injeção dos produtos químicos; é um parâmetro que pode ser utilizado para a determinação do ciclo.

Quando o ciclo de concentração se eleva de 3 até 7, alguns dos sólidos dissolvidos na água de recirculação podem exceder seus limites de solubilidade e precipitar, causando formação de incrustações em tubulações e em trocadores de calor. Neste caso, o ciclo de concentração obtido pode ser menor do que o real. Para efeitos de minimização de erros, recomenda-se calcular o ciclo de

concentração de uma torre através de médias ponderadas entre um ou mais parâmetros.

Para evitar a formação destas incrustações, ácido sulfúrico é frequentemente usado para converter os carbonatos de cálcio e magnésio em compostos de sulfatos, os quais são mais solúveis. A quantidade de ácido sulfúrico deve ser limitada para manter alguma alcalinidade total no sistema e evitar processos corrosivos. Se o pH do sistema é reduzido para valores abaixo de 7, poderá acelerar um processo de corrosão (METCALF, 2003).

O CR máximo que pode ser mantido numa água de resfriamento depende da salinidade da água de reposição e outras considerações, tais como a metalurgia empregada no sistema (SENEVIRATNE, 2007). O objetivo é operar o sistema de água de resfriamento com o máximo CR visando-se reduzir o consumo de água e o consumo de produtos químicos, minimizando-se o BD.

A **Tabela 3.5** mostra ciclos de concentração típicos praticados em diferentes segmentos industriais.

Tabela 3.5 – Ciclos de concentração típicos encontrados em alguns setores industriais

Indústria	Ciclo de Concentração típico
Utilidades	
Termoelétrica	5 – 8
Nuclear	6 – 10
Refinaria de Petróleo	6 – 8
Indústrias Químicas	8 – 10
Indústria do Aço	3 – 5
Indústria de Papel	5 – 8

Fonte: EPA (2004)

As determinações da reposição e purga são determinadas por balanço de massa na torre de resfriamento e representadas pelas Equações (17), (18), (19), (20) e (21) (FLYNN, 2009 *apud* GONDIM, 2013a; NACE & EFC, 2006).

A vazão de reposição é normalmente medida usando medidores de vazão (placa de orifício). Entretanto, na ausência destes, esta poderá ser calculada através da Equação (17).

$$MU = CR \times \frac{E}{(CR - 1)} \quad (17)$$

Onde:

MU – reposição (*makeup*) (m³/h)

CR – ciclo de concentração (*concentration ratio*);

E – vazão de evaporação (m³/h).

• Purga na válvula (BDc *blowdown controler*) – A purga na válvula (controlada) é a água que é removida do sistema de forma proposital, com a finalidade de manter a concentração de sólidos sob controle. Esta purga pode ser medida utilizando-se medidores de fluxo ou, quando não disponíveis, podendo ser determinada através do balanço de massa conforme citado abaixo.

Vazão mássica de sólidos na entrada = Vazão mássica de sólidos na saída.

$$MU \times C_{MU} = BD \times C_R \quad (18)$$

Onde:

MU – vazão de reposição (*makeup*) (m³/h);

BD – vazão de purga (*blowdown*) (m³/h);

C_R – Concentração do soluto não volátil na água de recirculação;

C_{MU} – Concentração do soluto não volátil água de reposição (*makeup*).

Portanto, substituindo a equação anterior na equação (16) e (17), tem-se:

$$BD = \frac{MU}{CR} = \frac{E}{(CR - 1)} \quad (19)$$

$$BD = BD_C + D + L \quad (20)$$

Onde:

BDc – purga através de válvula (*blowdown controler*) (m³/h);

D – arraste (*drift*) (m³/h);

D = 0,0001 x R ou D=0,01% em relação à Recirculação (FLYNN, 2009)

L – vazamento (*leakage*) (m³/h).

Segundo METCALF (2007) o arraste varia entre 0,1 a 0,001% da recirculação.

Geralmente, um eficiente projeto de eliminador de respingos reduz as perdas por arraste para faixa de 0,001 a 0,005% da água de recirculação (ASHRAE, 2008).

- Perdas no sistema – Além das perdas por evaporação e arraste, a água em sistemas de resfriamento é perdida através de bombas, vedações de buchas, lavagens de áreas de piso e em respingos de torres de resfriamento. Em casos da existência de vazamentos, haverá uma incompatibilidade entre os ciclos de concentração calculados como MU/BD (Equação 19) e quando calculado como C_R / C_{MU} (Equação 17); pois os valores do ciclo de concentração calculados pelas relações entre vazões serão superior aos calculados pela relação entre as concentrações. Portanto, a melhor maneira de calcular o CR é usando a relação entre as concentrações dos sólidos dissolvidos C_R / C_{MU} (SENEVIRATNE, 2007).

Para as condições de recirculação (R) e gradiente térmico (ΔT), ambos constantes e conforme a Equação (14), a evaporação (E) será também constante. Neste caso, pela Equação (20), a variação da água de reposição será igual a variação da purga. A Equação (21) representa esta situação.

$$\Delta MU = \Delta BD \text{ para } R=\text{cte e } (\Delta T) = \text{cte} \quad (21)$$

3.5.3.2 Balanço de energia

Em algumas situações podem-se determinar as vazões de recirculação e reposição utilizando-se os dados térmicos envolvidos no sistema de água de resfriamento obtidos através de cartas psicrométricas, tabelas ou *softwares*, tais como os fornecidos pelo *Cooling Tower Institute* (CTI, 1990).

A **Figura 3.14** representa uma torre de resfriamento operando com uma fonte de calor (trocadores de calor do processo), em circuito aberto com recirculação. Conforme apresentado no item 3.5.2 e efetuando-se um balanço de massa e energia no sistema, chega-se as Equações (22) a (23) (KERN, 1982; PERRY (2007).

Algumas considerações são citadas abaixo:

- é desprezada a contribuição do calor sensível oriundo da água de reposição;
- são desprezados o arraste (D) e vazamentos (L);

• são considerados os índices 1 e 2 para indicação da entrada e saída, respectivamente.

– Quantidade de calor absorvida pelo ar:

$$q = G (h_2 - h_1) \quad (22)$$

Onde:

q – carga térmica da torre (calor absorvido pelo o ar) (kJ/h);

G – vazão mássica específica de ar (kg ar seco/h)

h_2 – entalpia do ar quente na saída da torre (kJ /kg ar seco);

h_1 – entalpia do ar frio à temperatura de bulbo úmido (kJ /kg ar seco);

– Quantidade de calor liberado na torre:

$$q = R C_L (T_{hw} - T_{cw}) \quad (23)$$

Onde:

q – carga térmica da torre (kJ/h);

R – vazão de recirculação (kg/h);

C_L – calor específico da água (kJ/kg K);

T_{hw} – temperatura da água quente entrada (°C);

T_{cw} – temperatura da água fria saída (°C);

Igualando as equações (25) e (26):

$$G (h_2 - h_1) = R C_L (T_{hw} - T_{cw}) \quad (24)$$

A reposição MU compensa a perda de água por evaporação, que aumenta a umidade do ar (desprezado o arraste, purga e vazamentos), de forma que:

$$MU = E$$

$$MU = G (HR_2 - HR_1) \quad (25)$$

Onde:

MU – vazão de reposição (kg/h)

HR_2 – umidade absoluta do ar na entrada (kg de vapor/kg de ar seco);

HR_1 – umidade absoluta do ar na saída (kg de vapor/kg de ar seco);

De (22)

$$G = \frac{q}{(h_2 - h_1)}$$

Substituindo em (25) e explicitando MU, chega-se a Equação (26) que determina a vazão de água de reposição que compensa todas as perdas de água do sistema de resfriamento:

$$MU = \frac{q}{(h_2 - h_1)/(HR_1 - HR_2)} \quad (26)$$

Onde:

MU – vazão de reposição (kg/h);

q – carga térmica da torre (kJ/h);

h_2 – entalpia do ar quente na saída da torre (kJ /kg ar seco);

h_1 – entalpia do ar frio à temperatura de bulbo úmido (kJ /kg ar seco);

HR_2 – umidade absoluta do ar na entrada (kg de vapor/kg de ar seco);

HR_1 – umidade absoluta do ar na saída (kg de vapor/kg de ar seco).

3.5.3.3 Desempenho das torres de resfriamento

Nos projetos atuais tem-se considerado o tipo de enchimento na busca da utilização de um menor consumo de energia para resfriar uma mesma quantidade de água. Os enchimentos das torres possuem maiores áreas de troca térmica por unidade volumétrica. Isto implica em demandas de ar menores para o mesmo resfriamento e, portanto menor trabalho executado pelo os ventiladores já que ele impelirá uma menor quantidade de ar, exigindo nestas condições específicas uma operação a um menor custo.

A situação física dentro de uma torre de arrefecimento é muito complexa (filmes e gotas de água no ar estão em constantes modificações de configuração). Não existe um modelo matemático, até a presente data, que seja capaz de simular

todos os detalhes do processo de transferência simultânea de calor e massa que ocorrem dentro da torre (KERN, 1980). Segundo Casseta (2003), os testes nas torres de resfriamento servem para confrontar os dados de projeto com o desempenho (*performance*) efetivo de uma torre. Como na prática as variáveis mais importantes de projeto, ou seja, a temperatura de água quente, a temperatura de água fria, a temperatura de bulbo úmido e a vazão de água não coincidem exatamente com os dados de projeto, efetuam-se os testes em condições diferentes de projeto, porém constantes durante o período da execução do teste.

Através do conhecimento do desempenho da torre, pode-se identificar se a torre em operação está ou não condizente com a condição de obtenção de carga térmica de acordo com o especificado no projeto. E, daí ao invés de tentar aumentar a vazão de recirculação (elevação no consumo de energia por aumento da potência no bombeio) pode-se alterar alguns parâmetros da torre na busca de um menor consumo de energia para os acionadores dos ventiladores.

Com relação aos cálculos de desempenho de torres de resfriamento é utilizada uma metodologia específica apresentada pelo *Cooling Tower Institute* (CTI, 1990), denominada ATC 105.

A teoria mais aceita do processo de transferência de calor em torre de resfriamento é a desenvolvida por Merkel (1925). Esta análise considera como força motriz no processo a diferença de entalpia.

Supõe-se que cada gotícula de água está cercada por uma película de ar, e a diferença de entalpia entre a película e o ar ambiente proporciona a força motriz para o processo de resfriamento.

Merkel, através do desenvolvimento de equações básicas para a transferência total de massa e energia combina os coeficientes de transferência de calor sensível e massa num único coeficiente global, baseado no potencial entálpico como força motriz (KaV/L). O CTI sugere o método de Tchebycheff para a avaliação numérica de KaV/L , porém adota-se um método de integração por partes, que divide a torre em "n" partes, e maiores valores de "n" proporcionam uma precisão cada vez maior. Em sua forma integrada a equação de Merkel é dada pela Equação (27) (KERN, 1982; PERRY, 2007; MANSUR, 2004; CASSETA, 2003).

$$\frac{KaV}{L} = \int_{T_{cw}}^{T_{hw}} \frac{C_L dT}{(h' - h)} \quad (27)$$

Onde:

K – coeficiente global de transferência de massa (kg de água/(s.m²));

a – área de contato por unidade de volume (m²/m³ do volume da torre);

V – volume ativo de enchimento por unidade de área transversal (m³/m² de área de planta);

L – vazão mássica de água (kg/(s.m²));

h' – entalpia do ar saturado na temperatura da água (kJ/kg ar seco);

h – entalpia da corrente de ar não saturado no interior da torre (kJ/kg ar seco);

T_{hw} e T_{cw} – temperaturas da água na entrada e saída da torre, respectivamente (°C).

C_L – capacidade calorífica da água (KJ/kg K);

Observe que o segundo membro da equação (lado direito da igualdade) só depende das propriedades do ar e da água e é independente das dimensões da torre.

Aplicando um balanço de energia envolvendo as correntes de água e ar obtém-se a Equação (28).

$$h_2 = h_1 + \left(\frac{L}{G}\right) C_L (T_{hw} - T_{cw}) \quad (28)$$

Onde:

os índices 1 e 2 indicam a entrada e saída da torre, respectivamente;

h – entalpia da corrente de ar não saturado (kJ/kg ar seco);

h_1 e h_2 são os mesmos citados na Equação (29).

C_L – capacidade calorífica da água (KJ/kg K);

L – vazão mássica de água (kg/(s m²));

G – vazão mássica de ar (kg/(s m²));

T_{hw} e T_{cw} – temperaturas da água na entrada e saída da torre, respectivamente (°C).

As Equações (27) e (28) estão representadas na **Figura 3.16**. Como um modo visual pode-se entender que a área do gráfico entre as curvas de saturação e a linha de operação é uma indicação do potencial que estabelece a transmissão total de calor (KERN, 1982). Embora, estas curvas sejam específicas para torres de contra corrente, pode-se também usá-las em torres de correntes cruzadas, desde que as condições do teste estejam próximas das de projeto (MANSUR, 2003).

Realizando as seguintes considerações:

- temperaturas, fluxos de água e ar e as entalpias do ar são constantes em toda a área de uma mesma seção horizontal da torre;
- temperatura do ar frio na entrada da torre é igual a do bulbo úmido;
- valor de L é considerado constante; sendo desprezado a pequena parcela de água evaporada (valores usuais na faixa de 1,5 a 2,5% da vazão de recirculação);

e aplicando métodos numéricos para resolver a integração da Equação (30) em quatro pontos, pelo método de Tchebeychef. O CTI padronizou em quatro intervalos de temperaturas, de modo que a integração da Equação (29) será:

$$\frac{KaV}{L} = \frac{(T_{hw} - T_{cw})}{4} C_L \left[\left(\frac{1}{\Delta h_1} \right) + \left(\frac{1}{\Delta h_2} \right) + \left(\frac{1}{\Delta h_3} \right) + \left(\frac{1}{\Delta h_4} \right) \right] \quad (29)$$

$$\Delta h_1 = h'_1 - h_1 \text{ à } [T_{cw} + 0,1 (T_{hw} - T_{cw})] \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta h_2 = h'_2 - h_2 \text{ à } [T_{cw} + 0,4 (T_{hw} - T_{cw})] \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta h_3 = h'_3 - h_3 \text{ à } [T_{hw} - 0,4 (T_{hw} - T_{cw})] \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta h_4 = h'_4 - h_4 \text{ à } [T_{hw} - 0,1 (T_{hw} - T_{cw})] \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Onde:

h' – entalpia do ar saturado à temperatura da água (kJ/kg ar seco).

h – entalpia do ar não saturado no interior da torre (mistura ar vapor d'água) (kJ/kg ar seco);

Após uma série de considerações a equação de MERKEL fica reduzida:

$$KaV / L = C.(L/G)^{-n} \quad (30)$$

Onde:

L/G – é a razão mássica líquido-ar;

C – constante característica do enchimento (adimensional);

n – constante característica do tipo de fluxo (contra corrente, $n=0,6$);

KaV / L – capacidade de transferência de massa requerida da torre para uma dada condição de operação (adimensional)

Toda esta metodologia aplica-se muito bem para torres de contra corrente, porém para torres de corrente cruzada, onde as condições de vazões, temperaturas e entalpias não são uniformes ao longo de uma seção horizontal, faz-se necessário adotar uma solução bidimensional. Neste caso, os fluxos de ar e água não estão na mesma direção, o ar fluindo na horizontal e a água na vertical. O cálculo é feito com base no método desenvolvido por Zivi e Brand, que consiste na determinação ponto a ponto da distribuição das temperaturas da água e das entalpias do ar no interior da torre (MANSUR, 2003).

3.5.3.4 Curvas de demanda e característica

Para obter o ponto de operação é feita a intersecção entre duas curvas (demanda e característica). Sendo que as curvas de demanda e característica são obtidas através das equações (27) e (28), respectivamente. Ambas curvas estão representadas na **Figura 3.17**. Para cada *approach* (aproximação) gera uma curva de demanda, de forma que a medida que reduz o *approach* reduz a relação L/G , para um mesmo KaV/L .

Figura 3.16 – Balanço de energia na torre de resfriamento

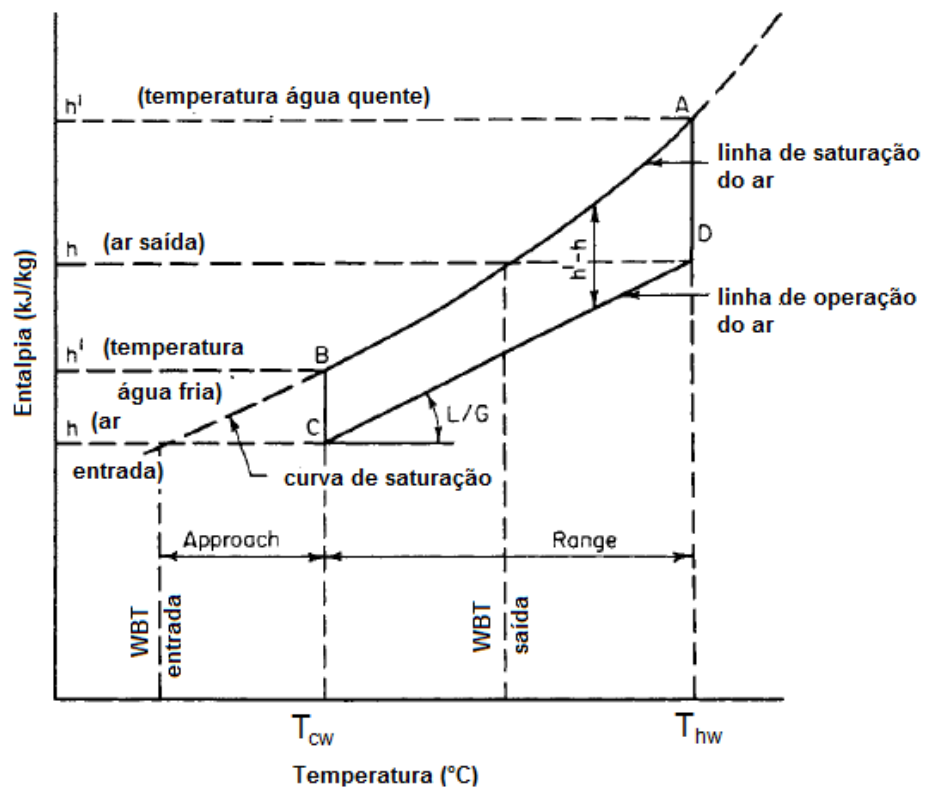
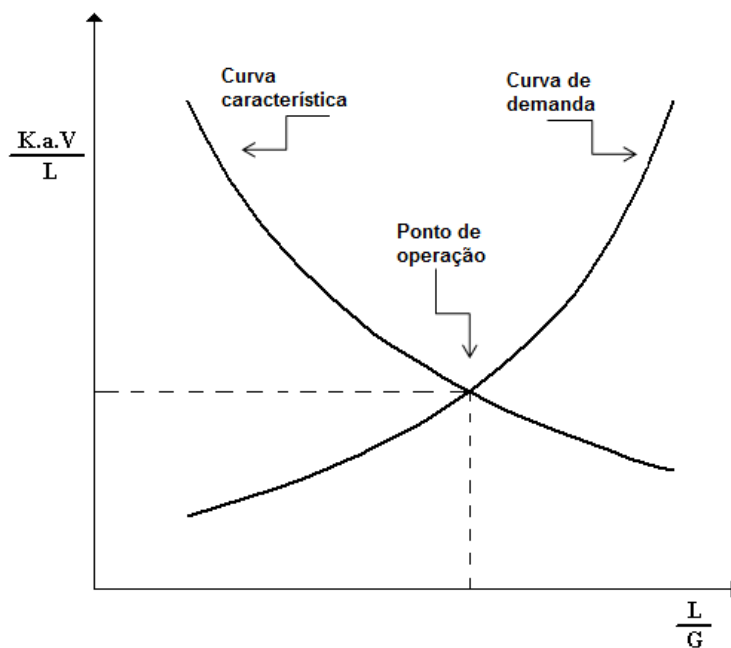


Figura 3.17 – Curvas de demanda e características

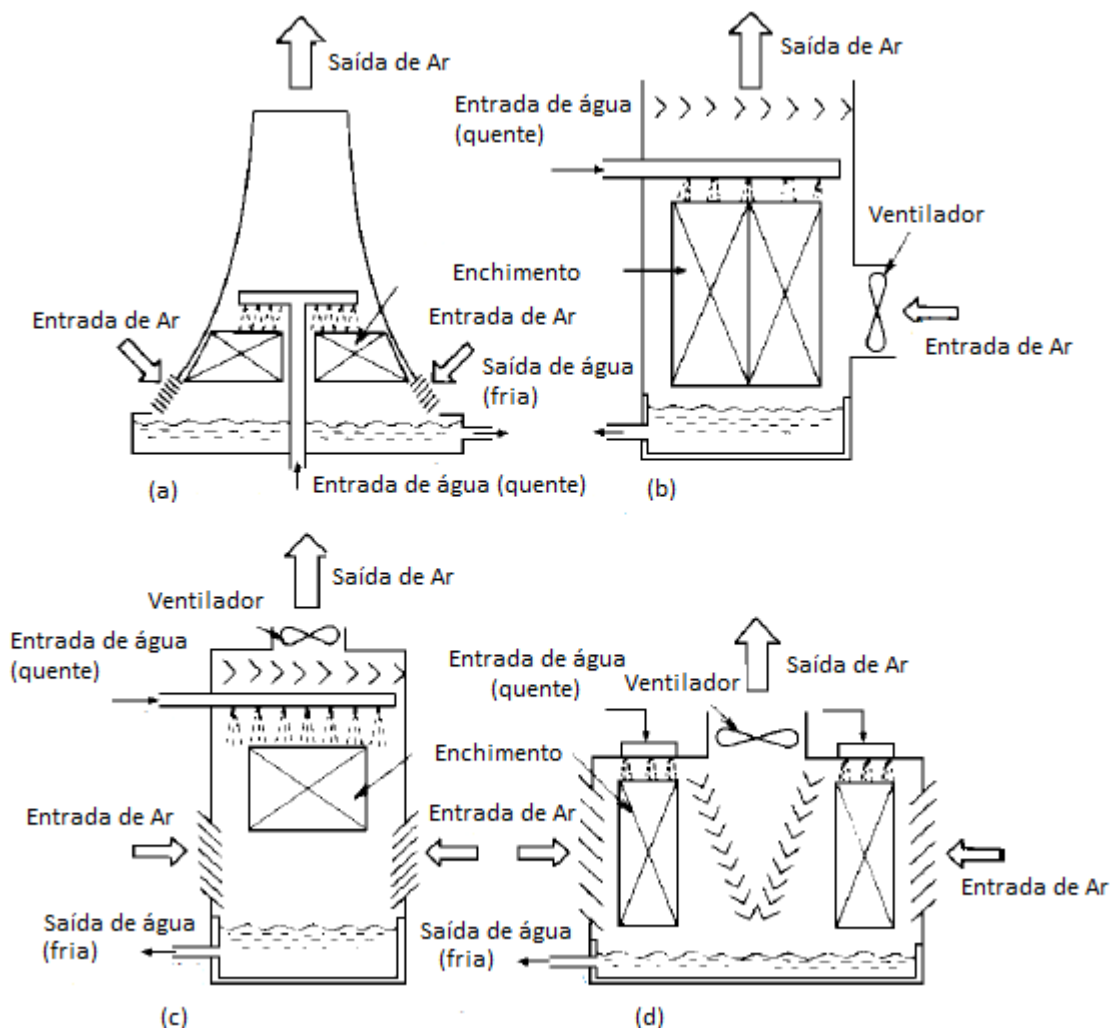


Fonte: KERN (1982).

3.5.4 Tipos de Torres de Resfriamento

Alguns autores caracterizam e classificam as torres de resfriamento de acordo com tipo de tiragem e/ou direção do fluxo de ar e água (SUZUKI, 1999; KERN, 1982). O tipo tiragem natural, embora seja utilizada em países da Europa e no Oriente, encontra-se em declínio nos EUA, este fato deve-se ao grande custo do bombeio e a sensibilidade com relação à temperatura do ar, pois à medida que a temperatura do ar se eleva aproximando-se da temperatura da água quente, esta torre deixará de operar (KERN, 1982). As refinarias no Brasil normalmente utilizam os tipos de contra-corrente (c) e corrente cruzada (d), conforme apresentados na **Figura 3.18**.

Figura 3.18 – Tipos de torres de resfriamento: (a) tiragem natural; (b) tiragem forçada; (c) contra-corrente com tiragem induzida; (d) corrente cruzada com tiragem induzida.



Fonte: SUZUKI (1999).

Segue abaixo uma breve descrição de cada tipo de torre (ASHRAE, 2008; SUZUKI, 1999).

3.5.4.1 *Torres de tiragem natural*

O ar se move por convecção promovida pela diferença de massa específica do ar, à medida que percorre a chaminé. O ar quente tem a massa específica diminuída e tende a subir, criando uma zona de baixa pressão na parte inferior da torre que induz a entrada de uma nova massa de ar frio.

Estas torres possuem uma estrutura hiperbólica que facilita a saída do ar, estabelecendo-se uma corrente de ar ascendente de grande intensidade.

São mais aplicadas em países onde a temperatura de bulbo úmido é baixa, caso do Canadá, EUA e Norte da Europa.

3.5.4.2 *Torres de corrente cruzada com tiragem induzida*

Neste tipo de torre, a tiragem do ar quente (calor) é mecânica, com os ventiladores situados no topo da torre, succionando o ar da mistura através de um fluxo horizontal, enquanto a água cai através da corrente de ar. Um sistema de venezianas é disposto ao lado do enchimento em toda altura da torre.

Vantagens:

- baixa perda de carga do ar, portanto menos potência dos ventiladores;
- a altura do enchimento de contato é praticamente a altura da torre, portanto maior eficiência no resfriamento da água.

Desvantagens:

- maior tendência a formação de algas no sistema de distribuição; devido exposição na atmosfera.

3.5.4.3 *Torres de contra-corrente com tiragem induzida*

Neste tipo de torre, os ventiladores criam um movimento de vertical para cima através do enchimento, em oposição ao fluxo de água. As venezianas são colocadas

em torno da caixa e na parte inferior. Os tubos de distribuição de água na torre são colocados entre o enchimento e o sistema eliminador de respingo.

Vantagens:

- a água mais fria entra em contato com o ar mais seco;
- a água mais quente entra em contato com o ar úmido;
- devido aos dois fatores citados acima, a eficiência é máxima com relação ao resfriamento da água.

Desvantagens:

- maior perda de carga devido à resistência do fluxo de ar contra o fluxo de água, exigindo uma maior potência dos ventiladores;
- o sistema de distribuição de água não é acessível para manutenção durante a operação.

3.5.4.4 Torres úmidas com tiragem forçada

Os ventiladores são instalados na parte inferior da torre, impulsionando o ar para dentro da mesma.

Vantagens:

- oferece maior proteção aos equipamentos mecânicos (ventiladores) que estão situados na corrente de ar seco, diminuindo problemas de corrosão;
- menor vibração da estrutura.

Desvantagens:

- maior probabilidade de recirculação do ar saturado devido zona de baixa pressão na entrada do ar;
- maior número de ventiladores (células), pois existe limitação no tamanho destes.

3.5.5 Oportunidades para economia de água

As áreas-chave para obter maiores oportunidades de economia de água em sistema de resfriamento são (SENEVIRATNE, 2007):

- reduzir a perda de água por vazamentos e arrastes;
- reduzir a perda de água através da purga na válvula;
- melhorar as práticas operacionais;

Estes métodos são descritos a seguir.

3.5.5.1 *Redução de perdas por vazamentos e arraste*

As perdas por vazamentos e arraste (perda involuntárias) podem ser minimizadas através dos seguintes pontos:

- minimizar o excesso de água de resfriamento na bacia de água fria;
- deter vazamentos nas articulações da bacia da torre, vedação de bomba;
- redução das taxas de fluxo de água de lavagem de filtros laterais;
- redução de arraste excessivo;
- redução de respingos de água.

Cada oportunidade de redução de perdas acima mencionadas serão melhor detalhadas nos itens que se seguem.

3.5.5.1.1 *Minimização do transbordamento de água na bacia*

O conjunto de válvulas esferas flutuantes (boias) defeituosas normalmente são as causas de transbordamento de água de resfriamento na bacia das torres. Entretanto, o desnível hidráulico provocado por erros de construção/instalação estrutural entre torres que trabalham interligadas, também é apontado como uma das causas destes transbordamentos.

3.5.5.1.2 *Vazamentos em tubulações, juntas e bombas*

Devido ao desgaste natural ao longo do tempo das juntas de vedações em selos de bombas, frequentemente fazem com que ocorram vazamentos. Os

vazamentos podem ser minimizados através de um programa de manutenção bem administrado/realizado.

3.5.5.1.3 *Perdas por arraste*

Todas as torres de resfriamento perdem água devido ao arraste. As consequências de arrastes excessivas são as perdas indesejáveis de água e perdas químicas, tornando-se mais difícil o controle da purga na válvula. Para a redução de arrastes, os eliminadores de gotas da torre de resfriamento devem ser inspecionados frequentemente e avaliado o desempenho destes.

3.5.5.1.4 *Respingo*

Umidade constante em torno da torre de resfriamento é uma indicação de presença de respingos excessivos. Estes podem ter como causa a presença de ventos fortes ou uma falha de projeto. Para sua minimização recomenda-se instalar venezianas.

3.5.5.2 *Redução de perdas através de purga na válvula*

Como mencionado anteriormente, uma porção da água é requerida para ser retirada do sistema, minimizando as concentrações excessivas de impurezas na água de resfriamento e evitando depósitos/incrustações em superfícies de transferência de calor nos trocadores de calor, que causam corrosão ou promovem o entupimento dos internos da torre e/ou dos equipamentos de troca térmica envolvidos no sistema.

A quantidade a ser purgada é ditada pela qualidade da água de reposição (SENEVIRATNE, 2007).

Algumas das razões para as purgas excessivas são:

- configuração incorreta dos analisadores de condutividade (quando os mesmos são utilizados para o controle de purgas);
- o tratamento de água da estação de tratamento estar desassociado do programa de tratamento de água de resfriamento (p.e., permitir escape excessivo de alumínio utilizado do processo de coagulação na ETA).

• má operação e deficiência de práticas de manutenção (descontrole do nível de água na bacia ocasionando transbordamento, problema no controle da abertura da válvula da purga)..

Existem algumas maneiras de se reduzir a perda de água através da purga na válvula, as quais são descritas abaixo:

3.5.5.2.1 O aumento do ciclo de concentração

Uma economia significativa de água pode ser alcançada se os ciclos praticados na torre são menores do que 5. O percentual da água de reposição que pode ser economizado através do aumento do ciclo de concentração é determinado pela Equação (31). A **Tabela 3.6** apresenta a percentagem da redução de água de reposição (*makeup*) ao aumentar o ciclo de concentração.

$$\% \text{ de economia de água} = \frac{(CR_n - CR_i)}{CR_i (CR_n - 1)} \times 100 \quad (31)$$

Onde:

CR_i – ciclo de concentração antes do aumento do ciclo;

CR_n – ciclo de concentração após o aumento do ciclo;

Tabela 3.6 – Percentagem da redução de água de reposição

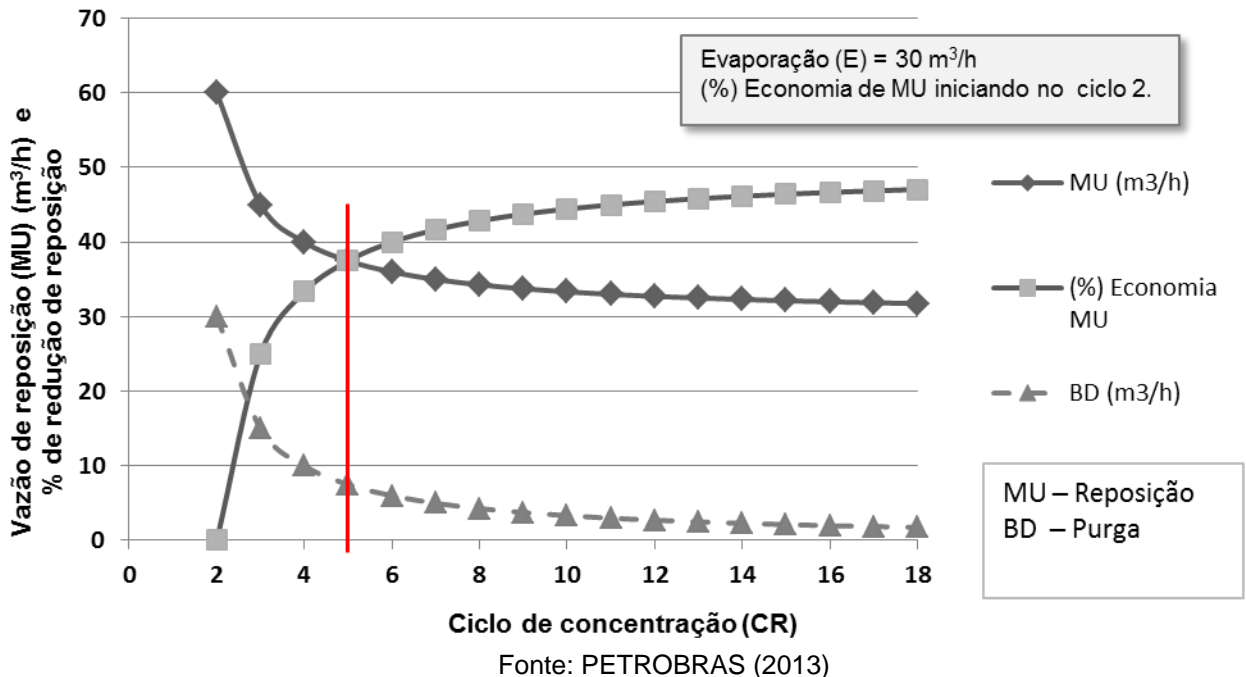
Ciclo de Concentração inicial (CR_i)	Novo ciclo de concentração (CR_n)										
	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7	8	9	10
1.5	33%	44%	50%	53%	56%	58%	60%	61%	62%	62.5%	63%
2	–	17%	25%	30%	33%	38%	40%	42%	43%	43.8%	44%
2.5	–	–	10%	16%	20%	25%	28%	30%	31%	32.5%	33%
3	–	–	–	7%	11%	17%	20%	22%	24%	25%	26%
3.5	–	–	–	–	5%	11%	14%	17%	18%	20%	21%
4	–	–	–	–	–	6%	10%	13%	14%	16%	17%
5	–	–	–	–	–	–	4%	7%	9%	10%	11%
6	–	–	–	–	–	–	–	3%	5%	6%	7%
7	–	–	–	–	–	–	–	–	2%	4%	5%

Fonte: SENEVIRATNE (2007).

A **Figura 3.19** mostra o comportamento das vazões de reposição (MU), purga (BD) e o percentual de economia de água de reposição para a condição em que a

evaporação é $30 \text{ m}^3/\text{h}$ em função do ciclo de concentração. Observa-se que a economia da água de reposição (MU) é bastante reduzida quando o ciclo de concentração ultrapassa o valor de 5.

Figura 3.19 – Variação da água de reposição, purga e economia de água de reposição em função do ciclo de concentração



3.5.5.2.2 Instalar medidores de vazões e analisadores online

A instalação de medidores de vazão da água de reposição e purga, como também analisadores online de condutividade na purga, permitirá que o operador acompanhe o volume de água que está sendo consumido pelo sistema de resfriamento, permitindo verificar se o ciclo de concentração está adequado ao ponto ótimo pré-determinado.

Todos os três sinais (vazão de reposição, vazão da purga e condutividade da purga) precisam ser alimentados para um ponto de dados central, de modo que os operadores possam verificar remotamente o desempenho do sistema (SENEVIRATNE, 2007).

3.5.5.2.3 Operar a purga (*blowdown*) em modo contínuo

Torres de resfriamento que possuem controles automáticos de condutividade na água de resfriamento, tipicamente descartam a água (purga) sempre que a condutividade atinge um valor especificado, descartando uma grande quantidade de água. O controle da purga por este método conduz a grandes flutuações na condutividade, resultando um desperdício de água. O melhor método para operar em modo de purga contínua é manter a condutividade até um limite de controle superior. Para isto, utiliza-se um *software* estatístico de controle de processo (fornecido pelas empresas tratadoras de água de resfriamento), permitindo alcançar maior precisão. Os limites de controle superior e inferior são divididos em um, dois e três desvios padrão. O objetivo é controlar o processo com um desvio padrão, ou seja com menor oscilação (SENEVIRATNE, 2007).

3.5.5.2.4 Instalar filtros laterais (*sidestream*)

Torres de resfriamento promovem a lavagem de partículas oriundas do ar atmosférico, especialmente em ambientes empoeirados, como nas siderúrgicas. Os sólidos suspensos contribuem à incrustação do sistema de água de resfriamento, obstruindo os bicos de distribuição de água quente no topo da torre, ocasionando uma irregular distribuição da água na torre. Além do mais, causam erosão nas tubulações, bombas e trocadores de calor. Os sólidos em suspensão se acumulam nos bicos de distribuição da água na torre e na bacia e, se não for limpo regularmente criam um ambiente corrosivo favorável ao desenvolvimento de bactérias anaeróbicas (SENEVIRATNE, 2007).

Para o controle de tais inconvenientes, os operadores na indústria têm como prática usual, aumentar as taxas de purga e/ou adicionar dispersantes químicos na água recirculante dos sistemas de resfriamento. Entretanto, ambos os métodos não abordam a causa raiz dos problemas em questão, e ainda promovem a elevação do consumo de água e dos custos do tratamento químico.

Uma das operações unitárias sugeridas para a remoção de sólidos suspensos nestes sistemas, baseia-se na remoção contínua de uma percentagem dos sólidos suspensos através da utilização de um filtro lateral (*sidestream*).

Sólidos suspensos (SS) minerais ou orgânicos são geralmente removidos por filtração através de areia, por processos que utilizam membranas, ou através de algum sistema equivalente. Desta forma, a concentração de SS pode ser mantida inferior a 10 mg/ L, por vezes, permitindo um ciclo de concentração mais elevado (HARSTON, 2004).

Segundo Seneviratne (2007) os filtros laterais apresentam os seguintes tipos: filtros media granular, *bag*, cartucho, hidrociclones e de telas autolimpante. Tipicamente, destina-se para o filtro lateral 1 a 20% da vazão de recirculação. (SENEVIRATNE, 2007). Filtros laterais são instalados de forma a se promover a melhoria da qualidade da água de recirculação através da captação de parte da água fria, que é bombeada da bacia da torre para o sistema de resfriamento, retornando-a filtrada novamente para a bacia. Segundo a NACE & EFC (2006) é usual utilizar 3 a 5% da vazão de recirculação para o filtro lateral. Segundo Harston (2004) é usual utilizar a vazão do filtro lateral em 5% da vazão de recirculação.

A tecnologia dos filtros automáticos autolimpantes para remoção de sólidos suspensos (tipo tela e com *scanner* de sucção) promove a purga periódica da água da torre, obtendo as seguintes vantagens:

- desconcentra o sistema de água de resfriamento e otimiza o tratamento químico;
- protege os equipamentos de troca térmica e bicos spray, reduzindo a abrasão e corrosão;
- elimina o *fouling*, protegendo a própria torre (enchimentos) (MEIO FILTRANTE, 2005).

Existem também alternativas de melhoria da qualidade da água de recirculação através do tratamento de corrente lateral utilizando membranas. Segundo Altman (2012) consegue-se reduzir a água de reposição e descarte em 16% e 49%, respectivamente.

3.5.6 Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga

Estudos no sentido de redução e otimização do consumo de água nas refinarias têm sido realizados nestas três últimas décadas, tais como em sistema de águas de resfriamento, sistemas de tratamento e sistema de dessalinização.

Normalmente, duas estratégias para otimizar a distribuição de água têm sido adotadas para minimizar a captação de água e maximizar o reúso, tais como: *water pinch*, que utiliza ilustração gráfica e programação matemática baseado em estruturas de distribuição de água (HWANG, 2011; MIRRE, 2012).

Sob o ponto de vista do sistema de resfriamento, o tratamento da água de resfriamento, pode reduzir a vazão de água de reposição, reduzir problemas operacionais e custos, e manter o sistema com melhor eficiência de troca térmica. Quando a concentração de CaCO_3 na água é menor do que 1000 mg/L ou a condutividade é menor do que 6000 $\mu\text{S}/\text{cm}$, o tratamento convencional é o mais adequado. Este tratamento não permite obter elevado ciclo de concentração, a menos que esteja acompanhado de filtros laterais. Em adição, a ozonização poderá ser utilizada para aumentar o ciclo de concentração, embora alguns especialistas indiquem que somente seja favorável para a desinfecção de micro-organismos e não contribui na inibição da corrosão e da deposição (STRITTMATTER, 1993 apud YOU, 1999).

3.5.6.1 Estudo de caso - Teste piloto em purga de torre de resfriamento

Foi feito um teste em escala piloto tratando a purga de torre de resfriamento em uma termoelétrica no norte da China (ZHANG, 2008).

Neste teste, membranas de ultrafiltração (UF *ultrafiltration*) foram escolhidas como o pré-tratamento de osmose inversa (RO *reverse osmose*) com a finalidade de realizar o tratamento de purga de torre para reúso.

- **Materiais e métodos**

O teste piloto foi conduzido na termoelétrica *Datang Zhangjiakou Coal-fueled Power Plant* situada em *Zhangjiakou, Heibei, China*.

A qualidade do permeado (filtrado), permeabilidade e o *fouling* em dois tipos de membranas de UF do tipo fibra oca (fluxo de fora para dentro e inverso) foi observada. Sendo que, em ambos os casos, as membranas de UF (módulos A e B) eram alimentadas pela purga da torre de resfriamento, variando paulatinamente a vazão entre 60 a 110 Lmh/m^2 durante um período de 90 dias (01/03 a 30/05/2005).

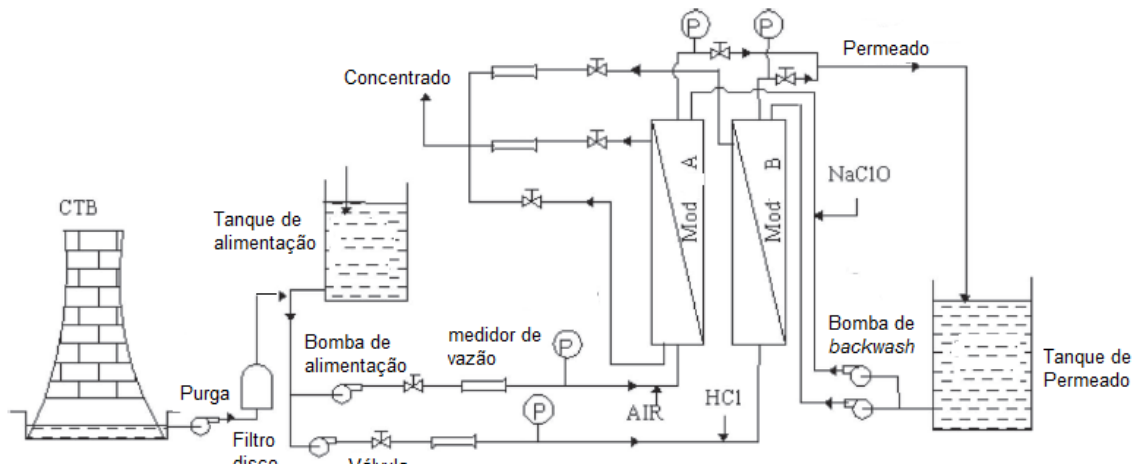
Módulo A: fluxo de fora para dentro;

Módulo B: fluxo de dentro para fora.

Um controle automático de variáveis e análises foram monitoradas e armazenadas banco de dados em integração com um equipamento (SCM *single chip machine*) e computador, obtendo dados de pH, velocidade do fluxo e pressão.

O esquema do fluxo do sistema do teste piloto é apresentado na **Figura 3.20**.

Figura 3.20 – Esquema do fluxo do teste piloto



Fonte: ZHANG *et al.* (2008).

Com relação às membranas de UF, as **Tabelas 3.7, 3.8** mostram as características e os parâmetros operacionais, respectivamente. A Tabela 3.8 apresenta da purga (alimentação das membranas).

Tabela 3.7 – Características das membranas de UF

Item	Módulo A	Módulo B
Material da membrana	PVDF ^a	PES ^b
Tipo	Fibra oca - Fora para dentro	Fibra oca – dentro para fora
Área da membrana, m ²	33	40
Diâmetro nominal do poro, µm	0,03	0,03
Número de fibras ocas por módulo	6000	10 992
Diâmetros interno e externo, mm	0,7/1,25	0,8/1,5
Permeabilidade na água pura, Lmh/bar	> 100	500

^aPolyvinylidene fluoride, ^bPolyethersulfone

Fonte: ZHANG *et al.*(2008).

Tabela 3.8 – Características da água da purga

Parâmetro	Valor médio	Faixa
pH	8,55	8,2-8,75
Temperatura	18	5,0-21,0
Turbidez, NTU	7	5,0-23
TDS (<i>total dissolved solids</i>), mg/L	1342	1200-1400
SS (<i>suspended solids</i>), mg/L	10	7,0-22
Condutividade, $\mu\text{S}/\text{cm}$	1500	1300-200
Oxigênio dissolvido, mg/L	9,4	8-10
Ferro total, mg/L	150	50-280
Sílica, mgSiO ₂ coloidal/L	140	50-200
Cloro residual, mg/L	0,03	0,02-0,05
Alcalinidade, mg CaCO ₃ /L	356	350-370
Nitrogênio inorgânico, mg/L	0,424	0,3-0,5

Fonte: ZHANG *et al.* (2008).

O módulo A operou com recuperação na faixa de 86,4 a 94,8% enquanto o módulo B operou na faixa de 66,5 a 81,8%. A pressão de alimentação foi menor do que 2 bar e a temperatura variou na faixa de 5 a 30°C.

• Resultados

A **Tabela 3.9** mostra os resultados do filtrado das membranas de UF

Tabela 3.9 – Resultados das análises do filtrado das membranas de UF

Descrição	Valor (médio ou faixa)		
	Filtro disco	Módulo A	Módulo B
pH	8,2-8,75	8,2-8,75	8,2-8,75
OD _{Mn} , mg/L	3-4,8	1,5-3,0	1,7-2,9
Ferro total, mg/L	50-280	3,1-70,7	9,6-89,2
Sílica, mgSiO ₂ coloidal/L	50-200	1-1,5	0,8-1,2
Cu, mg/L	35,5-98,5	20,6-83,2	24-85,7
Dureza, mg/L	8-20	8,8-19,7	8,5-19,4
Ortofosfato, mg/L	0,5-2,0	0,2-0,72	0,17-0,71
Fosfato orgânico total, mg/L	1,2-2,9	1,8-2,2	1,2-1,9

Fonte: ZHANG *et al.* (2008).

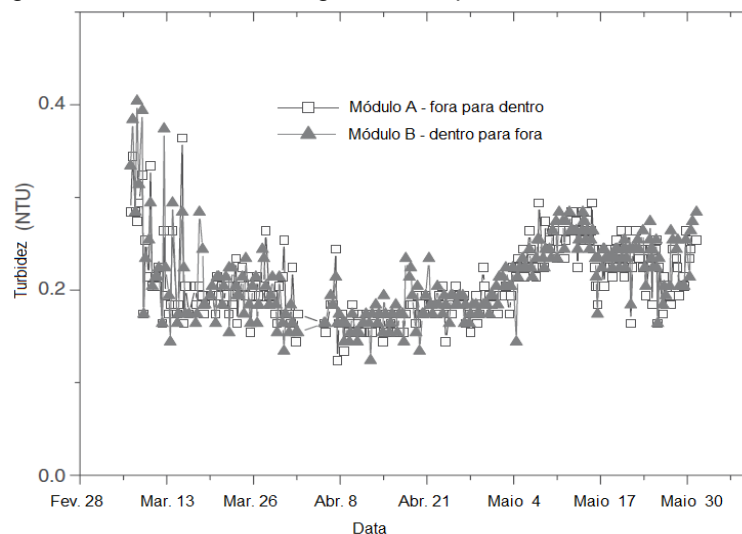
A remoção de Fe e Cu foi bem maior do que a remoção de sólidos dissolvidos em ambos os módulos de membranas. Sendo que, a eficiência de remoção de Fe e Cu no módulo A foi um pouco maior do que no módulo B. Por outro lado, o módulo B conseguiu um pouco mais de remoção de sílica coloidal e fosfato do que o módulo A. Observou-se uma remoção elevada de materiais sólidos e coloidais e pouca remoção de íons como é de se esperar em membranas de UF.

Na condição da alcalinidade da purga (faixa de 350-370 mgCaCO₃/L), coloides tendem a crescer facilmente e a eficiência de remoção é aumentada.

Com relação a turbidez a diferença no filtrado de ambos os módulos foi pouca. A **Figura 3.21** mostra os resultados da turbidez nos filtrados dos dois módulos das membranas de UF. A variabilidade da turbidez ao longo do tempo (90 dias) está associada a temperatura da água de alimentação e problemas de *fouling* nas membranas. No início do teste os poros das membranas estavam limpos e apresentando pouca resistência à passagem de pequenas partículas sólidas, justificando desta maneira, a elevação da turbidez. Quando a temperatura aumentou houve a dilatação dos poros das membranas (elevando o diâmetro dos poros) permitido desta maneira maior passagem de sólidos, elevando a turbidez.

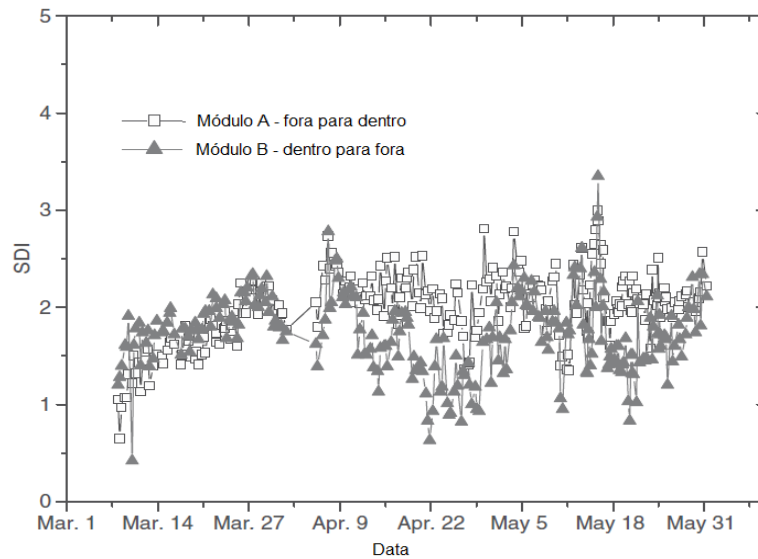
Em ambos os módulos o SDI (*silt density index*) variou em torno de 2,5, sendo que o filtrado do módulo A foi mais estável conforme observado na Figura 3.22. Isto indica que as membranas com fluxo de dentro para fora são mais susceptíveis as variações de fluxo e *fouling*.

Figura 3.21 – Turbidez da água filtrada pelas membranas de UF



Fonte: ZHANG *et al.* (2008).

Figura 3.22 – SDI do filtrado das membranas de UF



Fonte: ZHANG *et al.* (2008).

- **Conclusão**

Os resultados sugeriram que a qualidade dos permeados dos dois módulos de UF foram similares e que ambos puderam cumprir os requerimentos de carga à osmose inversa por um longo período.

O SDI (*silt density index*) do permeado do módulo A foi maior do que B, porém o módulo A foi mais estável e apresentou maior recuperação.

O módulo A apresentou maior resistência ao *fouling* do que B e foi estável no fluxo de até 90 Lmh/m², e o módulo B somente apresentou comportamento estável em fluxos inferiores a 80 Lmh/m².

3.5.7 Tratamento de água de resfriamento em sistemas de recirculação

Os objetivos do tratamento da água de resfriamento visam à manutenção do desempenho do sistema e minimização dos riscos à saúde e segurança no trabalho. As principais áreas de atenção são:

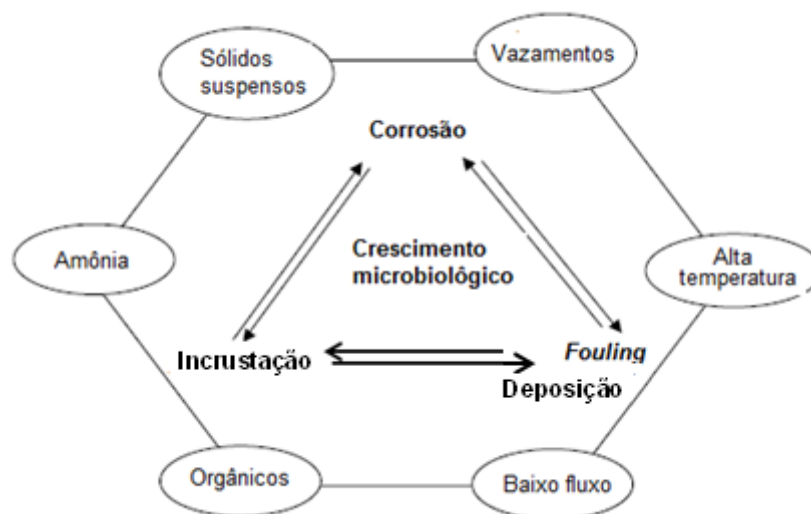
- incrustação;
- *fouling/deposição*;
- corrosão;
- crescimento microbiológico (SENEVIRATNE, 2007).

Todos esses fenômenos estão interligados e afetam o desempenho do sistema e devem ser controlados, para que se obtenham o máximo rendimento e vida útil dos equipamentos, com o menor custo.

Os fatores contribuintes, como contaminações por fluidos do processo, alta temperatura, sólidos suspensos, baixo fluxo, amônia e compostos orgânicos, como mostrado na **Figura 3.23** vão correlacionar um ou vários fenômenos. Estes quatro fenômenos/problemas citados não ocorrem de forma isolada e simultaneamente influenciam um ao outro (FLYNN, 2009).

Portanto, todos esses fatores precisam ser considerados de uma forma abrangente no programa de tratamento de água de resfriamento.

Figura 3.23 – Fatores críticos que afetam o desempenho do sistema



Fonte: SENEVIRATNE (2007); FLYNN (2009).

3.5.7.1 *Incrustação*

Os depósitos minerais são formados quando os minerais dissolvidos na água excedem sua solubilidade (NACE, 2007). Portanto, a primeira causa da formação de incrustações é a supersaturação. Os sais mais comuns que contribuem para formação dos depósitos são: carbonato de cálcio (calcita), fosfato de cálcio e zinco, sulfato de cálcio e silicatos. O carbonato de cálcio e fosfato de cálcio tem suas solubilidades reduzidas com o aumento da temperatura (NACE, 2007; FLYNN, 2009). Normalmente, as solubilidades destes compostos reduzem com a elevação do pH e temperatura (SUZUKI, 1999; FLYNN, 2009).

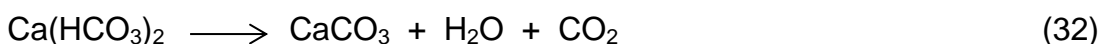
A condutividade térmica destes depósitos é extremamente baixa quando comparada com a do aço carbono, portanto as incrustações reduzem a performance dos trocadores de calor (SUZUKI, 1999). Seneviratne (2007) cita, como exemplo, a condutividade térmica do carbonato de cálcio como sendo 25 vezes menor do que a do aço carbono.

As causas secundárias da formação das incrustações/depósitos são (SENEVIRATNE, 2007):

- temperatura;
- alterações químicas (Alcalinidade, pH, concentração dos íons);
- alterações na pressão;
- mudanças na vazão;
- geometria da superfície.

Quando estas condições variam, a solubilidade dos sais pode ser excedida.

O carbonato de cálcio forma o mais comum depósito do sistema de água de resfriamento. A reação apresentada na Equação (32) mostra a dissociação do bicarbonato de cálcio. Portanto, o grau de incrustação depende da dureza cálcica e da alcalinidade bicarbonato na água de resfriamento (SENEVIRATNE, 2007; FRAYNE, 1999).



3.5.7.1.1 Índices de estabilidade da água

Existe inúmeros modelos, tais como os citados abaixo:

- índice de Langelier (LSI *Langelier Scaling Index*);
- índice de Ryznar (RSI *Ryznar Stability Index*);
- índice de Puckorius (PSI *Puckorius (Practical) Scaling Index*) e,

fazem a predição do potencial de incrustação do CaCO_3 na água. A seguir, estão apresentados detalhes do cálculo dos índices. A Equação (33) calcula o pH de saturação do carbonato de cálcio (pH_s) e as Equações (34), (35) e (36) apresentam os índices de Langelier, Ryznar e Puckorius, respectivamente.

$$\text{pH}_s = (9.3 + A + B) - (C + D) \quad (33)$$

Onde:

$$A = 0,1 \times [\log(\text{TDS}) - 1] \quad \text{TDS em mgL}^{-1}$$

$$B = [-13.12 \log(\text{T}^\circ\text{C} + 273)] + 34,55 \quad \text{T em } ^\circ\text{C}$$

$$C = [\log(\text{Dureza Cálcica})] - 0,4 \quad \text{Dureza Cálcica em mgL}^{-1} \text{ (como } \text{CaCO}_3\text{)}$$

$$D = \log(\text{Alcalinidade M}) \quad \text{Alcalinidade M mgL}^{-1} \text{ (como } \text{CaCO}_3\text{)}$$

$$\text{LSI} = \text{pH} - \text{pH}_s \quad (34)$$

$$\text{RSI} = 2 \text{ pH}_s - \text{pH} \quad (35)$$

$$\text{PSI} = 2 \text{ pH}_s - \text{pH}_{\text{eq}} \quad (36)$$

Onde:

$$\text{pH}_{\text{eq}} = 1,465 \log(\text{TA}) + 4,54$$

$$\text{TA} = \text{Alcalinidade Total em mgL}^{-1} \text{ (como } \text{CaCO}_3\text{)}$$

Na sequência é abordado cada índice citados anteriormente.

(a) Índice de estabilidade de Langelier (LSI): O LSI é um modelo que prediz o grau de saturação da água com relação ao CaCO_3 , prevendo as tendências à incrustação e corrosão em água de resfriamento. Determina-se os valores de pH de saturação em função da saturação do carbonato de cálcio, que é dependente da dureza cálcica, alcalinidade, temperatura e TDS da água de resfriamento. Os valores positivos indicam uma tendência à incrustação, devido à precipitação de CaCO_3 (ZAMMIT, 2003).

O LSI pode ser interpretado como a variação do pH requerido para trazer à água a condição de equilíbrio (LSI=0). As regras para a interpretação do LSI estão apresentadas na **Tabela 3.10**.

Tabela 3.10 – Regras para interpretação do LSI

LSI	pH de saturação	Comentários
LSI > 0	pH da água > pH _s do CaCO ₃	Provável precipitação do CaCO ₃ . Pode formar incrustação.
LSI < 0	pH da água < pH _s do CaCO ₃	Não tem potencial para incrustação. CaCO ₃ dissolverá.
LSI = 0	pH da água = pH _s do CaCO ₃	Água estável. Se a temperatura da água ou outro fator variar, poderá ocorrer incrustação.

Fonte: SENEVIRATNE (2007)

A corrosão pode ocorrer devido a presença de oxigênio dissolvido e sólidos dissolvidos, tais como cloretos. Portanto, O LSI não prediz a corrosividade da água e nem o potencial de incrustação de outros sais. O índice indica somente a força motriz termodinâmica à incrustação e não a quantidade de CaCO₃ que na realidade poderá precipitar. A presença de inibidores químicos que modificam a estrutura do cristal, não é percebida pelo o LSI, uma vez que este não leva em conta a influência destes inibidores.

(b) Índice de estabilidade de Ryznar (RSI): É definido em cálculos do LSI para oferecer uma melhor previsibilidade da incrustação e corrosão. O RSI (uma variação do cálculo LSI) foi desenvolvido para obter maior previsibilidade de tendências à incrustação e corrosão e também se baseia na solubilidade do carbonato de cálcio. Para tal, baseou-se em correlações de dados empíricos oriundos de sistemas de água municipais reais. A faixa ideal de RSI encontra-se entre 6 e 7. Valores superiores a 7 indicam uma tendência à corrosão e valores inferiores a 6 indicam uma tendência à incrustação (ZAMMIT, 2003).

(c) Índice de estabilidade de Puckorius (PSI): Semelhante ao método preditivo de RSI, se baseia no cálculo do pH do sistema, em vez de o pH real. Esse método modificado proporciona uma melhor capacidade de previsão das tendências à

incrustação e corrosão na água de resfriamento, refletindo a alcalinidade real da água (ZAMMIT, 2003; BUECKER, 2000).

A **Tabela 3.11** apresenta a interpretação dos valores do índice de estabilidade de Ryznar (RSI) e Puckorius (PSI) com relação à tendência de corrosão/incrustação.

Tabela 3.11 – Tendência da corrosão/incrustação em função do RSI

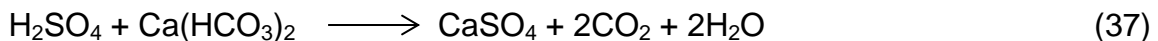
RSI ^a	Tendência da Água
RSI < 5,5	Intensa formação de incrustações
5,5 < RSI < 6,2	Formação de Incrustações
6,2 < RSI < 6,8	Neutra
6,8 < RSI < 8,5	Água corrosiva
RSI > 8,5	Água muito corrosiva

^aAs faixas apresentadas podem também ser aplicadas ao índice de estabilidade de Puckorius (PSI).
Fonte: METCALF & EDDY (2007).

Existem vários métodos para controlar as incrustações, os quais são citados a seguir:

- adição de ácido para reduzir o pH;
- aumento da solubilidade das substâncias formadoras de incrustações;
- remoção da dureza cálcica da água;
- precipitação das substâncias formadoras das incrustações.

(i) Adição de ácidos – A adição de ácido sulfúrico ou ácido clorídrico (de uma forma geral) foi um tradicional método para controlar a formação de incrustações/depósitos. O ácido sulfúrico reduz a alcalinidade bicarbonato conforme apresentado na Equação (37) (BUECKER, 2000).



Entretanto, o manuseio de ácidos introduz um potencial de risco à saúde humana, devendo, sempre que possível, ser evitado.

(ii) Inibidores químicos – No sistema de água de resfriamento, inibidores de incrustação tais como os modificadores de cristais e dispersantes são capazes de controlar a alta dureza da água sem associar riscos intrínsecos ao manuseio dos

ácidos. Estes compostos incluem fosfonatos e polímeros tais como: poliacrilato ou seus co-polímeros (SENEVIRATNE, 2007; BUECKER, 2000).

Outra forma de reduzir a participação do cálcio na formação de incrustações é removê-lo através de processos de abrandamento, troca iônica ou por membranas filtrantes, tais como: nanofiltração ou osmose inversa.

3.5.7.2 *Fouling*

O *fouling* refere-se a formação de depósitos nas superfícies de equipamentos e tubulações metálicas do sistema e ocorre devido a presença de sólidos suspensos na água de resfriamento.

Os sólidos suspensos podem advir de diferentes origens, tais como:

- areia;
- poeira carregada pelos ventos próximos à torre;
- biofilme;
- flocos de alumínio que oriundos da coagulação no tratamento de água;
- óxidos de ferro e outros produtos de corrosão;
- hidrocarbonetos oriundos dos vazamentos no processo.

Segundo Seneviratne (2007), inibidores de corrosão e biocidas previnem a ocorrência do *fouling* nas superfícies dos metais.

As estratégias para o controle do *fouling* são:

- filtração lateral na água de resfriamento;
- aumento da velocidade da água de resfriamento;
- adição de dispersantes químicos (1 – 10 mg/L como ingrediente ativo);
- injeção de bolas de borracha para manter os tubos do trocador de calor limpos;
- adequar a distribuição do fluxo de água para eliminar áreas de baixo fluxo.

3.5.7.3 *Corrosão*

A corrosão pode ser definida como reações químicas ou eletroquímicas em seu ambiente resultando em perdas de espessura e/ou alterações nas propriedades

de engenharia relacionadas ao metal, tais como: resistência a tração, dureza, tenacidade e resiliência. Portanto, a corrosão contribui para falhas em equipamentos, redução do tempo de campanha e decréscimo da transferência de calor devido ao acúmulo dos produtos de corrosão (JAMBO, 2008).

No caso da corrosão eletroquímica, à medida que os produtos sólidos da corrosão se precipitam no anodo, podem provocar a co-precipitação de outros íons da água. Conseqüentemente, uma película de depósito de produtos de corrosão pode apresentar traços de sais de dureza ou material em suspensão, como lama, areia, alumínio, argila ou limo microbiano (DREW, 1988).

A estrutura da película superficial total, abrangendo produtos de corrosão e outros, é um fator preponderante na determinação da extensão total de corrosão futura. Se uma película porosa sobre o metal for formada, a corrosão provavelmente prosseguirá, uma vez que os íons metálicos são capazes de atravessá-la, atingindo a interface da solução. Se, por outro lado, for formada uma película firme e aderente, a difusão iônica é evitada e o metal não mais sofrerá dissolução (DREW, 1988).

No caso do sistema ferro-água de resfriamento, quando o metal inicialmente tem contato com a água e, ainda não há uma película de produtos de corrosão formada, a dissolução do metal não é limitada. Com o tempo tal película poderá retardar o processo corrosivo. O grau que este processo sucederá é uma função complexa entre as reações de corrosão, a estrutura dos depósitos, a velocidade da água e o programa de tratamento utilizado (FLYNN, 2009).

3.6 SISTEMAS DE GERAÇÃO DE VAPOR

3.6.1 Introdução

Os sistemas de geração de vapor são vitais para o comércio, indústrias e termoelétricas. Somente nos EEUA, estima-se que existam mais de 163000 caldeiras distribuídas nos setores comerciais (hotéis, hospitais) e industriais (SENEVIRATNE, 2007). O vapor usado na indústria como fonte intensiva de energia é muito significativo. Segundo o US Department of energy (2012), em um levantamento realizado em 2006, a agroindústria utilizava aproximadamente 2117 trilhões de BTU (2230 GJ) de energia para a geração de vapor, o que representa 47% da energia total e as refinarias de petróleo usava cerca de 915 trilhões de BTU (965 GJ), significando 28% do total de energia consumida.

Os cinco maiores setores indústrias que fazem intensivo uso do vapor são (EINSTEIN *at al.*, 2001):

- alimentos;
- papel e celulose;
- químicas;
- refinarias de petróleo;
- metais primários.

Dada a grande dependência de vapor, em um ambiente de crescente custo de energia e grande foco sobre as mudanças climáticas, o aumento da eficiência do vapor permite que as empresas sejam competitivas e utilizem oportunidades para a economia de energia, água e redução das emissões de gases de efeito estufa.

A operação de refinarias e petroquímicas depende fundamentalmente de diferentes fontes de energia, tais como:

- energia térmica para realização de aquecimento e resfriamento de correntes intermediárias e finais, além de ajustes nos processos e controle da combustão e a
- energia mecânica para acionamento de compressores, bombas, agitadores e sopradores.

3.6.2 Princípios do Sistema de Vapor

Na indústria de processo, três formas de energia são utilizadas:

- eletricidade;
- calor direto da combustão;
- vapor

De acordo com US Department of Energy (2002, 2004), Seneviratne (2007) e Brasil *et al.* (2011), nas refinarias de petróleo o vapor é utilizado de várias formas, tais como:

- controle de pressão e temperatura nos processos;
- *stripping* (retificação);
- fracionamento (destilação-redução da pressão parcial);
- redução de formação de coque no interior de tubos de fornos (coqueamento retardado)
- fonte de hidrogénio no processo de reforma a vapor do gás (metano);
- fluidização do catalisador, dispersão da carga para facilitar vaporização e retificação do catalisador em FCC;
- força motriz para acionamento de equipamentos (bombas, compressores, sopradores de ar e turbinas);
- fonte de água e calor em reações químicas (*quenching*);
- produção de vácuo em ejetores e redução da pressão parcial na separação de componentes (destilação do petróleo);
- geração de eletricidade;
- Aquecimento de produtos em trocadores e linhas através de *steam tracer* (tubulações de vapor com pequenos diâmetros que em contato com tubos de maiores diâmetros promovem aquecimento destes);e
- operações de *steam-out*, limpeza de equipamentos.

A motivação do uso do vapor dá pelas seguintes vantagens:

- baixa toxicidade;
- facilidade de transporte;
- eficiência elevada;

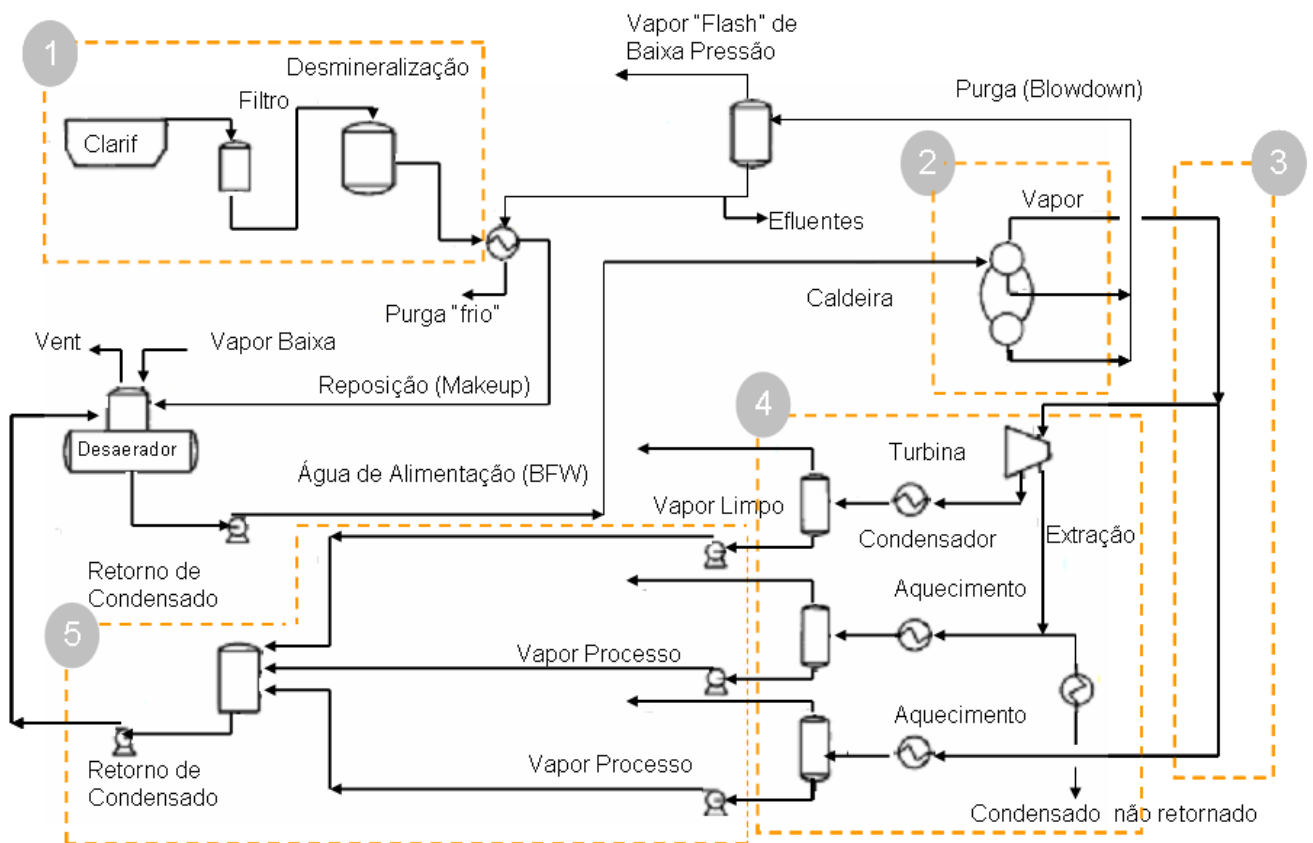
- alta capacidade térmica;
- custo relativo baixo.

O calor pode se apresentar como calor sensível e calor latente. A vantagem do uso do vapor em relação a outros fluidos é que a maioria do calor pode ser armazenada como calor latente. Portanto, pode ser transferida à temperatura constante.

Como mostra na **Figura 3.24** o sistema de vapor consiste de cinco seções:

- 1 - pré-tratamento;
- 2 - geração de vapor;
- 3 - distribuição do vapor;
- 4 - uso final e;
- 5 - recuperação do condensado.

Figura 3.24 – Sistema típico de geração de vapor



Fonte: Adaptado de Flynn (2009).

No Brasil, é usual as refinarias de petróleo realizar a aplicação do vapor em suas diversas finalidades com as seguintes pressões (PETROBRAS, 1989):

- retificação (2,5 a 5 kgf/cm²);

- em ejetores para produção de vácuo (12,0 a 17,0 kgf/cm²);
- injeção no forno de vácuo, objetivando a minimização do coqueamento nos tubos (12,0 a 17,0 kgf/cm²);
- atomização do óleo combustível (6,0 a 8,0 kgf/cm²);

As demandas de vapor utilizadas pelos processos podem ser resumidas em:

a) vapor consumido pelo processo, sendo utilizado para aquecimento, injeção ou como matéria prima e que não poderá retornar para o ciclo do retorno de condensado. Geralmente, o condensado deste vapor torna-se água ácida. O consumo deste vapor pode ser otimizado no processo, reduzindo a demanda de vapor.

b) vapor utilizado para aquecimento em trocadores de calor e que retorna para o sistema sob a forma de **condensado de processo**;

c) vapor utilizado como força motriz em acionamentos de compressores, bombas, agitadores, sopradores e que retornam como **condensado limpo** (PETROBRAS, 1989).

As etapas dos processos que consistem um sistema típico de geração de vapor (**Figura 3.24**) serão mais bem detalhadas nos itens que se seguem.

3.6.2.1 Pré-Tratamento

A água destinada aos sistemas de geração de vapor requer uma qualidade específica para cada classe de pressão e tipo de caldeiras. As seguintes organizações estabelecem padrões e destacam-se no meio técnico e científico:

- American Society of Mechanical Engineers (ASME, 1994);
- A Verband der Grobkraftwerks – Betreiber, VGB Power Tech (VGB, 2004);
- A Electric Power Research Institute (EPRI, 2004);
- A British Standard BS 2486 (BS, 1997);
- A Japanese Industrial Standard JIS B8223 -1989 (SUZUKI, 1999).

A obtenção da água adequada à geração de vapor foi discutida no item 3.4 e é basicamente realizada por abrandamento/desmineralização, que poderá seguir ou não para um processo de polimento (dependendo da classe de pressão da geração de vapor). O retorno do condensado tem que ser visto como também participando da água para geração de vapor e por isso deve ter seu monitoramento e tratamento

adequado para atender a qualidade da água de alimentação das caldeiras (*boiler feed water*).

3.6.2.2 Geração de vapor

Da saída dos desaeradores (eliminação mecânica dos gases não condensáveis) a água de alimentação (*feed water*) é bombeada para o economizador, seguindo para o tubulão superior da caldeira para compor a água da caldeira (*boiler water*). O economizador pré-aquece a entrada de água que seguirá para o tubulão através da troca térmica com os gases quentes, produtos da combustão, que estão sendo encaminhados para a chaminé da caldeira.

As caldeiras podem ser caracterizadas conforme apresentada na **Tabela 3.12** (Adaptado de Suzuki (1999); Seneviratne (2007)).

Tabela 3.12 – Características das caldeiras

✓ Aplicação	<ul style="list-style-type: none"> • Produção de água quente • Vapor para o processo (aquecimento, stripping) • Vapor para acionamento de máquinas
✓ Configuração	<ul style="list-style-type: none"> • Flamotubular • Aquotubular • Recuperadora de calor • Elétricas • Aquecedores • Único passo (<i>once-through boilers</i>)
✓ Capacidade	<ul style="list-style-type: none"> • Alta pressão • Média pressão • Baixa pressão
✓ Qualidade do vapor produzido	<ul style="list-style-type: none"> • Vapor saturado • Vapor superaquecido

Fonte: Adaptado de Suzuki (1999); Seneviratne (2007).

As caldeiras mais usuais encontradas nas indústrias são do tipo flamotubular, aquatubular e recuperadora de calor. A capacidade média destas caldeiras estão em torno de 10 MW. As caldeiras elétricas são encontradas em aplicações comerciais tais como; hotéis, escolas e hospitais e apresentam capacidade de até 300 kW. As caldeiras de aquecimentos são projetadas para dar condições de até 120°C na temperatura da água. As caldeiras de um único passo são encontradas principalmente em termoelétricas. O foco deste trabalho são as caldeiras aquatubulares, recuperadoras de calor e flamotubulares.

3.6.2.2.1 Caldeiras flamotubulares

Usadas principalmente como sistemas de aquecimento para o processo de vapor industrial ou em unidades compactas de geração de vapor. Nestas caldeiras, os gases quentes da combustão fluem através do interior dos tubos e a água, que está contida em um tambor, banha estes tubos. Os tubos são instalados à maneira dos feixes de trocadores de calor, com ou mais passes dos gases quentes através dos mesmos. Normalmente produz na faixa de 230 a 68 000 kg/h. Usualmente, operam com pressão abaixo de 10,1 barg (bar *gauge*) e são aplicadas em sistema de baixa demanda de vapor ou quando requerem somente vapor saturado. Estas caldeiras são facilmente operadas e de baixo custo. Como o volume de água no cilindro é grande, elas respondem bem os aumentos súbitos das demandas de vapor. As flamotubulares operam com queima de óleo ou gás nos queimadores.

3.6.2.2.2 Caldeiras aquatubulares

As caldeiras aquatubulares são apropriadas para produzirem vapor com alta pressão na ordem de 203 bar. Nas caldeiras aquatubulares, a água circula através dos tubos enquanto que os gases exaustos da combustão passam pelas superfícies externas dos tubos. A transferência de calor ocorre devido à radiação além da condução e conversão oriundas dos gases quentes de combustão.

A circulação na água dos tubos pode ser natural ou forçada. A circulação natural acontece pelo princípio das diferenças de massa específicas entre a água fria (alta massa específica) e o vapor/mistura água e vapor (baixa massa específica).

Suas cargas térmicas podem variar de 3 MW a 10000 MW. Usualmente, estas caldeiras são encontradas em indústrias químicas, refinarias de petróleo e metalúrgicas.

O custo inicial da caldeira aquatubular é maior do que o equivalente a uma caldeira flamotubular, no entanto, as aquatubulares apresentam maiores eficiências e podem gerar vapor saturado ou superaquecido. O superaquecimento eleva a temperatura do vapor deixando-o seco, condição esta, desejável para sistemas que operam em altas pressões, tais como em turbinas a vapor para geração de energia elétrica.

As caldeiras aquatubulares típicas consistem:

- um tubulão superior (vapor);
- tubos de água (economizadores, parede de água e superaquecedores);
- um tubulão inferior (lama).

As **Figuras 3.25** e **3.26** mostram esquemas típicos das caldeiras aquatubulares: convencional e com circulação forçada, respectivamente. O tubulão superior é o receptor da mistura água-vapor e promove a separação do vapor oriundo da água. A água de alimentação da caldeira (*BFW boiler feedwater*) e a injeção dos produtos químicos são conduzidos pelas linhas que entram neste tubulão.

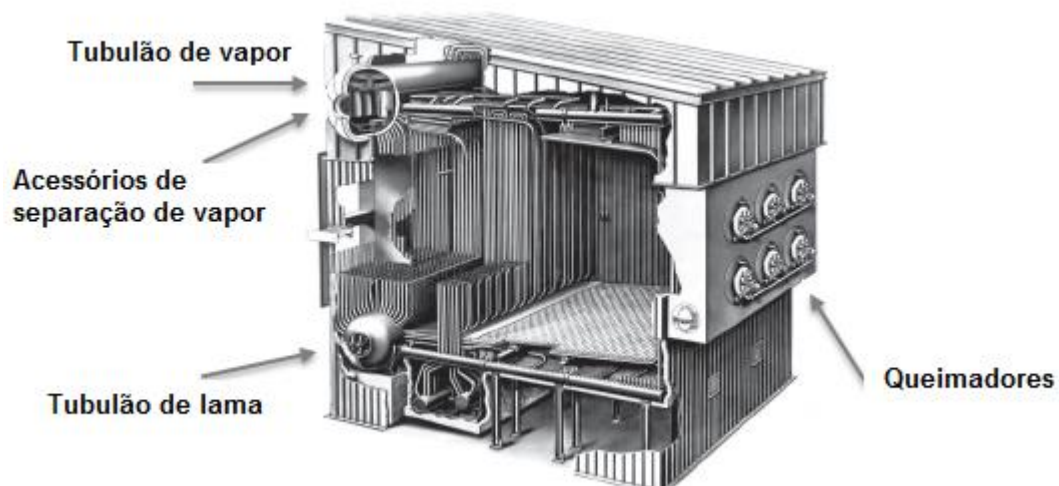
No tubulão inferior, o qual é menor do que o superior, acumula sólidos suspensos que poderão ser desconcentrados através de uma extração de fundo realizada intermitentemente em períodos e frequências pré-determinadas. Recomenda-se realizar a extração de fundo com a caldeira em baixa carga ou fora de operação, a fim de se evitarem problemas no sistema de circulação (PETROBRAS, 1989).

A purga contínua no tubulão superior para o controle dos parâmetros químicos é conduzida de acordo com as recomendações das normas internacionais, tais como as citadas no item 3.6.2.1.

A purga contínua (líquido saturado) possui elevado calor e portanto, uma boa fonte de energia, podendo ser expandida em um tanque (*flash*) para aproveitamento do vapor de baixa pressão e podendo o líquido saturado realizar o pré-aquecimento da água de alimentação das caldeiras, conforme apresentado na **Figura 3.24**.

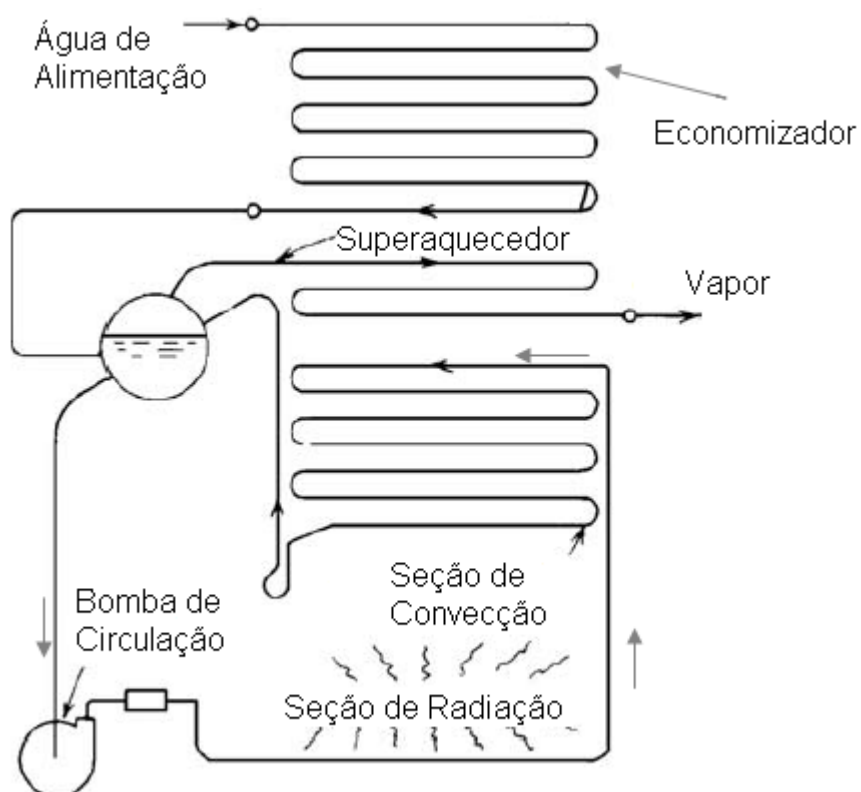
A **Tabela 3.13** mostra diretrizes típicas de parâmetros em caldeiras aquatubulares (ASME, 1994).

Figura 3.25 – Caldeira aquatubular típica (convencional)



Fonte: Adaptado de Babcock and Wilcox Co (2005).

Figura 3.26 – Caldeira aquatubular de alta pressão com circulação forçada



Fonte: Adaptado de Flynn (2009).

Tabela 3.13 – Parâmetros de Controle Recomendados

Pressão de operação do tubulão									
MPa gauge (MPag)	0-2,07	2,08-3,10	3,11-4,14	4,15-5,17	5,18-6,21	6,22-6,89	6,90-10,34	10,35-13,79	
bar gauge (barg)	0-20,7	20,8-31,0	31,1-41,4	41,5-51,7	51,8-62,1	62,2-68,9	69-103,4	103,5-137,9	
psig	0-300	301-450	451-600	601-750	751-900	901-1000	1001-1500	1501-2000	
Água de alimentação (Feedwater)									
pH a 25°C	8,3-10,0	8,3-10,0	8,3-10,0	8,3-10,0	8,3-10,0	8,8-9,6	8,8-9,6	8,8-9,6	
Dureza total	≤0,3	≤0,3	≤0,2	≤0,2	≤0,1	≤0,05	ND	ND	
Oxigênio dissolvido	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	
TOC ^a	<1	<1	<0,5	<0,5	<0,5	<0,2	<0,2	<0,2	
Ferro total	≤0,1	≤0,05	≤0,03	≤0,025	≤0,02	≤0,02	≤0,01	≤0,01	
Cobre total	≤0,05	≤0,025	≤0,02	≤0,02	≤0,015	≤0,01	≤0,01	≤0,01	
Água de caldeira (Boiler water)									
Condutividade ^b a 25°C	5400-1100	4600-900	3800-800	1500-300	1200-200	1000-200	≤150	≤80	
Alcalinidade total	<700	<600	<500	<200	<150	<100	NE	NE	
Silica	≤150	≤90	≤40	≤30	≤20	≤8	≤2	≤1	

^aCarbono orgânico total (TOC total organic carbon); ^bPara converter em TDS multiplicar por 0,65

ND – não disponível; NE – não especificado

Fonte: ASME (1994)

3.6.2.2.3 Caldeiras recuperadoras de calor

Quando as vazões dos gases quentes exauridos de um processo são elevadas, pode-se instalar uma caldeira que recupera o calor destes, podendo possuir uma queima complementar com combustível (óleo ou gás) para o controle da geração de vapor. Estas caldeiras podem ser flamotubulares ou aquatubulares e podem suprir até um terço da demanda de vapor. Tais caldeiras possuem requerimentos especiais, visto que, elas podem não possuir sistemas de separação adequados e apresentar problemas de formação de espumas, podendo assim diminuir a qualidade do vapor.

Geradores de vapor de recuperação de calor (HRSG *heat recovery steam generators*) são encontrados em sistema de cogeração de ciclo combinado. Estas caldeiras geram vapor através da recuperação dos gases exaustos das turbinas a gás. Os gases exaustos promovem temperaturas de 538°C ou mais e podem representar mais do que 75% do total da demanda de energia.

3.6.2.3 Sistema de distribuição de vapor

O sistema de distribuição transporta vapor da caldeira ou gerador para os pontos de consumo final. Muitos sistemas de distribuição têm vários coletores (*headers*) que operam em diferentes níveis de pressões. Estas linhas de distribuição são separadas por diversos tipos de válvulas de isolamento, válvulas de controle de pressão e turbinas de contrapressão. O projeto e operação correta do sistema de distribuição proporciona uma quantidade suficiente de vapor de alta qualidade a pressões e temperaturas adequadas para os consumidores. O desempenho eficaz do sistema de distribuição requer adequado equilíbrio de pressão de vapor, correta drenagem do condensado e isolamento ideal com regular monitoramento, reparos e manutenção (US DEPARTMENT OF ENERGY, 2012).

O sistema de distribuição de vapor disponibiliza o vapor das caldeiras para os usuários tais como: trocadores de calor, turbinas a vapor e vasos de pressão. O projeto da distribuição deve assegurar que o vapor alcance os consumidores finais com o mínimo de perdas de energia. O condensado do vapor com sua massa e entalpia intrínseca é ainda uma boa fonte de fornecimento de massa e energia, de

forma que, a coleta e retorno para o sistema de geração de vapor significa minimização de água, químicos e perdas de energia.

O bom desempenho do sistema de distribuição de vapor requer práticas adequadas de projeto e manutenção eficaz. A pressão do vapor precisa atender aos requisitos do processo para especificar os produtos e controlar a pressão e temperatura dos processos envolvidos. A tubulação deve ser bem dimensionada e com isolamento adequado para minimizar as perdas de calor. O balanço de vapor entre os diferentes coletores deverá ser bem equilibrado para otimizar as demandas de vapor com o mínimo de perdas de vapor através de alívios. A coleta do sistema de condensado deve ter uma drenagem adequada e apresentar boa gestão de purgadores para não ocorrer perdas de condensado e vapor.

Para atender as demandas de vapor as refinarias de petróleo usualmente geram vapor que distribuem em três níveis de pressão (PETROBRAS, 1989):

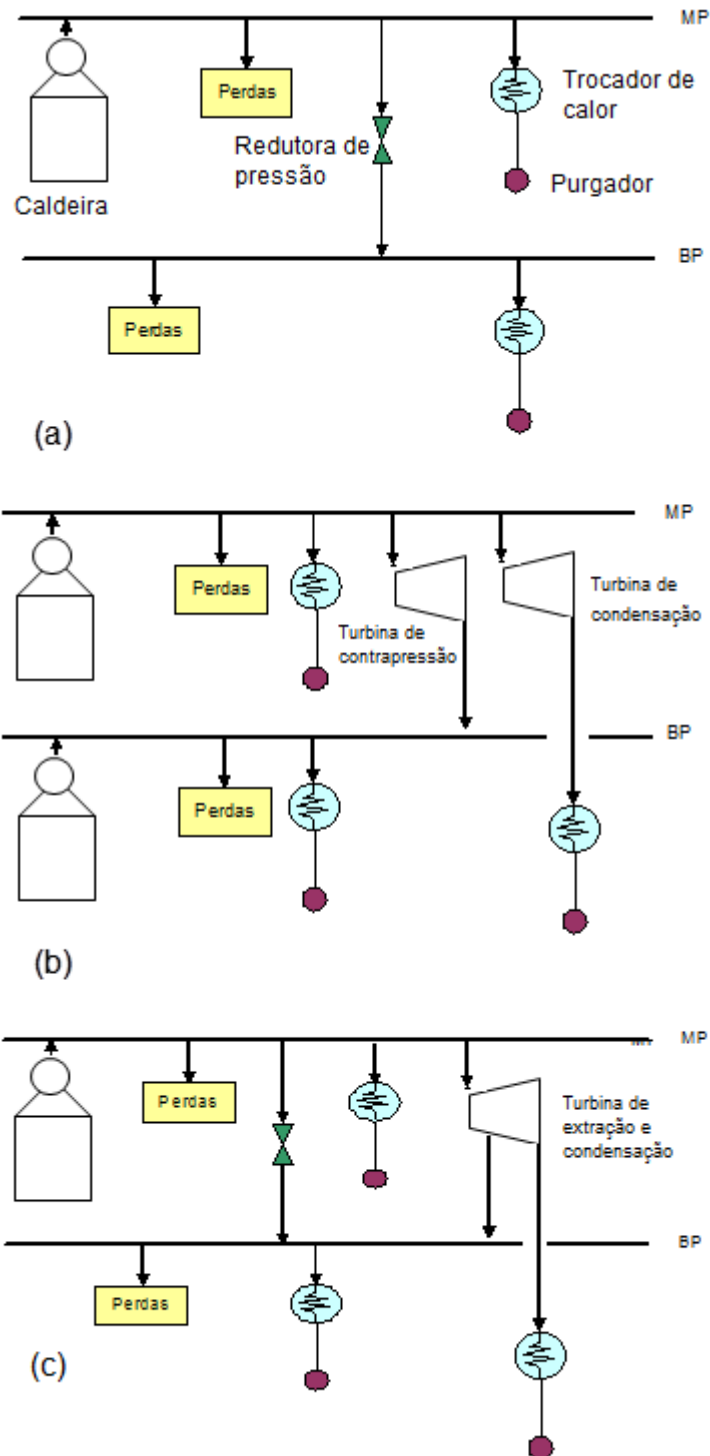
- a) vapor de alta (VA ou HP *high pressure*) – maiores do que 30 barg;
- b) vapor de média (VM ou MP *medium pressure*) – 10 a 17 barg;
- c) vapor de baixa (VB ou LP *low pressure*, LP) – 1,4 a 3,5 barg.

O atendimento aos processos (aquecimento, *stripping*, controles) normalmente utiliza VM e VB. O VA aplica-se para os acionamentos de grandes máquinas e para geração de energia elétrica em sistemas que possuem cogeração (PETROBRAS, 1989).

O atendimento aos diferentes níveis de média pressão (MP) e baixa pressão (BP) está representado na **Figura 3.27**, podendo ser obtido das seguintes maneiras:

- a) utilizando uma válvula redutora de pressão;
- b) com caldeiras individuais a cada nível de pressão;
- c) com válvula redutora e turbina.

Figura 3.27 – Formas de atendimento aos níveis de média e baixa pressão
 (a) válvula redutora de pressão; (b) caldeiras individuais, turbinas de contrapressão, turbinas de condensação; (c) válvula redutora e turbina de extração e condensação



Fonte: Adaptado de PETROBRAS (1989) *apud* PETROBRAS (2004).

Na passagem do vapor pela válvula redutora tem-se a degradação de energia, caracterizada pelo aumento da entropia. A **Figura 3.28** mostra a variação da entalpia e da entropia nas condições de utilização de válvula redutora e turbina

(real e ideal) conforme diagrama de *Mollier*. A disponibilidade de efetuar trabalho é maior quando se aplica a rota de utilização de turbina (maior realização de trabalho), conforme apresentado pela Equação (38) (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2005).

$$\text{Disponibilidade trabalho} = (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \quad (38)$$

Onde:

h_0 – entalpia entrada;

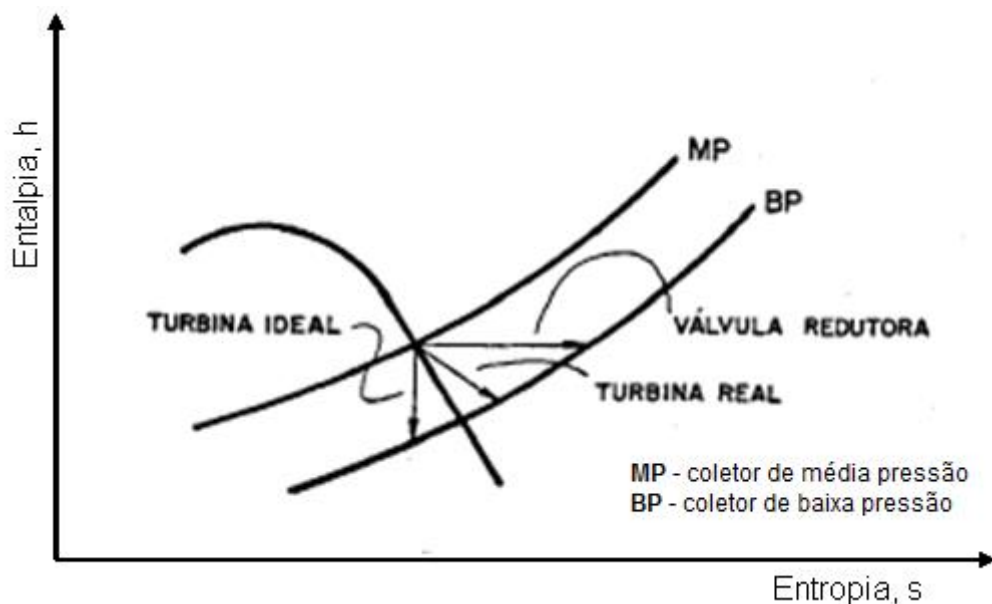
h – entalpia saída;

s_0 – entropia entrada

s – entropia saída;

T_0 – temperatura entrada

Figura 3.28 – Comparação entre o processo de expansão em válvula redutora e turbina



Fonte: PETROBRAS (1989)

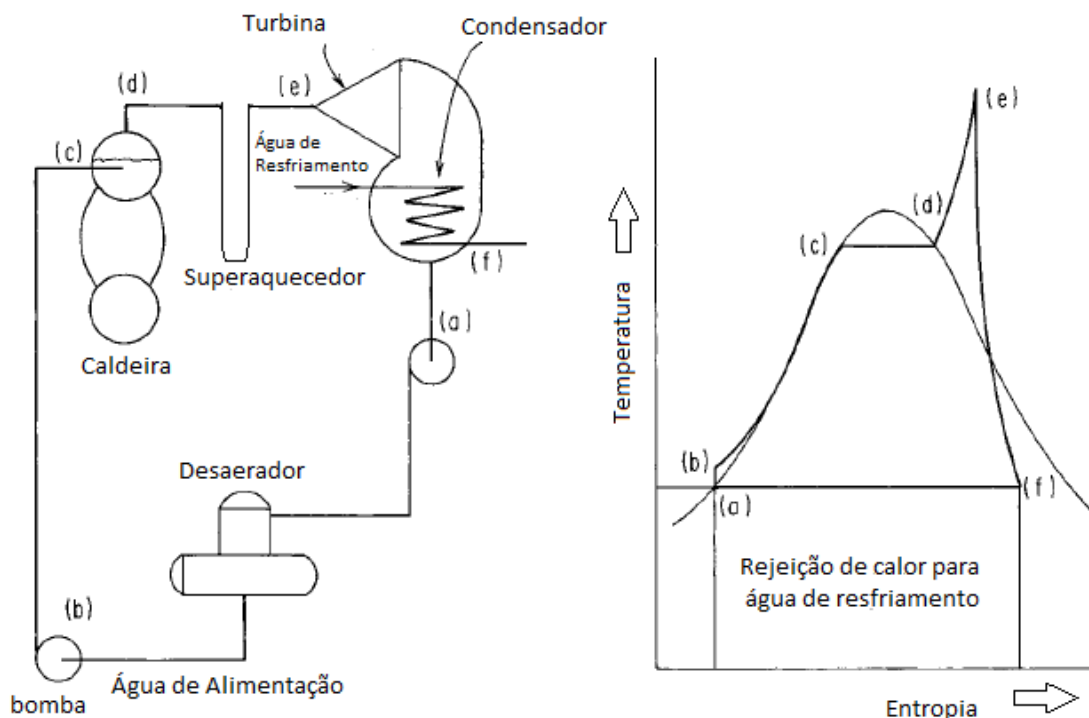
Nas refinarias o consumo de vapor nos níveis de baixa pressão varia bastante, portanto é uma boa opção utilizar turbinas de condensação (maior parte da carga de vapor é totalmente condensado) e extração (menor parte do vapor segue para um nível de pressão mais baixo, contrapressão). Na parte da turbina referente a condensação haverá um salto entálpico maior, suprindo a demanda de vapor ao acionamento de grandes máquinas (potências maiores). Portanto, é possível manter uma mesma carga de vapor no acionamento da turbina para diversas parcelas de

extração (contrapressão) e condensação de vapor (**Figura 3.27c**). Esta configuração de turbina fornece maior flexibilidade no equilíbrio do ciclo do vapor (PETROBRAS, 1989).

As refinarias de petróleo buscam maximizar o rendimento térmico em seu sistema termodinâmico, daí utilizam o ciclo *Rankine* com ou sem cogeração (PETROBRAS, 2004; PETROBRAS, 1989). A **Figura 3.29** mostra um esquema do ciclo *Rankine* sem cogeração. A seguir, são descritas as etapas do referido processo:

- **a para b**: compressão (bombeio) e aquecimento (desaerador);
- **b para e**: adição de calor reversível no aquecimento da água de alimentação (**b para c**), caldeiras (**c para d**) e superaquecedor (**d para e**);
- **e para f**: expansão do vapor e conversão de energia térmica em trabalho;
- **f para a**: transferência de calor para a água de resfriamento.

Figura 3.29 – Comparação entre o processo de expansão em válvula redutora e turbina



Fonte: FLYNN (2009)

Os purgadores de vapor (*steam traps*) são dispositivos automáticos que separam e eliminam o condensado formado nas tubulações de vapor e nos aparelhos de aquecimentos, não permitindo, entretanto, a perda de vapor (TELLES, 1994).

Segundo a ANSI ([2013], o purgador de vapor é definido como –

Válvula autônoma que drena o condensado automaticamente de um invólucro que contenha vapor e que ao mesmo tempo permaneça vedado para o vapor vivo, ou se necessário, que permita que o vapor flua à uma taxa controlada ou estabelecida. A maioria dos purgadores de vapor também passará gases não condensáveis enquanto permanecem vedadas ao vapor vivo (ANSI, [2013]).

Os purgadores de vapor são usados com duas finalidades:

- Eliminar o condensado formado nas tubulações de vapor (drenagem de tubulações de vapor);
- Reter o vapor nos equipamentos de aquecimentos a vapor (aquecedores a vapor, refervedores, serpentinas de aquecimentos e etc.).

É importante distinguir os dois casos citados acima, pois o sistema de instalação dos purgadores é específico para cada finalidade (TELLES, 1994).

Purgadores são essenciais para a eficiente coleta de condensado. O condensado do vapor é por natureza uma água de elevada pureza e alta temperatura. Se este não for rapidamente removido, haverá uma perda da capacidade de transferência de calor – no caso de trocadores de calor, se uma parte do trocador de calor estiver cheio de condensado, este atua como uma barreira isolante, reduzindo a área efetiva de troca térmica no permutador de calor.

O condensado do vapor também contribui para o **martelo hidráulico** (ou **golpe de aríete**), que pode ser causado pelos seguintes motivos (TLV, 2013):

- impactos de massa de condensado em alta velocidade nas tubulações ou equipamentos;
- condensação súbita de vapor, que produz barreiras de condensado que colidindo entre si, resultam em danos a tubulação, acessórios e perda de eficiência de transferência de calor;
- expansão do condensado.

Um purgador de condensado funciona como uma válvula auto-suficiente que drena automaticamente o condensado acumulado da tubulação, evitando, porém, a passagem de vapor vivo através do dreno. O purgador tem como finalidade a remoção do condensado, do ar e do CO₂ para fora do sistema, tão logo estes iniciem seu acúmulo.

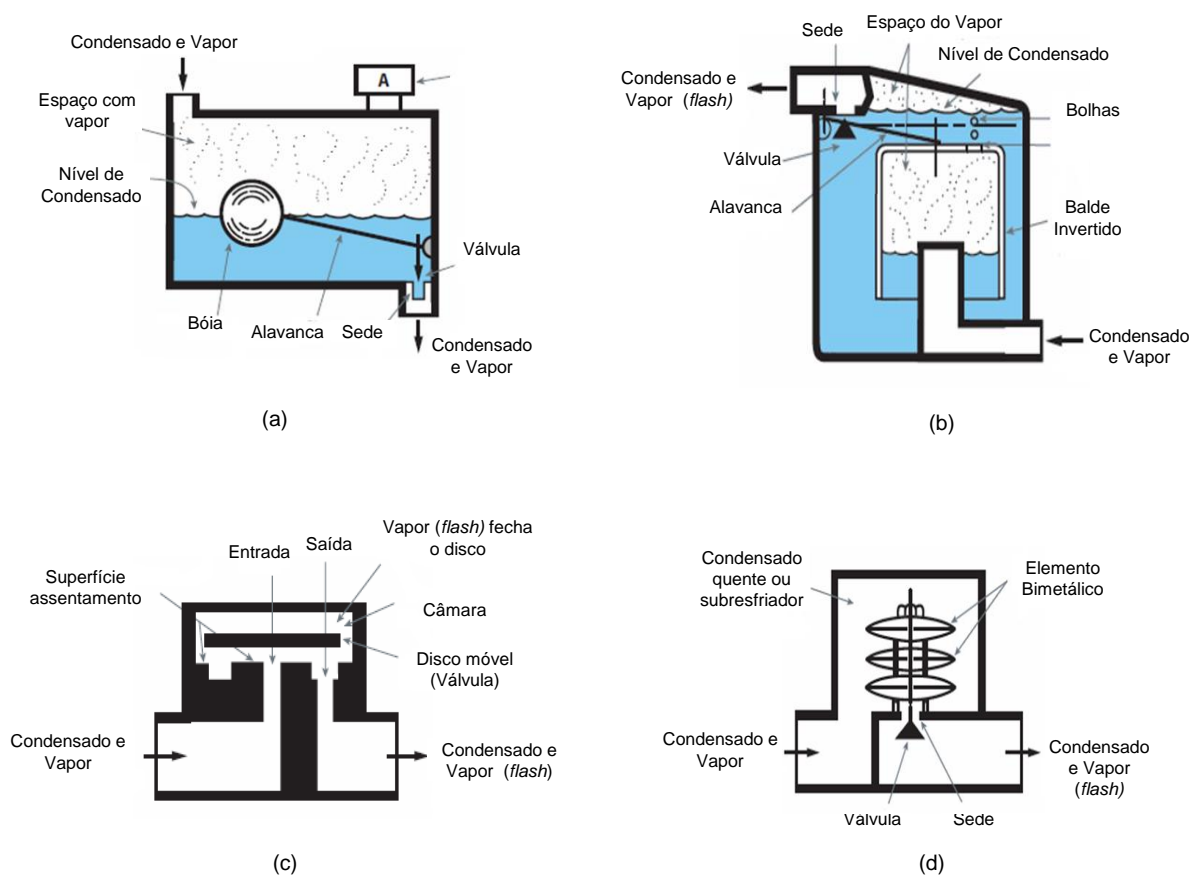
Existem quatro tipos de purgadores, a saber:

- termostáticos;
- mecânicos;
- termodinâmicos.

A **Figura 3.30** mostra os mais usuais tipos de purgadores encontrados na indústria.

Figura 3.30 – Tipos de purgadores

(a) Boia e Termostático (F&T– *Float&Thermostatic*, (b) Balde Invertido, (c) Termodinâmico, (d) Termostático



Fonte: Adaptado de US Department of Energy (2012).

3.6.2.3.1 Purgadores termostáticos

Os purgadores termostáticos utilizam a diferença de temperatura entre o condensado e o vapor vivo. Esta diferença de temperatura é usada para abrir e fechar uma válvula. Sob condições normais de operação, o condensado deve resfriar abaixo da temperatura do vapor antes de abrir a válvula. Tipos comuns de purgadores termostáticos são os operados por um fole ou por um anel bimetálico. Ambos, possuem resposta muito lenta, daí serem inadequados em utilizações de processos de aquecimento que exigem descarga rápida de condensado. Os purgadores termostáticos são usualmente encontrados em sistemas de aquecimentos à baixa pressão e são os tipos mais baratos.

3.6.2.3.2 Purgadores mecânicos

A operacionalidade dos purgadores mecânicos baseia-se na diferença de massa específica entre o condensado e o vapor vivo para produzir uma mudança na posição da boia ou balde. Os tipos de purgadores mecânicos incluem boia, balde invertido e balde aberto. Entretanto, os purgadores de boia e balde aberto, podem também ser termostáticos. Os purgadores de balde e termostático (F&T *float and thermostatic*) operam aplicando ambos os princípios da temperatura e massa específica. A boia opera segundo o princípio da massa específica: Uma alavanca liga a boia à sede. Uma vez que o condensado atinge um determinado nível no purgador, a boia sobe, abrindo o orifício de drenagem do condensado. Um selo de água formado pela condensação evita a perda de vapor vivo. Uma vez que a descarga é abaixo do nível de água, não é capaz de ventilar o ar e gases não condensáveis. A acumulação de ar e gases não condensáveis provoca uma significativa queda de temperatura, uma purga de ar no topo do purgador abre o *vent* (o ar estando preso, não permiti que o vapor entre). Trocadores de calor de casco e tubo exigem rápida drenagem do vapor condensado, de modo que purgadores tipo F&T são ideais para esta aplicação.

3.6.2.3.3 Purgadores termodinâmicos

Estes usam a diferença de velocidade entre o condensado e vapor vivo para operar uma válvula, aplicando o princípio de variação de pressão (estática e dinâmica) de Bernoulli. O purgador de disco é o tipo mais comum pertencente a este grupo. O purgador de disco tem apenas uma parte móvel, o próprio disco. Contanto que o condensado frio esteja fluindo, o disco permanecerá aberto (SENEVIRATNE, 2007). Assim que o vapor atinge o orifício de saída, a velocidade de fluxo aumenta, criando uma zona de baixa pressão (teorema de Bernoulli) e o disco começa a descer. Assim que o disco começa a se abaixar, o vapor que antes havia entrado e estando localizado na câmara acima do disco, força o disco a abaixar mais ainda até tocar na sede, fechando por completo a saída de vapor. À medida que vai chegando mais condensado, este esfria o vapor que está na câmara acima do disco, condensando-o; perde a pressão e o disco levanta-se repetindo todo o ciclo (TELLES, 1994). Este tipo de purgador é ideal para situações onde o espaço é limitado. Estes não são destinados à alta capacidade de descarga, ao contrário dos F&T.

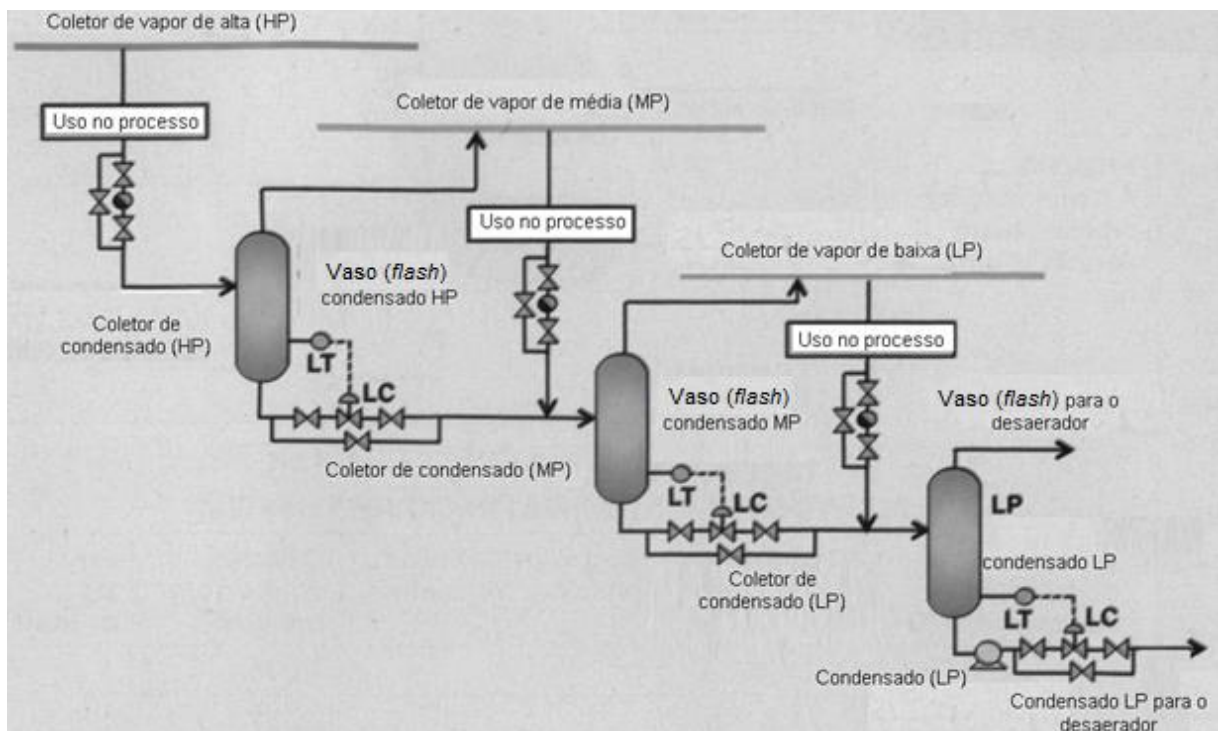
3.6.2.3.4 Vasos de Expansão (*Flash*)

Os benefícios da utilização do vapor de *flash* é uma das boas práticas de engenharia e de gestão do sistema de geração de vapor na busca de economia de energia (FLEMING, 2010). Em uma refinaria o condensado pode ser gerado com vários níveis de pressão. Isto ocorre em função da pressão de vapor que lhe deu origem ou da pressão obtida nos condensadores (condensado de turbinas).

O condensado na saída dos equipamentos encontra-se no estado de líquido saturado e, devido a problemas de cavitação este condensado não pode sair dos equipamentos e entrar diretamente na sucção das bombas. Portanto, a alternativa mais usual é o encaminhamento do condensado para vasos de expansão (separador), onde poderá ser expandido (*flash*) para um nível de pressão inferior, de forma que no topo do vaso saia o vapor saturado e no fundo o líquido saturado, apto para ser bombeado e posteriormente compor a água de alimentação das caldeiras.

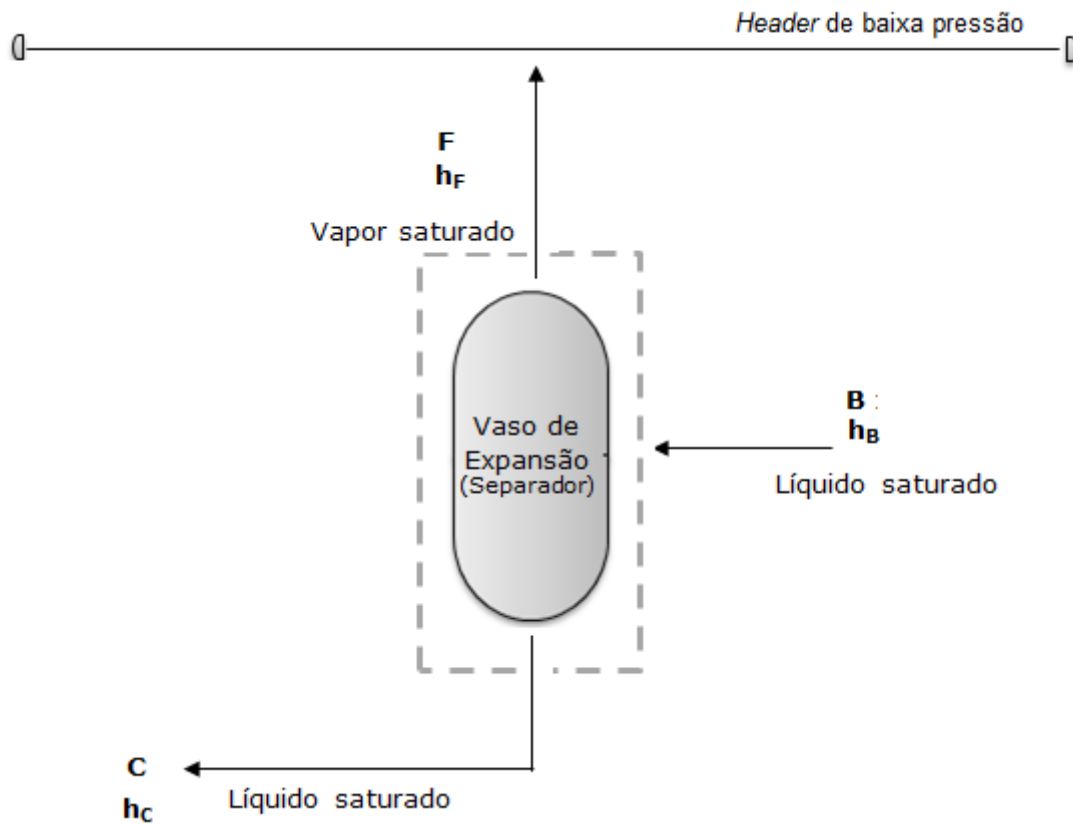
Utilizando tabelas de vapor ou softwares comerciais observa-se que, enquanto a pressão aumenta, a quantidade de energia restante no condensado (calor sensível) aumenta. Por exemplo, a 30 barg, a energia do condensado representa 36% da energia total de vapor (calor total). Enquanto, na pressão de 1 barg, a energia do condensado representa somente 18% do total. Na pressão inferior a 30 barg, após o condensado ter passado por um purgador a uma pressão mais baixa (portanto, apresenta uma temperatura de saturação mais baixa), parte do condensado irá evaporar e este vapor de *flash* poderá ser utilizado para atender sistemas de pressão menores (FLEMING, 2010). A **Figura 3.31** mostra uma configuração típica de um eficiente sistema de recuperação de vapor/condensado (REDDY *et al.*, 2013).

Figura 3.31 – Esquema típico de um eficiente sistema de recuperação de condensado



Fonte: Adaptado de Reddy *et al.*, 2013.

O percentual do vapor *flash* (vapor **flasheado**) em um vaso de expansão pode ser estimado através do balanço de massa e energia no vaso de expansão, conforme apresentado na **Figura 3.32** e a Equação (39) (BETZ, 1991; SWAGELOCK, 2009).

Figura 3.32 – Balanço de massa e energia no vaso de expansão (*Flash*)

Fonte: Autor (2014)

Balanço de massa:

$$B = F + C$$

Balanço de energia:

$$B \times h_B = F \times h_F + C \times h_C$$

$$Flash = (F/B) = \left(\frac{h_B - h_C}{h_F - h_C} \right) \quad (39)$$

Onde:

Flash – relação vapor flash saturado e o líquido saturado que chega no vaso; h_B – entalpia do líquido saturado a alta pressão (kJ/kg); h_C – entalpia do líquido saturado a baixa pressão (kJ/kg); h_B – entalpia do vapor saturado a alta pressão (kJ/kg);

B – vazão de alimentação do vaso (t/h);

F – vazão do vapor *flash* (t/h);

C – vazão do líquido saída do vaso (t/h);

Após esta breve apresentação dos pontos fundamentais que compõem o sistema de distribuição e que estão intrinsicamente relacionados com o controle das perdas de água, vapor e energia; na sequência, são discutidas as oportunidades de conservação de vapor e energia.

3.6.3 Oportunidades para conservação de vapor e energia

A partir da discussão anterior, é evidente que há certo número de oportunidades para serem aplicadas para a conservação de vapor e energia na planta de geração de vapor. Estas oportunidades são mostradas na **Tabela 3.14**.

Tabela 3.14 – Oportunidades para economia de água e energia

Área	Oportunidade	Descrição
Manutenção	Reparo de vazamentos	Minimiza a perda evitável de vapor
	Maximizar a recuperação de condensado	Recupera a energia térmica no condensado e reduz a quantidade de água de reposição adicionada ao sistema, economizando energia e produtos químicos do tratamento
	Instalar purga contínua para recuperar calor	Transfere a energia disponível na corrente de purga de volta para o sistema, reduzindo assim a perda de energia
Práticas Operacionais	Realizar manutenção preventiva dos purgadores	Reduz a passagem de vapor vivo em sistema de condensado e promove o funcionamento eficiente do uso final no equipamento de transferência de calor.
	Minimizar vapor (<i>vent</i>) nos vasos e desaeradores	Minimiza a perda evitável de vapor
	Otimizar a purga	Utiliza as faixas de controle recomendado pelas normas internacionais
Tratamento de Água	Certificar se as tubulações do sistema de vapor, válvulas, acessórios, e os vasos são bem isolados	Minimiza a perda evitável de vapor e reduz a perda de energia oriunda de tubulação e das superfícies dos equipamentos
	Usar condensado de alta pressão para gerar vapor de baixa pressão	Explora a energia disponível do condensado retornado
	Manter limpa as superfícies de transferência de calor	Reduz a quantidade de sólidos totais dissolvidos (TDS) na água de alimentação da caldeira, a qual permite redução da purga e, portanto, menor perda de energia
	Melhorar o tratamento de água para minimizar a purga	

Fonte: Adaptado de Seneviratne (2007) e US Department of Energy (2012).

Algumas dessas medidas são descritas abaixo:

Uma parcela considerável do custo de operação de caldeiras envolve o gasto com combustíveis. Independente do tipo utilizado (óleo combustível, gás natural, carvão, madeira, entre outros), a adoção de medidas efetivas para minimizar o consumo de combustível contribui de forma considerável para a redução de gastos em uma indústria.

3.6.3.1 Reparo de vazamentos

A corrosão em linhas de vapor e condensado podem causar vazamentos de vapor em qualquer ponto do sistema pós-caldeira. Também, recomenda-se a manutenção adequada dos purgadores de condensado das linhas de vapor, com a finalidade de se evitar vazamentos indesejáveis de vapor. Medidas de controle adequadas devem ser tomadas, pois vazamentos de vapor geram perda considerável de energia (SUZUKI, 1999).

A detecção de vazamentos no processo da indústria é relativamente fácil de ser percebida; o vapor escapando dos tubos expande para a atmosfera formando pequenas gotas de condensado devido ao contato do vapor com o ar frio. Esta expansão produz uma **pluma** a qual é facilmente localizada (McKAY; HOLLAND, 1981). Embora o vapor saturado seja visível a olho nu, o contrário ocorre com o vapor superaquecido, uma vez que este não é visível e, portanto, representa um risco de segurança (SENEVIRATNE, 2007).

Os vazamentos de vapor são frequentemente encontrados em:

- hastes de válvula;
- uniões;
- reguladores de pressão;
- flanges;
- juntas de tubulação.

Pode-se alcançar uma economia de 1,4% de combustível através de reparo de vazamentos (SENEVIRATNE, 2007). Segundo Einstein *et al.*(2001) e *Industrial Assessment Center* (1999), se reparos em vazamentos forem aplicados em 12%

das indústrias, espera-se uma economia de combustível entre 3 a 5% em um tempo de retorno de 0,4 anos.

3.6.3.2 Maximizar a recuperação de condensado

A recuperação do condensado é o mais efetivo método para economizar energia em sistema de geração de vapor. A recuperação do condensado quente como reuso ao compor a água de alimentação das caldeiras, é uma importante rota para obter a melhoria da eficiência do sistema de geração de vapor. A energia utilizada para aquecer a água fria de reposição (makeup), representa uma grande parcela da geração de vapor, requerendo um adicional de energia na faixa de 15% a 18% para cada libra de água fria de reposição (JONES, 1997).

Na indústria de processo, o calor latente é muito utilizado e o calor sensível é pouco aproveitado. O calor remanescente do condensado representa 20 a 30% do total de calor do vapor e a recuperação do condensado significa uma considerável economia de combustível (SUZUKI, 1999).

Uma vez que o condensado é água destilada pura, e o qual já foi tratado (FLEMING, 2010), após o vapor ter fornecido seu calor (entalpia de evaporação), o condensado formado deve, sempre que possível, retornar às caldeiras. Recuperar o condensado e utilizar a energia do vapor de *flash* é uma boa forma de economia de água, energia e de redução de efluente, uma vez que a utilização do retorno do condensado significa menor descarte de água, menor perda de energia e menos produtos químicos aplicados no tratamento de água.

O condensado mesmo retornando sem utilizar o vapor de *flash*; ou seja retornando somente o líquido (sem considerar o aproveitamento do vapor *flash*), em uma refinaria de petróleo típica, economizará cerca de 10% dos custos de combustível (FLEMING, 2010).

A otimização do retorno de condensado para reutilização como água de alimentação da caldeira é um meio rentável de reduzir os custos com combustíveis e consumo de água, aumentando a eficiência do sistema de geração de vapor (SENEVIRATNE, 2007). Reusando o condensado quente no desaerador economiza-se energia e reduz-se a necessidade do tratamento da água de alimentação. Outro benefício da recuperação do condensado é a redução da purga devido à melhoria na qualidade do condensado (REDDY; NAIDU; RANGAIAH, 2013). A qualidade do

condensado é similar a da água desmineralizada. Portanto, recuperar o condensado incorporado à água de alimentação, implica em redução da purga por elevação do ciclo de concentração (SUZUKI, 1999).

Segundo McKay & Holland (1981), um estudo da utilização do vapor numa refinaria de petróleo, baseado na quantidade de vapor produzido, cerca de 36% estava sendo retornado para o sistema como condensado quando o ideal, segundo o autor, seria 75%. Isto significa que uma grande quantidade de vapor e condensado estava sendo perdido. No referido estudo, esta diferença no percentual do retorno do condensado representava £121 500,00 por ano.

Segundo Suzuki (1999), as vantagens de recuperar condensado são as seguintes:

- economia de combustível;
- redução de vazão de água de reposição;
- redução da purga.

Sendo as estratégias para a recuperação dos condensados:

- maximizar o retorno de condensado;
- reduzir os vazamentos de vapor;
- otimizar as perdas de vapor através dos *vents*;
- isolar as tubulações de vapor;
- monitorar a qualidade do condensado;
- minimizar o uso de tubulações com grandes diâmetros.

a) Perdas em Purgadores

Se os purgadores não passam por manutenção durante 3 a 5 anos é estimado que ocorram em média 15 a 30% de falhas (SENEVIRATNE, 2007). Segundo Einstein *et al.* (2001), se os purgadores não são monitorados regularmente, poderão apresentar de 15 a 20% de falhas por mau funcionamento. A manutenção regulares devem reduzir as falhas nos purgadores para menos de 5% (SENEVIRATNE, 2007).

A seleção e manutenção adequada dos purgadores é a maior oportunidade de minimização das perdas de vapor e energia no sistema de geração de vapor. Para um *site* sem a devida monitorização e planejamento de manutenção de purgadores, não é raro que cerca de 25% desses purgadores de vapor apresentem

vazamentos (REEDY *et al.*, 2013). Uma vez que uma refinaria de petróleo típica pode possuir alguns milhares de purgadores instalados, pode-se resultar em grandes perdas de energia, se os purgadores soprarem (expandirem) para a atmosfera. E, caso os purgadores soprem para o circuito fechado de recuperação de condensado, isto podem resultar em **martelo hidráulico** no coletor de recuperação do condensado, se não forem adequadamente instalados (REDDY *et al.*, 2013).

Tabela 3.15 mostra uma estimativa da perda potencial de água a partir de um sistema que tem 1200 purgadores.

Quanto mais condensado é retornado, menos água de reposição (*makeup*) é necessária, portanto haverá maior economia de água e custos com o pré-tratamento de água. O elevado grau de pureza do condensado permite maiores ciclos de concentração nas caldeiras, reduzindo-se assim, as perdas de água e energia através da purga. Visto que o condensado esteja em temperaturas em torno de 80 °C, a vantagem de retorná-lo traduz-se em redução dos custos com o aquecimento da água de reposição (SENEVIRATNE, 2007). Adicional economia também pode ocorrer pela redução dos produtos químicos para tratamento de água, como também pelos custos de descarte de efluentes.

Tabela 3.15 – Estimativa de perda de água diária em purgadores

Dados	(A) N° total de purgadores		1200
	(B) Percentagem média de falhas nos purgadores	%	15
	(C) Vazão mínima em um purgadores com falha	kg/h	10
	(D) Percentagem de flash	%	10
	(E) Custo do específico do vapor	US\$/ton	16,00
Cálculos	(F) Estimativa do número de falhas em purgadores		= (A) x (B/100) = 180
	(G) Perdas de vapor vivo	ton/h	= (F) x (C/1000) = 1,8
	Perdas de água diária	m ³ /d	= [1-(D/100)] x (G) x 24 = 38,88
	Custo anual	US\$	= (E) x (G) x 24 x 365 = 252 288,00

Fonte: Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

As perdas de vapor em função do diâmetro do orifício e da pressão podem ser estimadas pela fórmula de Grashof adaptada pelo autor e apresentada na Equação (40) (McKAY & HOLLAND, 1981; CAPEHART, 2006 *apud* REDDY *et al.*, 2013).

$$V_G \text{ (kg/h)} = (0,70)(0,0165)(26,6126) D^2 (P + 1,01)^{0,97} \quad (40)$$

$$V_G \text{ (kg/h)} = 0,3074 \times D^2 \times (P + 1,01)^{0,97}$$

Onde:

V_G – vazamento de vapor (kg/h);

P – pressão do vapor manométrica (barg);

D – diâmetro do orifício (mm);

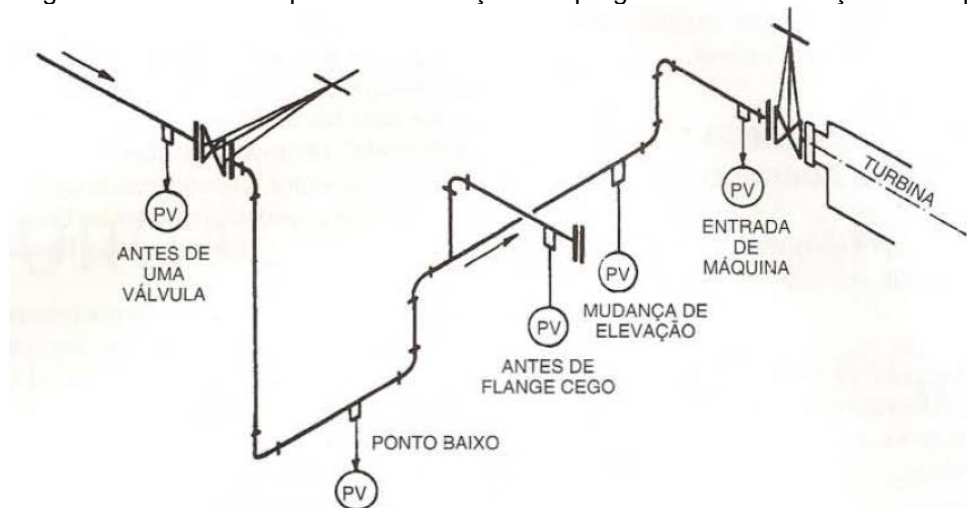
0,70 é o coeficiente de descarga no orifício; 0,0165 é a constante da fórmula de Grashof e 26,6126 é o fator de conversão para unidades desejadas.

Uma localização incorreta dos purgadores pode causar obstrução no escoamento do condensado a ser drenado das tubulações e resultar em perda de produção, **martelo hidráulico** e erosão dos tubos. Quando dois ou mais vasos estão conectados à mesma tubulação e compartilham um purgador comum, esta situação pode causar o **martelo hidráulico** (SENEVIRATNE, 2007).

É importante garantir que os tubos estejam inclinados corretamente para minimizar o martelo hidráulico. O coletor principal deve ter um declive de 12,5 mm (1/2 in) em 3 m (10 ft), na direção do fluxo de vapor (TELLES, 1994).

A **Figura 3.33** mostra os pontos em que normalmente são instalados os purgadores de vapor (PV) para drenagens de condensado em tubulações de vapor.

Figura 3.33 – Pontos típicos de instalações de purgadores em tubulações de vapor



Fonte: Telles (1994).

b) Energia do Condensado

Um cálculo simples em um sistema típico indica que a energia do condensado pode ser mais de 10% da energia total do vapor (SENEVIRATNE, 2007). Segundo

SUZUKI (1999), o calor remanescente do condensado representa cerca de 20 a 30% do total do calor do vapor.

Um exemplo da economia de água e energia com o aumento da recuperação de condensado é apresentado na **Tabela 3.16**. Assumindo que a temperatura do condensado é de 80°C, que a temperatura da água de *makeup* é de 20°C e considerando que a pressão do vapor seja de 3,5 barg. A percentagem de calor contida no condensado remanescente pode ser calculada como sendo igual a 9,4%.

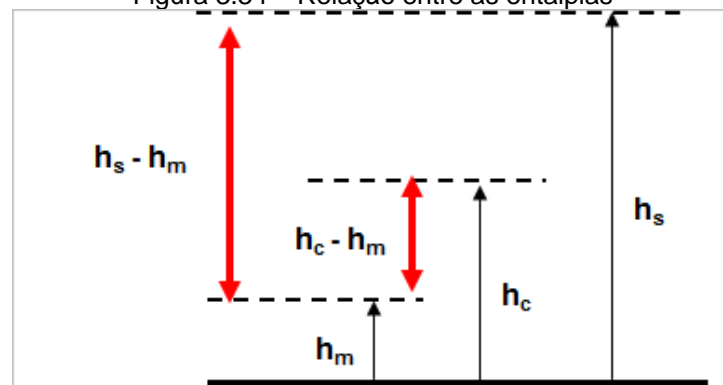
A **Figura 3.34** apresenta a relação entre as entalpias aplicadas no cálculo da **Tabela 3.16**.

Tabela 3.16 – Estimativa de perda de água diária em purgadores

Dados	Temperatura do condensado	°C	80
	Temperatura da água de reposição (makeup)	°C	20
	Pressão do vapor	barg	3,5
	(h_c) Entalpia do condensado @ 80°C	kJ/kg	334,9
	(h_m) Entalpia da água de reposição @ 20°C	kJ/kg	83,9
	(h_s) Entalpia do vapor @ 4,5 bar abs	kJ/kg	2743,4
Cálculo	Calor remanescente no condensado =	%	= $[(h_c - h_m)/(h_s - h_m)] \times 100 =$ 9,4

Fonte: Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

Figura 3.34 – Relação entre as entalpias



Fonte: Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

c) Economia de combustível

Em termos de redução de custos o exemplo abaixo mostra a economia adicional em recuperar o condensado que estaria sendo descartado por mau funcionamento de purgadores. O exemplo apresentado na **Tabela 3.17** estima a economia que seria obtida se as 1,8 t/h de condensado calculado na Tabela 3.16

fossem recuperadas ao invés de descartadas por mau funcionamento de purgadores.

Suponha que o sistema de vapor devolveu um 1,8 ton / h de condensado adicional a 80°C. A planta opera por 8000 horas por ano, com uma média de eficiência da caldeira de 82%. A temperatura da água de reposição (*makeup*) é 20°C. Os custos específicos da água desmineralizada e do efluente são US\$ 2,00/m³ e US\$1,00/m³, respectivamente. O custo do combustível (gás) é US\$ 9,00/GJ. Suponha um *flash* (perda de vapor) em 10% (SENEVIRATNE, 2007). Obtém-se uma economia anual de US\$ 86 489,75, conforme cálculos detalhados na **Tabela 3.17**.

Tabela 3.17 – Estimativa da economia total ao recuperar o condensado

Dados	(A) Vazão de condensado retornado	ton/h	1,8
	Temperatura do condensado	°C	80
	Temperatura da água de reposição (<i>makeup</i>)	°C	20
	(B) Entalpia do condensado @ 80°C (h_c)	kJ/kg	334,9
	(C) Entalpia da água de reposição @ 20°C (h_m)	kJ/kg	83,9
	(D) Tempo de operação por ano	h/ano	8000
	(E) Percentagem de flash no vaso de expansão	%	10
	(F) Eficiência média da caldeira	%	82
	(G) Custo específico de água desmi	US\$/m ³	2,00
(H) Custo específico de efluente	US\$/m ³	1,00	
(I) Custo do combustível (gás)	US\$/GJ	12,00	
Cálculo	(J) Custo anual com descarte de efluentes e químicos = [(1-(E/100)) x (A) x (D) x ((G) + (H))] =	US\$/ano	38 880,00
	(K) Economia de combustível anual = [(1-(E/100)) x (A) x ((B) - (C)) x (D) x (1/1000) x [100/(F)]] =	US\$/ano	47 609,75
	A Economia total anual = (J) + (K) =	US\$/ano	86 489,75

Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

d) Qualidade do condensado e sistema de proteção

A corrosão nos sistemas de condensados pode limitar a qualidade e a quantidade do condensado retornado; porque, o ferro, cobre e óleo e graxa podem depositar sobre as superfícies de transferência de calor da caldeira. Isso reduz a eficiência da transferência de calor, podendo causar falhas prematuras dos tubos (SENEVIRATNE, 2007).

Embora a recuperação do condensado seja uma excelente medida de economia de energia e de água, o elevado ferro total é um problema que deve ser evitado; pois, os depósitos de ferro na superfície de transferência de calor da caldeira, causam corrosão sob depósitos (SUZUKI, 1999).

O condensado oriundo dos condensadores de superfície (turbinas com condensação) é considerado condensado limpo. Porém, existem riscos de ocorrerem falhas no condensador e conseqüente contaminação do condensado com água de resfriamento. O monitoramento da condutividade no coletor de condensado limpo irá detectar vazamentos de água com elevado teor de sais para o condensado. Para economizar água, tanto quanto possível, dois *set points* são fornecidos no controlador da condutividade. Se a condutividade for superior a 100 $\mu\text{S}/\text{cm}$, o condensado é desviado para o tanque de carga de água bruta na área de Utilidades. Se a condutividade do condensado for superior a 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$, a contaminação é considerada alta e o condensado é desviado para o sistema de efluentes (PARKASH, 2003).

O condensado oriundo do processo pode apresentar riscos de contaminação por hidrocarbonetos e podem (a depender da classe de pressão da geração de vapor e da qualidade da água de *makeup*) passar por uma estação de tratamento de condensado (ETC) para reduzir sólidos suspensos, hidrocarbonetos para valores inferiores a 0,3 ppm TOC (*total organic carbono*) e sais (PARKASH, 2003).

Os gases dissolvidos no condensado tais como: CO_2 , oxigênio (O_2) e amônia (NH_3), contribuem em geral para a corrosão localizada em equipamentos de processo, linhas e tanques. A principal fonte de CO_2 é a quebra da alcalinidade bicarbonato e carbonato da água de alimentação ao atingir elevadas temperaturas na água da caldeira. Na água, o CO_2 forma ácido carbônico e desde que o condensado seja extremamente puro, pequenas quantidades de ácido carbônico pode diminuir significativamente o pH para a faixa de 4,5 a 5,5. Quanto maior a temperatura, mais o ácido ataca os metais ferrosos. Além disso, Quando o oxigênio e dióxido de carbono estão presentes simultaneamente, a taxa de corrosão resultante pode ser de 10 a 40% maior do que a soma das taxas de corrosão dos dois gases atuando sozinhos (SUZUKI, 1999). Oxigênio provoca corrosão localizada. A NH_3 é corrosiva para o cobre e suas ligas e os produtos da corrosão são conduzidos à caldeira e depositam-se nos tubos. Estes depósitos, por sua vez, reduzem a transferência de calor e a solução habitual é descartar o condensado.

Os inibidores de corrosão de condensação conhecidos como aminas voláteis neutralizantes reagem com o CO_2 e elevam o pH e, são efetivos quando mantém o pH na faixa de 8,8 a 9,2 (BLOOM, 2003). A maioria das aminas neutralizantes tais como: morfolina e ciclohexilamina, são estruturas baseadas em compostos orgânicos. As aminas filmicas também protegem o sistema de condensado, formando um filme e impedindo o ataque do oxigênio no interior dos tubos (DREW, 1988). Filtros magnéticos podem remover o ferro particulado no retorno de condensado. Eles normalmente removem aproximadamente 90% e 50% do ferro total e cobre presente, respectivamente (BLOOM, 2003). Na indústria de alimentos, devido às recomendações de segurança alimentar, apenas um número muito limitado de aminas neutralizantes podem ser utilizadas. Neste caso, os filtros magnéticos são normalmente utilizados na remoção do ferro presente no condensado.

O condensado pode se contaminado com fluidos de processo, de modo que, é uma boa prática de projeto segregar (separar) as correntes de condensação de turbinas (condensado limpo), das correntes de condensado de processo (aquecimentos), os quais possuem iminência de contaminações. Os contaminantes geralmente encontrados compreendem açúcares, vazamentos de dureza, matéria fibrosa, gorduras animais, gordura, nafta, querosene, hexano e ácidos graxos, entre outros.

Em refinarias de petróleo o mais comum é a contaminação do condensado por óleo (hidrocarboneto). Se não for tratado o condensado oleoso contribui para a formação de espuma e depósitos de lodo na caldeira. Portanto, é prática comum descartar o condensado contaminado, principalmente quando não existe estação de tratamento de condensado. O que se faz de imediato é eliminar a contaminação através do reparo dos vazamentos. Se a contaminação considerada grave, descarta-se o condensado como ação imediata e de curto prazo. No entanto, existem tecnologias para tratar eficazmente o condensado oleoso no âmbito do tratamento de efluentes, tais como numa sequência de separadores de óleo e água tipo API, flotação por ar dissolvido e membranas de UF.

3.6.3.3 Minimizar a purga (*blowdown*) das caldeiras

O controle adequado da purga da caldeira é de extrema importância no funcionamento da caldeira. Quando a purga é insuficiente pode conduzir a formação de depósitos e arraste, em contraposição, a descarga excessiva induz o desperdício de água, energia e produtos químicos. Todas as águas de alimentações (*feedwater*) de caldeiras podem conter algumas impurezas sólidas e, normalmente estas águas são isentas de sólidos suspensos, mas sempre existe presença de sólidos dissolvidos, mesmo em baixas concentrações. Quando a água de alimentação é evaporada numa caldeira, o vapor é formado a partir da água, deixando a água da caldeira (*boiler water*) concentrada em sólidos. Como resultado, os sólidos dissolvidos gradualmente vão se concentrando na água da caldeira. Para controlar a elevação da concentração destes sólidos, uma parcela água da caldeira é removida e concomitantemente, é repostada com água de alimentação, com baixo de teores de sólidos.

Para manter os sólidos dissolvidos na água da caldeira em níveis aceitáveis, uma quantidade destes sais é removida por descarga devendo esta ser igual à quantidade trazida com água de alimentação, conforme mostrado no balanço de massa apresentado na **Figura 3.35**. A quantidade de descarga depende da quantidade de sólidos dissolvidos presentes na água de alimentação e da concentração máxima dos sólidos tolerada na água da caldeira. A concentração máxima dos sólidos na caldeira é função da classe de pressão e do tipo da caldeira, conforme os limites aos parâmetros indicados pelos fabricantes de caldeiras ou pelas organizações internacionais citadas no item 3.6.2.2.2 e **Tabela 3.13**.

A minimização da purga de caldeiras visa a redução do consumo de água, dos produtos químicos, do descarte de efluentes e do consumo de combustíveis (custos de energia). Por outro lado, o aumento de sólidos dissolvidos na água da caldeira pode causar a contaminação na fase vapor através da formação de espumas (arraste) e volatilização de sais (principalmente sílica). A vazão ideal de purga é função do:

- tipo de caldeira
- pressão da caldeira
- química de tratamento de água
- make-up de qualidade da água.

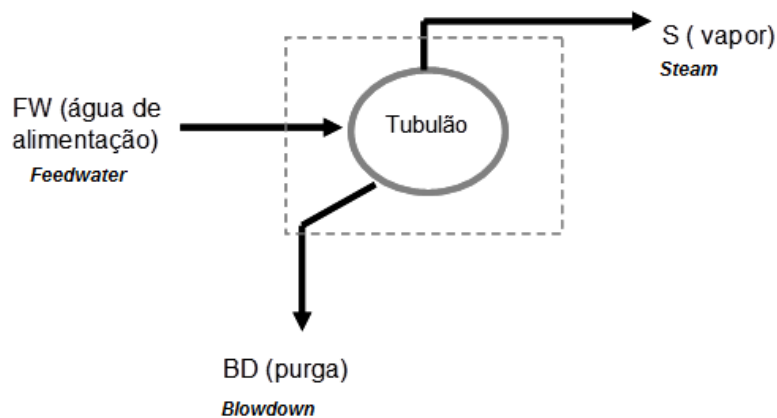
A percentagem da vazão da purga de uma caldeira de alta pressão em relação à vazão da água de alimentação é segundo Flynn (2009) na faixa de 1 a 2%, em função da economia de energia e a não degradação dos produtos químicos adicionados no tratamento. Segundo Suzuki (1999), para caldeiras de média e alta pressão, a purga típica é entre 0,5 a 1%.

a) Balanço de Massa na Caldeira

O balanço de massa na caldeira é fundamental para a determinação da purga da caldeira; pois a utilização de medidores usuais de vazão através de placa de orifício induz a erros de medição. Isto ocorre principalmente por tratar-se de um líquido saturado, que tende à expansão ao fluir pela zona de baixa pressão, no processo de medição da placa. A alternativa mais utilizada é calcular o ciclo de concentração através da relação entre a concentração de um sal (ou sais) na água da caldeira e a concentração deste(s) mesmo(s) na água de alimentação. A medida do percentual da purga pode ser expressa em relação à água de alimentação ou em relação ao vapor produzido.

O percentual da purga e o ciclo de concentração pode ser calculado utilizando-se as Equações (41) a (44) (FLYNN, 2009; BETZ, 1991), obtidos através do balanço de massa indicados na **Figura 3.35**. Neste caso, os sólidos totais dissolvidos (TDS *Total Dissolved Solids*), foram utilizados para os cálculos.

Figura 3.35 – Balanço de massa de sólidos na caldeira



Fonte: Adaptado de Flynn (2009).

Balanço total de massa:

$$FW = S + BD$$

Balanço por componente (espécie), TDS

$$[TDS]_s \approx 0$$

$$FW [TDS]_{FW} = BD [TDS]_{BD}$$

$$CR = \frac{[TDS]_{BD}}{[TDS]_{FW}} \quad (41)$$

$$\% BD = \frac{BD (100)}{FW} \quad (42)$$

$$\% BD = \frac{100}{CR} \quad (43)$$

$$FW = \frac{S (CR)}{(CR - 1)} \quad (44)$$

Onde:

S – vazão de vapor (*Steam*) (ton/h);

BD – vazão de purga (*Blowdown*) (ton/h);

FW – vazão da água de alimentação (*Feedwater*) (t/h);

CR – ciclo de concentração (*Concentrate Ratio*)

[TDS] – concentração de sólidos totais dissolvidos (*Total Dissolved Solids*) (mg/L);

A Equação (43) mostra que a percentagem da purga aumenta quando o ciclo de concentração é reduzido. Como existe um limite máximo do teor de sólidos na água da caldeira, pode-se concluir que o ciclo de concentração é reduzido nas seguintes situações: (a) quando aumenta o teor de sólidos na água de alimentação; b) quando deseja-se reduzir o teor de sólidos na água da caldeira.

Para a quantificação do ciclo de concentração, existem várias alternativas de cálculo, tais como: através do TDS, cloretos e sílica (SUZUKI, 1999). Para o cálculo do ciclo de concentração, o ideal seria utilizar a relação das concentrações baseadas em cloretos, por ser este íon solúvel típico e que não participa de nenhuma das reações usualmente verificadas na água do gerador de vapor (DREW, 1988; BETZ, 1991). Porém, neste caso; poderá haver dificuldades na análise do mesmo na água de alimentação, uma vez que nesta os cloretos se apresentam em

baixas concentrações. A condutividade (associada aos sólidos dissolvidos totais) tem a desvantagem de ser influenciada pelas dosagens dos produtos químicos e a sílica, apesar de ser mais utilizada tem a desvantagem de sofrer a volatilização. Segundo Suzuki (1999) para caldeiras de média e alta pressão alimentadas com água desmineralizada, a purga é geralmente monitorada pela concentração de sílica na água da caldeira. Alguns injetam um traçador fluorescente (*tracer*) na água de alimentação, com características de ser um produto orgânico, não volátil, não reativo e que não precipitam na água da caldeira (FLYNN, 2009).

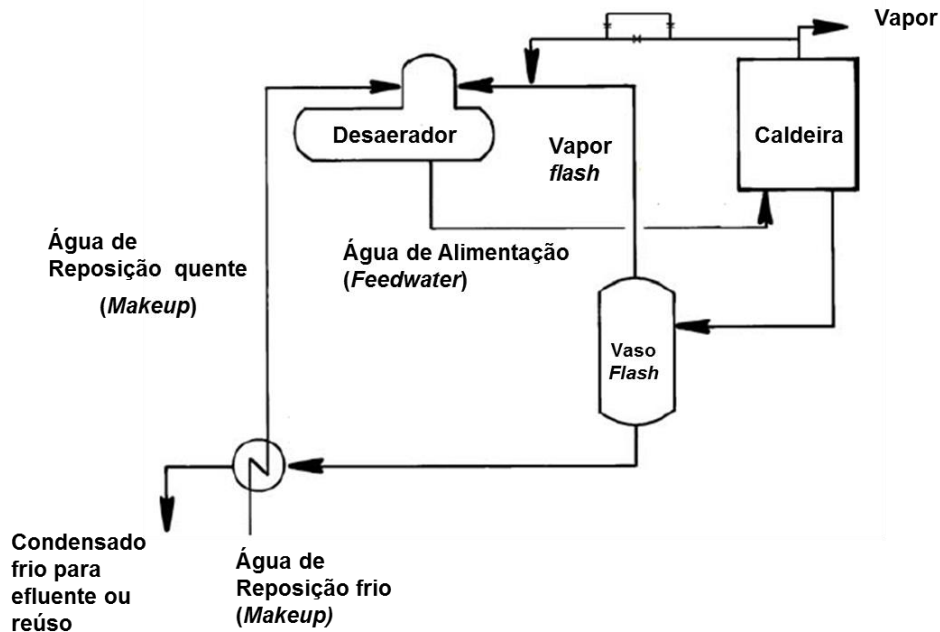
b) Recuperação da Purga

A Purga representa uma fonte de calor (energia) e, em casos de caldeiras de alta pressão, devido a boa qualidade desta corrente, esta poderá ser encaminhada para reuso após trocar calor com água de reposição (*makeup*) do desaerador.

A simples recuperação de calor das purgas das caldeiras consiste em encaminhar a purga (líquido saturado na pressão da caldeira) para um vaso de expansão, onde haverá a separação do vapor pelo topo e do condensado pela parte inferior do vaso. O vapor (*flash*) poderá seguir direto para o desaerador. O condensado (líquido saturado) segue para um pré-aquecedor da água de reposição (*makeup*) do desaerador (REDDY *at al.*, 2013). A purga resfriada poderá seguir para a estação de tratamento de efluentes ou para reuso como complemento da água de reposição de torres de resfriamento.

A **Figura 3.36** mostra o encaminhamento típico da purga da caldeira (FLYNN, 2009; REDDY *at al.*, 2013).

Figura 3.36 – Sistema típico de purga de caldeira



Fonte: Adaptado de Flynn (2009).

A importância da recuperação da purga das caldeiras fica bem elucidado em um estudo citado por IAC (1999) *apud* Einstein (2001), o qual mostra que: quando a purga da caldeira em alta pressão passa por vaso de expansão, a redução da pressão produz um vapor que pode ser utilizado como fonte de calor para o preaquecimento (no desaerador) da água de alimentação. Segundo os referidos autores, este procedimento pode economizar 1,3% do consumo de combustível com período de retorno (*payback*) de 2,7 anos, caso a mesma seja implementada em 41% da indústria.

Segundo Reedy *at al.* (2013), a entalpia do vapor *flash* de baixa pressão é quase igual a entalpia do vapor de alta pressão, portanto o aproveitamento vapor do vaso de expansão mostra-se como uma boa oportunidade de economia de energia. Para uma caldeira com purga saído de 45 para 2,5 barg, foi estimado um período de taxa de retorno (*payback*) de 3,2 anos, considerando os seguintes dados (REEDY *at al.*, 2013):

- custo do vapor (*flash*) US\$31/ton; temperatura de saída do condensado de 40°C;
- coeficiente global de transferência de calor, $U=1,136\text{W}/\text{m}^2\text{K}$;
- temperatura de água desmineralizada entrando e saindo do trocador de calor, 30°C e 50°C respectivamente.

A troca de calor entre a água de alimentação e a água da purga contínua em caldeiras aquatubulares em um trocador de calor, faz com que a energia da purga da caldeira seja recuperada, promovendo a redução do consumo de combustível (SUZUKI, 1999). O uso de um vaso de expansão (tanque *flash*) para a recuperação de calor inicial minimiza as dimensões do trocador de calor a jusante do vaso de expansão e reduz o custo dos equipamentos envolvidos (DREW, 1988) (**Figura 3.37**).

Segundo Seneviratne (2007), existem três maneiras de minimizar a purga das caldeiras:

- melhorar o controle da purga;
- alterar o tratamento químico para reduzir a condutividade na água de alimentação;
- melhorar a qualidade da água de alimentação.

1) Melhora do controle da purga e instalação do controle automático.

Segundo Seneviratne (2007), consegue-se obter uma economia nos custos de combustível, através de melhorias no controle da purga e instalação de purga automática, conforme exemplo apresentado na **Tabela 3.18**.

Tabela 3.18 – Exemplo de estimativa de economia de água e custos

Condutividade	água da caldeira (boiler water)	mínimo	μS/cm	600		
	água da caldeira (boiler water)	máximo	μS/cm	1000		
	água da caldeira (boiler water)	média	μS/cm	700		
	água de alimentação (BFW)	média	μS/cm	50		
Vazão da produção de vapor			ton/h	50		
Horas de operação anual			h	8000		
Custo do combustível			\$/GJ	6,00		
Custo da água			\$/m ³	1,00		
Custo de efluentes			\$/m ³	1,00		
Custo com produtos químicos			\$/m ³	3,00		
Condição 1						
Ciclo de concentração	média	CR		14	= 700/50	
				CR _{max}	20	= 1000/50
				CR _{min}	12	= 600/50
Vazão de água de alimentação (FW) (*)			ton/h	53,85	= 50 x 14 / (14-1)	
Vazão de Purga (BD)			ton/h	3,85	= 53,85-50	
Condição 2 - Se aumentar condutividade na água da caldeira						
	média		μS/cm	900		
Ciclo de concentração			CR	18	= 900/50	
Vazão de água de alimentação (FW) (*)			ton/h	52,94	= 50 [18/(18-1)]	
Vazão de Purga (BD)			ton/h	2,94	= 52,94-50	
Redução da Purga			ton/h	0,90	= 3,85-2,94	
Custo total água				5,00	= 1+1+3	
Economia de água e produtos químicos		US\$/ano		36 199,10	= 0,90 (5,00) (8000)	

Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

Neste caso, a minimização do consumo de água e produtos químicos promovida pela redução da purga (aumento do ciclo de concentração) na caldeira do estudo apresentado na Tabela 3.18, proporcionou a redução de US\$36 000,00 nos custos anuais.

2) Alterar o programa de tratamento para minimização da purga

O tratamento químico promovido na prevenção de processos de corrosão e incrustação, tais como: fosfato e sulfito, adicionam sólidos dissolvidos na água de caldeira. Alterando-se o programa de tratamento, através da redução das

contribuições dos sólidos dissolvidos oriundos do tratamento químico, pode-se promover a redução da purga de água na caldeira.

Por exemplo, o sulfito de sódio é normalmente empregado como sequestrante de oxigênio no tratamento da água de caldeira, ao ser substituído por um programa volátil, tais como; hidrazina ou seus derivados como a carbohidrazida, é reduzido a adição de sais na água de alimentação das caldeiras. Portanto, substituindo produtos químicos consegue-se operar com maior ciclo de concentração.

3) Melhoria na qualidade da água de alimentação

O processo de abrandamento reduz a dureza da água de alimentação, mas não reduz substancialmente os sólidos dissolvidos. Com a aplicação de um processo de desmineralização; obtém-se a melhoria da qualidade da água de reposição, uma vez que há a remoção dos sólidos dissolvidos presentes (quase que completa remoção de sais), permitindo assim o aumento do ciclo de concentração e reduzindo significativamente a purga na caldeira.

Por exemplo, usando-se os dados do exemplo anterior (**Tabela 3.18**), ao reduzir a condutividade da água de alimentação de 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para 20 $\mu\text{S}/\text{cm}$, o ciclo de concentração se elevará de 14 para 35. A **Tabela 3.19** apresenta os cálculos relacionados a esta nova condição (condição 2). Observa-se que alterando da condição 1 para 2 houve uma redução da purga de 4,5% ($100/14 - 100/35$). O ganho é bastante significativo. Porém tem que fazer investimento com tecnologia de pré-tratamento para a redução da qualidade da água de reposição.

Tabela 3.19 – Estimativa do ciclo de concentração com a melhoria da qualidade da água de alimentação

Condutividade água da caldeira (boiler water)	média	$\mu\text{S}/\text{cm}$	700	
Condutividade água de alimentação (BFW)	média	$\mu\text{S}/\text{cm}$	50	
Condição 1				
Ciclo de concentração	média	CR	14	= 700/50
Condição 2 - Se reduzir a condutividade na água de alimentação				
Condutividade água de alimentação (BFW)	média	$\mu\text{S}/\text{cm}$	20	
Ciclo de concentração		CR	35	= 700/20

Adaptado de SENEVIRATNE (2007).

c) Economia de combustível referente a purga

A redução da purga está relacionado com a diminuição do consumo de combustível, isto ocorre pelo fato de haver o decréscimo da vazão de água de alimentação para uma mesma produção de vapor. A Equação (45) mostra a parcela da energia cedida pela combustão para a massa de água correspondente a purga da caldeira (SUZUKI, 1999). Portanto, quanto menor a purga menor o consumo de combustível.

$$\dot{m}_c = \frac{1000 \times BD (h_{BD} - h_{FW})}{\eta_B \times PCI} \quad (45)$$

Onde:

\dot{m}_c – vazão de combustível (kg/h);

BD – vazão de purga (ton/h);

h_{BD} – entalpia da purga (igual a entalpia da água da caldeira) (kJ/kg);

h_{FW} – entalpia da água de alimentação (kJ/kg);

PCI – poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg);

η_B – eficiência da caldeira (adimensional).

3.6.3.4 Economia total de combustível

A economia de combustível em uma caldeira está associada à qualidade da água de alimentação, através da possibilidade do aumento do ciclo de concentração; ou seja, com a redução da purga (ver item 3.6.3.4c), da produção de vapor e da eficiência da caldeira. A Equação (46) determina o consumo de combustível em uma caldeira, observe que a primeira parcela e segunda parcela estão associadas ao consumo de combustível à geração de vapor e purga, respectivamente.

$$\dot{m}_c = \frac{1000 \times S (h_s - h_{FW})}{\eta_B \times PCI} + \frac{1000 \times BD (h_{BD} - h_{FW})}{\eta_B \times PCI} \quad (46)$$

Onde:

- \dot{m}_c – vazão de combustível (kg/h);
- S – vazão da produção de vapor (ton/h);
- BD – vazão da purga (ton/h);
- h_s – entalpia do vapor saturado à pressão da caldeira (kJ/kg);
- h_{BD} – entalpia da purga, líquido saturado à pressão da caldeira (igual a entalpia da água da caldeira) (kJ/kg);
- h_{FW} – entalpia da água de alimentação, líquido saturado à temperatura da água de alimentação (kJ/kg);
- PCI – poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg);
- η_B – eficiência da caldeira (adimensional).

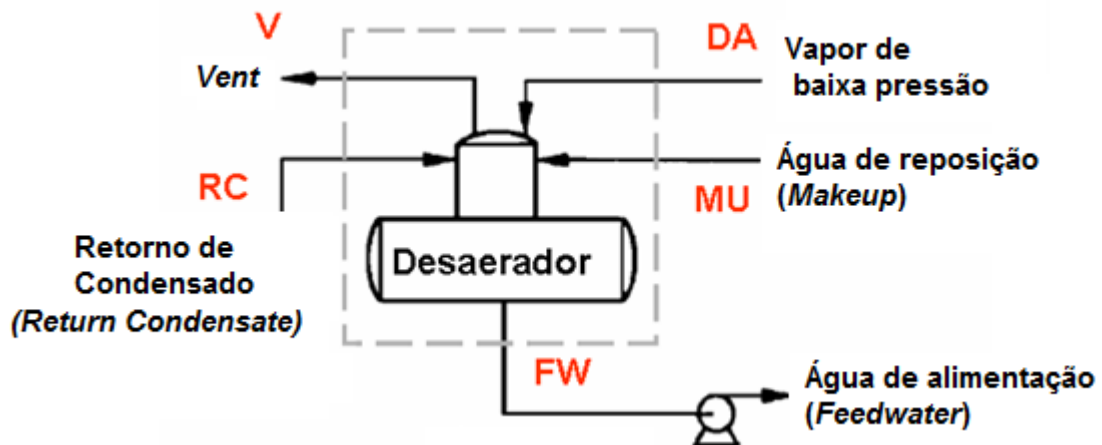
3.6.4 Balanço de Massa e Energia no Desaerador

Instrumentos de medição da vazão do retorno de condensado, na maioria dos casos, não são instalados nas refinarias. Neste caso, o balanço de massa e energia no desaerador permitirá estimar a vazão desta corrente e, conseqüentemente, a percentagem do condensado recuperado no sistema de geração de vapor.

No desaerador acontece o processo físico da remoção de oxigênio e dióxido de carbono dissolvidos na água e baseia-se no princípio de que a solubilidade de gases dissolvidos torna-se mínima quando a água atinge a temperatura de ebulição. As leis de Dalton (pressão parcial) e Henry (solubilidade dos gases) explicam o fenômeno da liberação dos gases presentes na água (desorção). O aquecimento da água até a sua temperatura de ebulição é obtido pelo contato direto da mesma com o vapor injetado no desaerador.

A **Figura 3.37** representa as correntes típicas de entradas e saídas no desaerador utilizadas na estimativa usual da corrente de retorno do condensado.

Figura 3.37 – Sistema típico das correntes envolvidas no desaerador



Fonte: Adaptado de FLYNN (2009).

A **Figura 3.37** mostra que o sistema de geração de vapor é suportado pelas seguintes correntes básicas: água de reposição, água de alimentação, retorno de condensado, vapor de baixa pressão e alívio (*vent*). Balanços de massa correlacionando estas correntes estão apresentados nas Equações (47) e (48).

$$FW = MU + RC + DA - V \quad (47)$$

$$S = RC + NRC \quad (48)$$

Onde:

FW – vazão de água de alimentação (ton/h);

MU – vazão de água de reposição (ton/h);

DA – vazão de vapor de baixa (ton/h);

FW – vazão de água de alimentação (ton/h);

V – suspiro do desaerador (*vent*) (ton/h);

S – vazão de vapor para o processo (ton/h);

RC – vazão de condensado retornado (ton/h);

RNC – vazão de condensado não retornado (ton/h) mais perdas de vapor;

Aplicando o balanço de massa e energia é possível determinar até 2 incógnitas (vazões desconhecidas) em torno do desaerador. O *vent* também pode ser determinado aplicando a equação de Grashof (38), através dos dados de projeto (diâmetro do tubo e pressão do desaerador).

Geralmente, os desaeradores são projetados para operar em pressões muito baixas (próximas 1,05 barg) principalmente para maximizar a cogeração. Entretanto, os projetistas utilizam pressões maiores, tais como 3,5 barg para garantir maior NPSH disponível (*Net Positive Suction Head*) na bomba de alimentação, evitando problemas de cavitação. Se as pressões nos coletores de água de reposição, vapor *flash* e condensado recuperação têm margens operacionais seguras para a operação de alta pressão do desaerador, pode-se aumentar a pressão de operação desaerador para permitir maior utilização/aproveitamento do vapor de BP (baixa pressão) (REDDY *at al.* 2013).

3.6.5 Cálculo dos custos do vapor

O cálculo dos custos verdadeiros (*true*) do vapor é essencial para os projetos e avaliações da conservação de água e energia pois, refletem as oportunidades econômicas. A incorreta apropriação de custos pode levar a más decisões de investimentos, sendo bons projetos descartados e maus projetos implementados.

Para evitar tais erros, a alta cúpula em unidades fabris precisa utilizar métodos apropriados de preços do vapor, levando em conta todos os parâmetros que impactam nos custos da energia, tais como: combustível, condensado, geração de energia, de água de resfriamento, tratamento de água, mão de obra, manutenção e descartes de água e purga para efluentes.

É comum o uso de custos médios de geração para uma determinada taxa de produção. Os custos operacionais totais, que incluem todos os custos citados acima são divididos pela quantidade total de vapor produzido. Embora esta abordagem possa ser uma referência conveniente, pode não refletir corretamente a verdadeira imagem, principalmente quando a várias caldeiras e turbinas envolvidas (SENEVIRATNE, 2007).

Segundo US Department of energy (2003), o custo de geração de vapor incluem as seguintes variáveis, expressas em US\$/ton:

- Custo da geração de vapor (*generation*) (C_G);
- Custo do combustível (*fuel*) (C_F);
- Custo da água bruta (*water*) C_W ;

- Custo do tratamento da água de alimentação (*boiler feed water*) C_{BFW} ;
- Custo do bombeio da água de alimentação (*pump*) C_P ;
- Custo da insuflação do ar de combustão (*air*) C_A ;
- Custo para tratar a purga da caldeira (*blowdown*) C_B ;
- Custo para fazer disposição final dos resíduos da combustão (p.e; resíduos do combustíveis carvão e bagaço de cana) (*disposal*) C_D ;
- Custos com o controle de emissões ambiental (*emissions*) C_E ;
- Custos com manutenção e mão de obra (*maintenance*) C_M ;

$$C_G = C_F + C_W + C_{BFW} + C_P + C_A + C_B + C_D + C_E + C_M \quad (49)$$

Os custos do combustível são os que representam maior parcela no valor de C_G e pode ser calculado pela Equação (50) considerando neste caso somente a parcela correspondente do combustível à geração do vapor.

$$C_F = \frac{a_F (h_S - h_{FW})}{1000 \eta_B} \quad (50)$$

Onde:

C_F – custo do combustível (\$/t);

a_F – preço do combustível (\$/GJ);

h_S – entalpia do vapor (kJ/kg);

h_{FW} – entalpia da água de alimentação (kJ/kg);

η_B – eficiência global da caldeira (adimensional).

A eficiência global da caldeira é uma função principal da temperatura dos gases de combustão e fica na faixa de 75 a 85% (SENEVIRATNE, 2007). Caso o excesso de ar esteja próximo do ótimo, a faixa é de 80 a 85% (US DEPARTMENT OF ENERGY, 2003).

Para instalações de óleo e gás combustível os outros custos (segunda a nona parcela da equação (49)) representam 30% dos custos dos combustíveis e, portanto, o custo da produção do vapor pode ser simplificado como:

$$C_G = C_F (1 + 0,3) \quad (51)$$

O método acima dá o custo médio de geração de vapor. No entanto, para projetos de conservação de água e energia costuma-se utilizar o custo marginal da geração do vapor já que a maioria da infraestrutura/equipamentos já se encontram pagos. Neste caso, a melhor opção para o ganho econômico encontra-se no incremento do custo do gás ou óleo.

$$\text{Custo Marginal} = \frac{\text{Incremento do custo operacional}}{\text{Incremento do consumo do vapor}} \quad (52)$$

Outra maneira de calcular o custo do vapor é utilizando a Equação (53) (SUZUKI, 1999).

$$C_G = \frac{C_F \times (h_S - h_{FW})}{\eta_B \times \text{PCI}} \quad (53)$$

Onde:

C_G – custo do vapor (\$/t);

C_F – custo do combustível (\$/t);

h_S – entalpia do vapor (kJ/kg);

h_{FW} – entalpia da água de alimentação (kJ/kg);

PCI – poder calorífico inferior do combustível (kJ/kg);

η_B – eficiência global da caldeira (adimensional).

3.7 VALOR ECONÔMICO

Entre os objetivos do reúso encontram-se o atendimento às condições de licenciamento, minimização dos custos de água (CA), redução dos custos de tratamento de efluentes (TE) e conservação dos recursos hídricos.

Para efeitos de comparação os custos da água na indústria são divididos em **com reúso** e **sem reúso**, conforme apresentados pelas Equações (54) e (55), respectivamente (TEIXEIRA, 2013).

$$CA = AN + TA + TE + DE \quad (54)$$

$$CA = AN + TA + TE + TR + DE \quad (55)$$

Onde:

CA – custo da água;

AN – custo da água nova (outorga ou comprada de algum fornecedor);

TA – custo do tratamento de água;

TE – custo do tratamento de efluente;

TR – custo do reúso;

DE – custo do descarte de efluente.

A **Figura 3.38** mostra uma visualização do custo de água com e sem o reúso.

O custo de água nova (NA) é o custo da tarifação pela concessão da captação, outorga via ANA (Agência Nacional de Águas) (ANA, 2009).

O custo do descarte (DE) é o custo pela tarifação que a ANA estipula pelo descarte do efluente nos corpos hídricos.

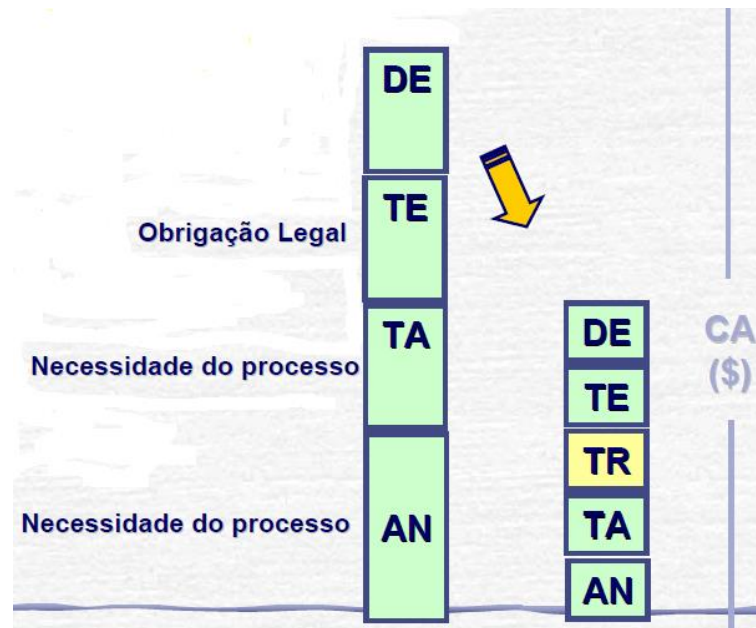
Os custos do tratamento de água (TA), tratamento de efluente (TE) e do reúso (TR) são função da configuração e tecnologia envolvidas.

Como condicionantes econômicos, o custo do tratamento de reúso (TR) deve estar associado à redução das seguintes parcelas: AN, TA, TE e DE; pois, ao ser realizado o reúso as vazões de Água Nova (captação), água a ser tratada na estação de tratamento de água (TA), tratamento de efluente (TE) e descarte, serão reduzidos.

A rigor, os custos dos resíduos gerados nos tratamentos: TA, TE e TR também devem ser considerados.

Os custos do tratamento do reuso (TR) dependem da rota tecnológica aplicada e podem ser maiores em casos de ter que atender as condições de licenciamento (TEIXEIRA, 2013).

Figura 3.38 – Esquema de aquisição dos custos de água



Fonte: TEIXEIRA (2013).

3.8 IMPACTOS AMBIENTAIS E LEGISLAÇÃO NO BRASIL

Nos resfriamentos das correntes do processo em trocadores de calor, são frequentes as contaminações com óleos e graxas, oriundos p.e de vazamentos de hidrocarbonetos, ocasionando por sua vez contaminação da purga. Além das contaminações com hidrocarbonetos, as injeções dos dispersantes aplicados nos tratamentos do controle da corrosão e deposição dos sistemas de resfriamento podem dificultar a separação do óleo e sólidos suspensos por processos de separação convencionais.

A descarga de produtos químicos usados na prevenção do *fouling* biológico e físico do sistema de resfriamento (biocidas, agentes dispersantes, inibidores de

corrosão ou seus produtos de degradação introduzem contaminantes ao sistema de purga das torres de resfriamento. Na Holanda, aproximadamente 1800 tons de cloro ativo é aplicado por ano em sistema de água de resfriamento para prevenir o *biofouling*, além de mais de 1000 toneladas de anticorrosivos e agentes dispersantes também são introduzidos no sistema (ASSINK, 1993 apud BLOEMKOLK, 1996). O impacto ambiental da purga quando descartada no sistema de efluente, pode ser verificada pelas características da água circulante, onde os teores de sais são elevados e a presença de fósforo são fontes de nutrientes no processo de eutrofização dos corpos receptores (EPA, 2004).

Atualmente, o lançamento de efluentes deverá seguir a Resolução CONAMA nº 430, de 13-05-2011, que altera parcialmente e complementa a Resolução nº 357/2005. Essa resolução dispõe sobre condições, parâmetros, padrões e diretrizes para gestão do lançamento de efluentes em corpos de água receptores. A recente norma determina que os efluentes de qualquer fonte poluidora, somente poderão ser lançados diretamente nos corpos receptores, após o devido tratamento, e desde que obedeçam às condições, padrões e exigências dispostos nesta Resolução, e em outras normas aplicáveis (BRASIL, 2011b).

Essa nova resolução restringe o descarte de efluentes, porém ainda não limita certos parâmetros como o fósforo. Limites para descarte de fósforo nos esgotos sanitários só estão disponíveis em alguns estados, não sendo ainda uma questão nacional (VON SPERLING, 2005). Uma referência de limite de descarte para fósforo está estabelecido na Norma Técnica NT-202, do Estado do Rio de Janeiro, ficando estabelecido limite máximo de 1,0 mg/L de fósforo total.

A Agenda 21 dedicou importância especial ao reúso, recomendando aos países participantes da ECO, a implementação de políticas de gestão dirigidas para o uso e reciclagem de efluentes, integrando proteção da saúde pública de grupos de risco, com práticas ambientais adequadas.

“A Conferência Interparlamentar sobre Desenvolvimento e Meio Ambiente” realizada em Brasília, em dezembro de 1992, recomendou, sob o item Conservação e Gestão de Recursos para o Desenvolvimento (Parágrafo 64/B), que se envidasse esforços, a nível nacional, para “institucionalizar a reciclagem e reúso sempre que possível e promover o tratamento e a disposição de esgotos, de maneira a não poluir o meio ambiente” (AGENDA 21, 1992).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 SISTEMA DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO

4.1.1 Redução da Purga das Torres

Visando a redução de purga do sistema de resfriamento, inicialmente foi realizado um amplo levantamento de dados operacionais (vazão de recirculação e temperaturas da água fria e quente) e os parâmetros químicos usuais de monitoramento e controle de sistemas de água de resfriamento das refinarias no Brasil; ou seja: sílica, dureza total, alcalinidade total, condutividade, ferro, pH, turbidez, DQO, óleo e graxa, ortofosfato, cloro livre. Estes dados foram obtidos de 9 refinarias da Petrobrás distribuídas em varias regiões do Brasil, totalizando 37 torres de resfriamento agrupadas em 4 grupos em função da carga de petróleo processada. Os dados são referentes ao período de 2011.

De posse dos dados, as etapas da avaliação da possibilidade e estimativa de economia de consumo e descarte de efluentes foram realizados seguindo os seguintes passos:

- determinação dos ciclos de concentrações;
- avaliação da tendência à corrosão/incrustação;
- determinação dos parâmetros físico-químicos em função das alterações dos ciclos de concentrações propostos;
- estimação da redução da economia de água de reposição e redução de efluentes.

Os ciclos de concentrações foram determinados através da equação (16), tomando a sílica como espécie de referência.

Para a determinação da tendência da corrosividade e/ou da reposição de água, as quais serão caracterizadas como águas de recirculação no momento em que atingem os limites máximos de concentração, considerado para determinar o ciclo de concentração nas torres de resfriamento, foi utilizado o software, *French Creek Water Cycle* versão 6.00R2. Nas condições limites foi possível também, avaliar o índice de estabilidade de Langelier. Para os cálculos dos índices de estabilidade das águas de resfriamento foram utilizadas as características físico-químicas médias.

Aplicando-se as Equações (34) a (36) foram determinados os índices de estabilidade de Langelier (LSI, *Langelier Stability Index*), Ryznar (RSI, *Ryznar Stability Index*) e Puckorius (PSI, *Puckorius Stability Index*) (RABBANI *et al.*, 2008; RAFFERTY, 2008; NACE, 2007). Outras avaliações utilizando os produtos de solubilidade (Kps) para Sulfato de Cálcio, Silicato de Magnésio, Sílica e Fosfato Tricálcico, também podem ser empregados na predição de tendências à corrosão e incrustações em águas de resfriamento. No entanto, no presente estudo, foi considerada a saturação do carbonato de cálcio por ser este o parâmetro mais utilizado na avaliação de qualidade de águas industriais.

Os índices, LSI, RSI e PSI foram simulados em 3 níveis de ciclos de concentração, sendo eles, 4, 5 e 6, nas temperaturas de 45°C (retorno de água quente) e 80°C (temperatura de película adotada em projetos).

As simulações no *software French Creek* foram realizadas sem considerar os produtos químicos aplicados através dos programas de tratamentos. As cores azuis e vermelhas apresentadas nos resultados do software expressam as condições de baixa e alta severidade à processos de incrustação, respectivamente. A **Tabela 4.1** apresenta a codificação das cores com relação às condições da operacionalidade e características físico-químicas da água de reposição.

Tabela 4.1 – Codificação das cores relacionadas com o grau de formação de depósitos.

Cores	Condições de Operação
Azul	Segura, baixa tendência à deposição
Verde	Leve potencial de condição insegura, caso haja alguma pequena mudança de condição de operação
Amarelo	Condição de alerta. Condições potencialmente inseguras.
Magenta	Condição insegura. Promover medidas corretivas
Vermelho	Insegura, alta tendência à deposição. Requer alteração no programa de tratamento para estabilizar o sistema.

Fonte: Software French Creek®.

Após a identificação das refinarias com maior potencial à redução de purga, foi avaliado se os parâmetros físico-químicos da água de recirculação (purga) atendiam os requisitos usuais especificados pelas empresas de tratamento diante dos ciclos propostos.

Para a determinação da redução de água de reposição (MU) com a elevação do ciclo de concentração (CR), foram determinadas as vazões de evaporação (E) e de reposição (MU) usando as Equações (14) e (17), respectivamente. Outra maneira

de calcular a redução da água de reposição é através da utilizada equação (31) ou a Tabela 3.7.

Com estes dados foi possível construir curvas relacionando as vazões de reposição e purga das torres de resfriamento em função dos vários ciclos de concentrações, em determinadas condições fixas operacionais de vazão de circulação e gradiente térmico.

4.1.2 Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga

Com os resultados obtidos no item anterior (4.1.1), foi realizado um levantamento do estado da arte das soluções adotadas e em andamento, com relação aos tratamentos destas correntes.

Também foi realizado um levantamento dos custos de água de reposição (clarificada e/ou filtrada) das refinarias ao longo de 2011 com a finalidade de converter as reduções de água e efluentes, em economia de custos e, foram obtidos alguns dados de custos externos, para efeito de comparação com os adotados nas refinarias.

4.2 SISTEMA DE GERAÇÃO DE VAPOR

Foi realizado um levantamento de dados em uma refinaria no período de 01/11//2012 à 12/11/2013 via o *software* PI *DataLink* Version 4.1.1 com o suplemento do Excel, CalProc e análises de relatórios técnicos para obtenção de diversas informações, sendo elas:

- qualidade da água, vapor e condensado;
- avaliação das purgas das caldeiras;
- balanço global de massa;
- recuperação de condensado;
- avaliação de perdas;
- gestão dos purgadores.

As propriedades termodinâmicas da água foram obtidas de tabelas de vapor (*steam table*) disponíveis em softwares comerciais.

4.2.1 Qualidade da água

Foram obtidos dados analíticos do sistema de água para geração de vapor via banco de dados da refinaria (iLab) no período de 01/11/2012 à 12/11/2013, sendo estes transferidos para o PI (Plant Information) com o suplemento do excel CalcPro, com o objetivo de realizar um diagnóstico da qualidade da água do ciclo vapor, do monitoramento e do controle químico da qualidade dos fluxos vapor e condensado.

Com o auxílio do software de estatística Minitab (v.15.1.0) e planilha excel são apresentados tabelas e gráficos contendo os resultados estatísticos das análises do sistema de geração de vapor de alta pressão, 60 barg (bar *gauge*).

4.2.2 Avaliação das Purgas das Caldeiras (*Blowdown*)

O objetivo da avaliação das purgas das caldeiras é verificar as possibilidades da redução de consumo de combustível e de água de alimentação (BFW), conforme abordado no item 3.6.3.3b. Para isso, foram levantados dados da água de reposição (*makeup*), água de alimentação (BFW *boiler feed water*), água das caldeiras (*boiler water*), vapor e condensado. Com estes dados e utilizando as equações (41) a (44) foi possível calcular o ciclo de concentração das caldeiras e avaliar as possibilidades de aumento do ciclo e economia de água e energia.

Para a realização da estimativa de economia de energia na purga das caldeiras foi utilizado a Equação (39) para a determinação das correntes que saem do vaso de expansão.

4.2.3 Balanço Global de Massa (Hídrico)

Foi desenvolvido um fluxo geral de forma a identificar simplificadamente todo o processo da geração do vapor e suas perdas.

Os dados para compor o balanço hídrico foram obtidos a partir de planilhas de acompanhamento do balanço térmico da refinaria. Alguns dados de vazão foram obtidos por cálculo de fechamento do balanço.

Tais dados foram obtido no período de 01/11/2012 à 12/11/2013 via o PI DataLink Version 4.1.1.

4.2.3 Recuperação de Condensado

Neste estudo foi avaliada a recuperação do condensado para verificar a possibilidade de redução geral de custos, através da obtenção de redução de combustível, redução do *blowdown* (elevação da temperatura da água de alimentação e melhoria da qualidade da água) e como consequência, a redução do consumo de água de reposição. Após a verificação do percentual do retorno de condensado, obtido no item 4.2.2 foi possível comparar com o *benchmarking* (60%) das refinarias e estimar a economia de energia que poderia ser obtida ao elevar a recuperação do condensado.

4.2.4 Prevenção de Vazamentos e Perdas

4.2.4.1 Perdas no Suspiro dos Desaeradores

As perdas de água no ciclo vapor foram avaliadas por meio dos resultados obtidos do balanço hídrico através dos *vents* dos desaeradores. Os dados obtidos revelarão se estes se encontram acima do esperado (em projeto).

4.2.5 Gestão dos Purgadores

O objetivo de verificar as falhas dos purgadores baseou-se na possibilidade de otimizar a recuperação de condensado e estimar a economia de energia (redução do consumo de combustível).

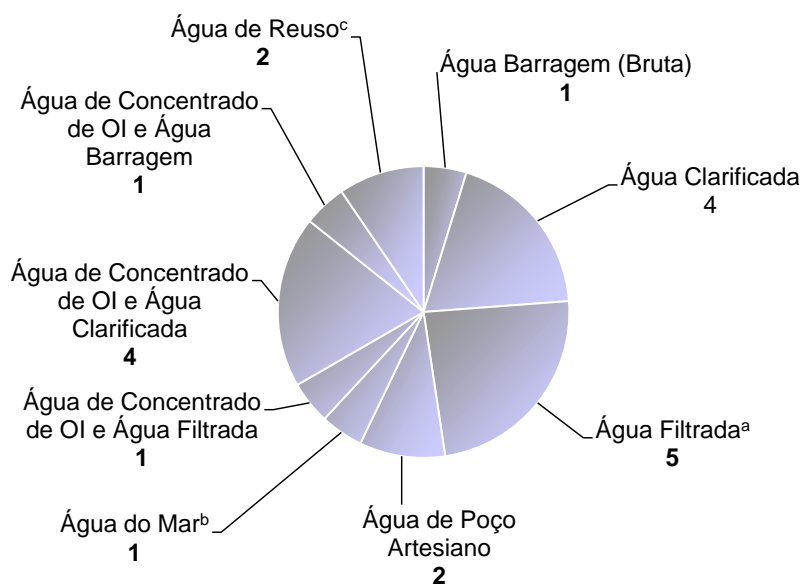
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 ÁGUA DE RESFRIAMENTO

5.1.1 Redução da Purga das Torres

As refinarias utilizam diferentes tipos de águas de reposição (*makeup*) em seus sistemas de água de resfriamento. A maioria utiliza água de rio filtrada (clarificada e filtrada), mas há refinarias que utilizam mais de um tipo de água para repor suas torres de resfriamento. A **Figura 5.1** mostra o número de refinarias que utilizam os vários tipos de águas como reposição em suas torres de resfriamento.

Figura 5.1 – Número de refinarias com seus vários tipos de suprimento de água de resfriamento



^aÁgua Clarificada e Filtrada, ^bSistema sem torres "once-through system"; ^cTratamento terciário do efluente.

As refinarias foram distribuídas em 3 grupos de acordo com a carga de petróleo processada:

- Grupo I processa mais de 40 000 m³/d;
- Grupo II processa entre 20 000 e 40 000 m³/d;
- Grupo III processa menos de 20 000 m³/d.

Observam-se na **Tabela 5.1 e 5.2**, as vazões de recirculação e os gradientes térmicos (*range*) nos 3 grupos de refinarias.

Tabela 5.1 – Vazões de água de recirculação por refinaria em cada grupo

	Grupo I ^a	Grupo II ^b	Grupo III ^c
Número de refinarias	3	4	2
P50 (m ³ /h)	47 052	30 398	8 117
Média Aritmética (m ³ /h)	46 819	30 130	8 104
Mínimo (m ³ /h)	43 257	25 435	6 769
Máximo (m ³ /h)	51 541	32 151	9 289

^aGrupo I: Carga de Petróleo Processada > 40 000 m³/d; ^bGrupo II: entre 20 000 – 40 000 m³/d; ^cGrupo III: < 20 000 m³/d
P50: Percentil 50%

Tabela 5.2 – Gradiente térmico (*range*) (ΔT)

	Grupo I ^a	Grupo II ^b	Grupo III ^c
Número de refinarias	3	4	2
P50 (°C)	8,7	9,1	7,1
Média Aritmética (°C)	9,0	9,0	7,1
Mínimo (°C)	6,9	6,3	6,9
Máximo (°C)	12,4	10,3	7,2

^aGrupo I: Carga de Petróleo Processada > 40 000 m³/d; ^bGrupo II: entre 20 000 – 40 000 m³/d; ^cGrupo III: < 20 000 m³/d
P50: Percentil 50%

5.1.1.1 Ciclo de concentração

O parâmetro para obtenção dos ciclos de concentração foi a sílica, por ser menos susceptível à interferências causadas pelos produtos químicos injetados no tratamento da água da torre (fosfatos e cloro).

Nas **Tabelas 5.3, 5.4 e 5.5**, são apresentadas as características das águas de reposição (*makeup*) e da recirculação (similar a purga) dos grupos I, II e III, respectivamente.

Tabela 5.3 – Características da água de reposição e purga - Grupo I

	Água de reposição			Purga		
	mínimo	máximo	média	mínimo	máximo	média
Turbidez (NTU)	2,7	6,9	4,3	16,6	48,4	29,4
pH @ 25°C	6,5	7,0	6,7	7,4	8,0	7,7
Condutividade (µS/cm)	221,2	306,8	267,0	821,8	1449,0	69,7
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	21,1	38,4	30,3	74,5	130,6	95,0
Dureza Total (mg/L CaCO ₃)	41,2	54,1	49,2	205,1	391,8	283,1
Cloreto (mg/L)	37,2	55,7	48,9	171,9	328,9	235,8
Sílica (mg/L SiO ₂)	9,8	13,7	11,5	40,7	84,2	59,7
Fe Total (mg/L)	0,21	0,46	0,27	1,08	4,77	1,77

Tabela 5.4 – Características da água de reposição e purga - Grupo II

	Água de reposição			Purga		
	mínimo	máximo	média	mínimo	máximo	média
Turbidez (NTU)	1,0	19,4	2,4	12,7	80,3	27,0
pH @ 25°C	6,4	7,5	7,0	7,2	8,6	8,2
Condutividade (µS/cm)	121,0	176,5	146,3	606,9	1426,4	1008,1
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	21,9	46,3	32,9	72,2	212,8	147,2
Dureza Total (mg/L CaCO ₃)	30,2	47,3	37,0	159,5	377,5	247,9
Cloreto (mg/L)	18,6	34,1	24,0	109,6	251,1	179,2
Sílica (mg/L SiO ₂)	6,9	11,9	9,2	32,3	82,7	53,6
Fe Total (mg/L)	0,06	6,67	1,59	0,56	3,29	1,18

Tabela 5.5 – Características da água de reposição e purga - Grupo III

	Água de reposição			Purga		
	mínimo	máximo	média	mínimo	máximo	média
Turbidez (NTU)	1,1	7,0	3,3	16,0	89,0	27,8
pH @ 25°C	5,6	6,4	6,1	7,2	7,2	7,2
Condutividade (µS/cm)	371,7	821,6	590,2	1148,4	2134,6	1566,2
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	18,5	31,2	25,0	43,0	116,2	116,2
Dureza Total (mg/L CaCO ₃)	38,4	64,5	50,4	115,3	193,5	151,2
Cloreto (mg/L)	63,1	150,7	94,7	243,9	251,1	179,2
Sílica (mg/L SiO ₂)	12,1	22,8	20,0	29,5	82,0	58,2
Fe Total (mg/L)	0,0	3,0	2,6	0,16	12,46	7,94

A **Tabelas 5.6** estão representados os ciclos de concentrações obtidos para os 3 grupos de refinarias, calculados de acordo com o item 4.1.1. Observe que o Grupo III apresenta menores ciclos de concentração, seguido pelo Grupo I. Portanto, o Grupo III apresenta maior potencial para elevação deste parâmetro com a redução da purga. O Grupo II apresenta maiores ciclos médios de concentração.

Tabela 5.6 – Ciclo de concentração (CR) dos grupos e refinarias

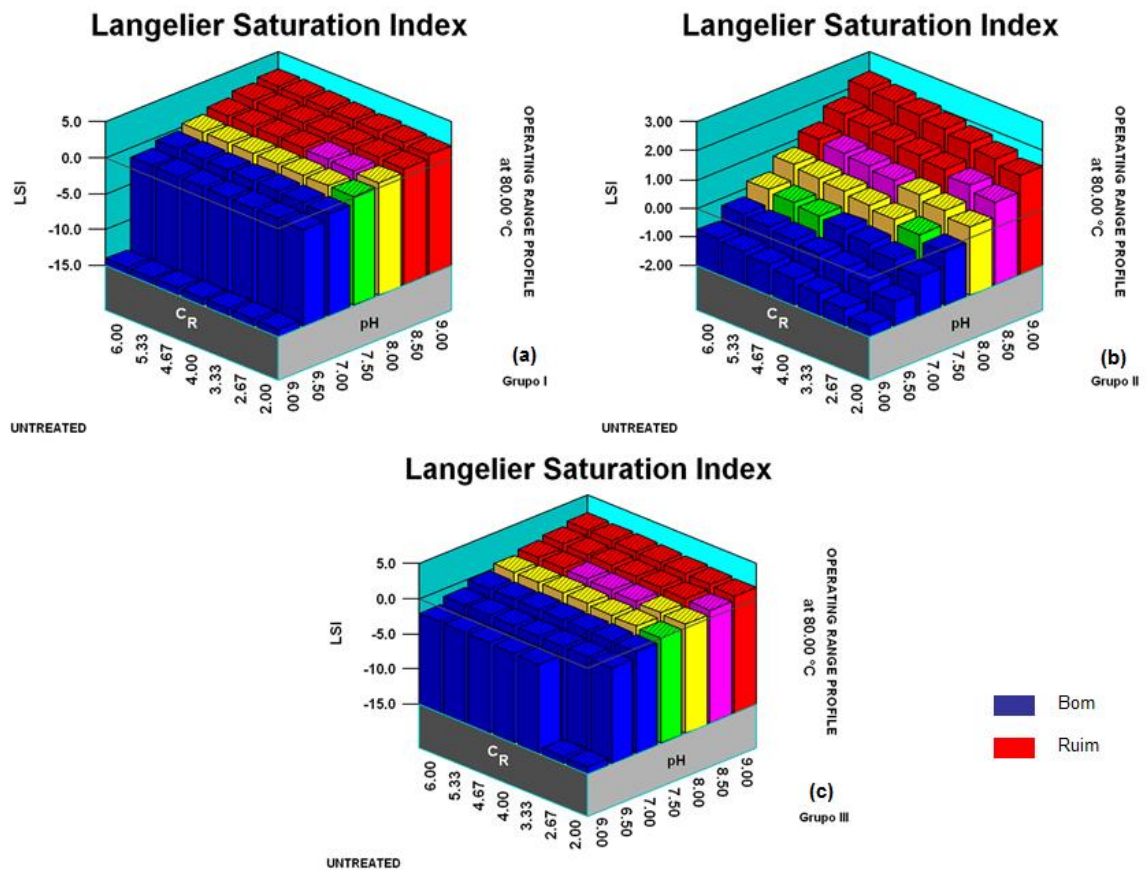
	Refinaria	Ciclo de Concentração (CR)
Grupo I	C	8,1
	G	3,0
	I	3,8
	Média do Grupo I	5,0
Grupo II	A	5,7
	D	4,6
	E	6,0
	H	5,9
	Média do Grupo II	5,5
Grupo III	B	2,8
	K	2,9
	Média do Grupo III	2,9

^aGrupo I: Carga de Petróleo Processada > 40 000 m³/d; ^bGrupo II: entre 20 000 – 40 000 m³/d ; ^cGrupo III: < 20 000 m³/d

5.1.1.2 Corrosão e Incrustação

As tendências à corrosão e incrustação são analisadas através dos índices de Langelier, Ryznar e Puckorius. Os índices de Langelier (LSI) referentes aos 3 grupos em função do ciclo de concentração e pH à temperatura de 80°C (temperatura de película) estão representados na **Figura 5.2** elaborados pelo software *French Creek*.

Figura 5.2 – Índices de Langelier no grupos de refinarias: (a) grupo I; (b) grupo II e (c) grupo III

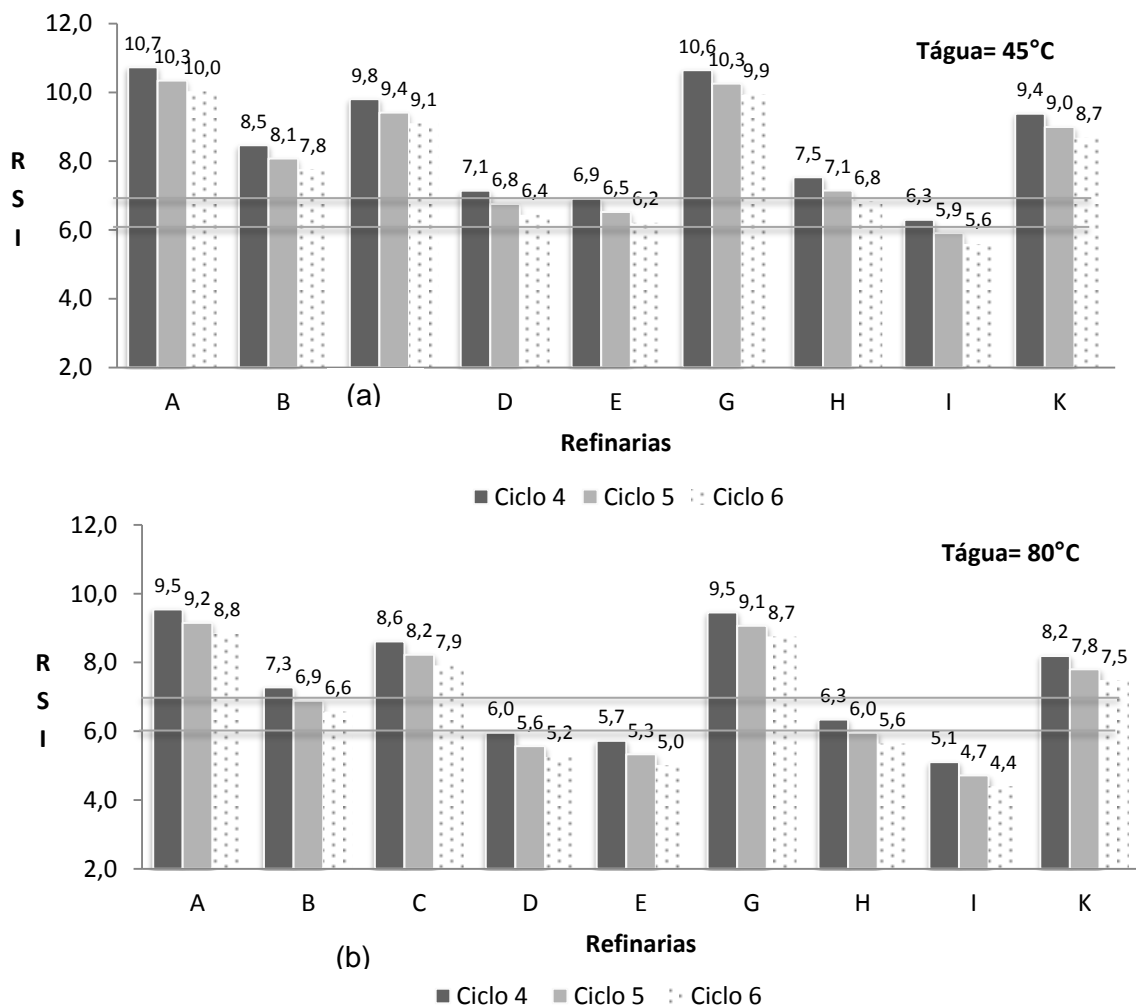


Observa-se que as águas dos 3 grupos são naturalmente corrosivas em pH abaixo de 7,5 para qualquer condição de operação (ciclos). Os grupos II e III vislumbram boa oportunidade de aumento de ciclo de concentração, pois apresentam tendência à deposição em pH mais elevados (>8,5).

As **Figura 5.3 e 5.4** mostram os índices de estabilidade de Ryznar (RSI) e Puckorius (PSI), respectivamente. Os índices foram simulados em 3 níveis de ciclos de concentração, sejam: 4, 5 e 6, nas temperaturas de 45 °C (retorno de água de resfriamento) e 80°C (temperatura de película). Os cálculos dos índices foram realizados utilizando as Equações 34 a 36.

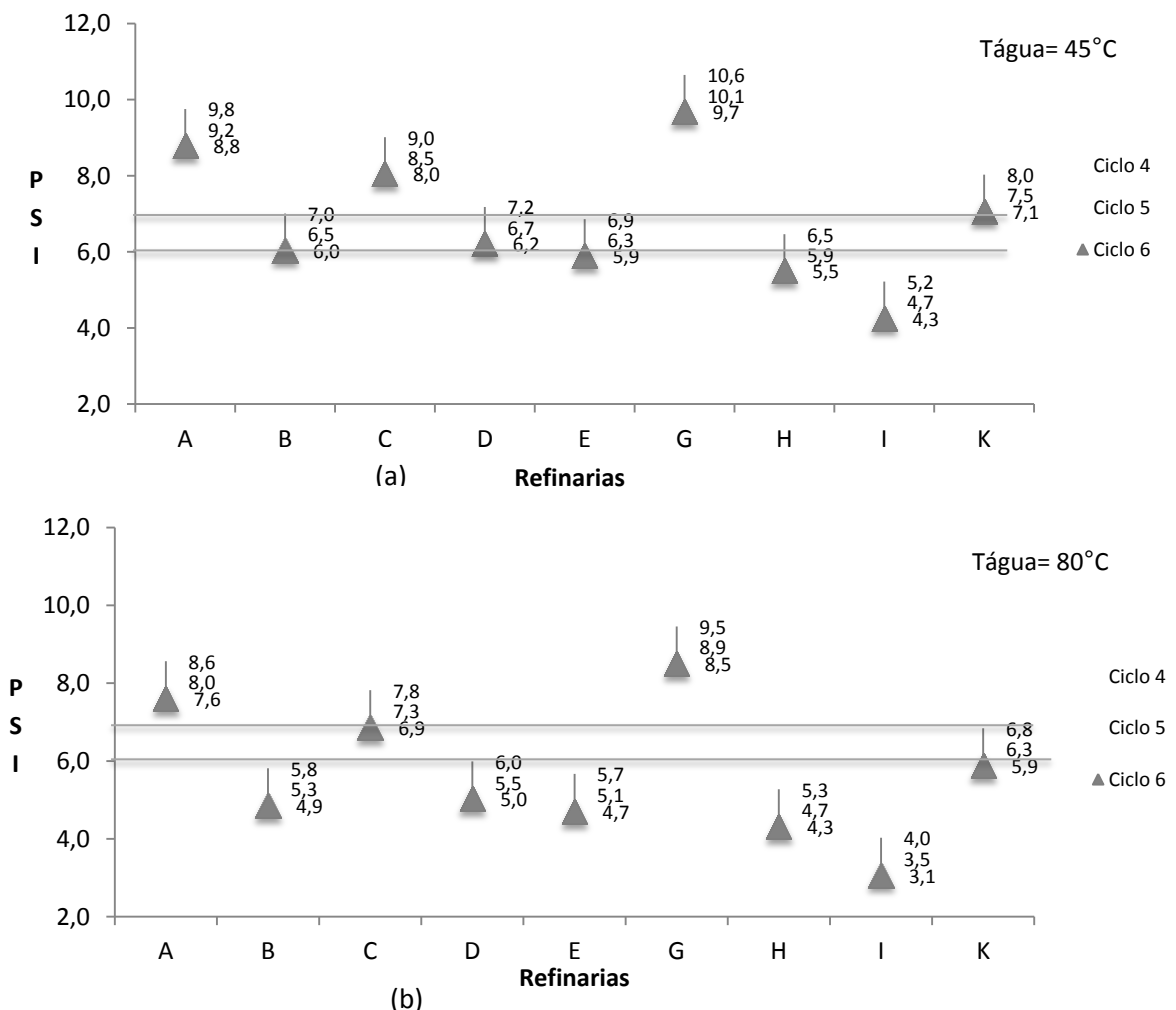
Observa-se através do índice de Ryznar (RSI) (**Figura 5.3**) que a maioria das refinarias apresenta águas com tendência à corrosão ($RSI > 6$), já confirmadas pelo índice de Langelier (**Figura 5.2**). exceto a refinaria I que apresentam tendências à deposição ($RSI < 6$) em ciclos maiores que 4, mesmo em temperaturas de 45°C (**Figura 5.3a**).

Figura 5.3 – Índice de Saturação de Ryznar (a): temp. de 45°C, (b) temp. de 80°C



Com relação à tendência de saturação através da análise do índice de estabilidade de Puckorius, observa-se que a refinaria I apresentou tendência à incrustação severa já na temperatura de 45°C e em ciclos baixos (ciclo igual a 4), por isso a elevação do ciclo de concentração desta refinaria foi limitada no valor igual a 5, conforme verificado no próximo item (item 5.1.1.3). Por outro lado, as refinarias E e H apresentaram tendência à incrustação em ciclos superiores a 5, mesmo em temperaturas de 45°C. Esta diferença entre os índices de Ryznar e Puckorius, dar-se pelo fato que o índice de estabilidade de Puckorius (PSI) calcula o pH do sistema em função da alcalinidade real da água, em vez de utilizar o pH real da mesma, proporcionando melhores capacidades de previsão das tendências de incrustação e corrosão da água de resfriamento.

Figura 5.4 – Índice de Estabilidade de Puckorius:(a) temp. de 45°C, (b) temp. de 80°C



As análises das tendências, baseada nos cálculos dos índices de estabilidade para as características físico-químicas médias das águas de resfriamento, revelam que será necessário um adequado programa de tratamento para suportar os aumentos dos ciclos.

5.1.1.3 Parâmetros físico-químicos das refinarias nos ciclos propostos

Em seguida é analisado os parâmetros físico-químicos das refinarias que apresentam menores ciclos de concentração, conforme foi apresentado anteriormente na Tabela 5.6, ou seja as refinarias B, D, G e I.

A **Tabela 5.7** apresenta os resultados da água de recirculação operando em ciclo 6 referentes às refinarias D, G e K; ciclo 5 na refinaria I e ciclo 4 na refinaria B.

Tabela 5.7 – Simulação dos parâmetros na água recirculante em ciclo 6 (D,G,K), 5 (I) e 4 (B)

Parâmetros	B ^a	D	G	I ^b	K
Condutividade (µS/cm)	4291,6	833,4	435,5	3095,1	645,4
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	114,6	150,1	49,5	326,9	128,1
Dureza Total (mg/L CaCO ₃)	286,8	362,2	42,8	634,6	174,7
Cloreto (mg/L)	711,3	115,4	47,5	620,9	69,0
Sílica (mg/L SiO ₂)	44,4	10,3	61,3	55,6	28,9
Fe Total (mg/L)	0,2	1,0	3,3	1,1	30,9

^aB com ciclo 4; ^bI com ciclo 5

Apesar das refinarias B e I apresentarem valores de condutividade e cloretos mais elevados, estes não são limitantes para o acréscimo nos ciclos de concentração propostos. Existem programas de tratamento efetivos para estes casos, baseados em polissulfatos-zinco e fosfonatos-zinco. Portanto, é extremamente relevante se ter um programa adequado de tratamento preventivo de água de resfriamento, para que possa atingir ciclos mais elevados, pois, uma vez que a água de reposição apresente uma tendência natural bastante incrustante

5.1.1.4 Estimativa de economia de água e efluentes

Os cálculos de redução de água de reposição ao se elevar o ciclo de concentração foram estimados utilizando as equações (15) e (18) e efetuando a diferença entre as águas de reposições nos ciclos inferiores e superiores. Outra alternativa para atingir os mesmos resultados é por meio da aplicação das equações

(14), (17) e (31). Os resultados calculados de ambas as formas estão representados na **Tabela 5.8** referenciadas as refinarias com maiores potenciais de economia de água (B, D, G, I e K). A **Figura 5.5** mostra as curvas de água de reposição e purgas das refinarias com maiores possibilidades de economia de água e efluentes. Observa-se a assíntotas das curvas das vazões à medida que os ciclos são superiores a 6.

Tabela 5.8 – Estimativa das reduções de água de reposição das refinarias com maiores possibilidades de economia de água

Variáveis ^a		B	D	G	I	K					
R	m ³ /h	11524	11524	44079	44079	53385	53385	34016	34016	3000	3000
ΔT	°C	4,7	4,7	8,1	8,1	7,8	7,8	7,9	7,9	10,0	10,0
CR		3,0	4,0	4,6	6,0	3,4	6,0	4,0	5,0	3,0	6,0
E	m ³ /h (Eq.15)	83,9	83,9	552,8	552,8	644,7	644,7	416,1	416,1	46,4	46,4
MU	m ³ /h (Eq.18)	125,8	111,8	706,3	663,4	913,3	773,6	554,7	520,1	69,7	55,7
ΔMU	m ³ /h		14,0		43,0		139,7		34,7		13,9
Redução de MU (%) (Eq. 34)			11		6		15		6		20
ΔMU	m ³ /h		14,0		43,0		139,7		34,7		13,9

^aR – Vazão de água de recirculação; ΔT – Gradiente térmico (*Range*); CR – Ciclo de concentração; E – Vazão da água evaporada; MU – Vazão da água de reposição; ΔMU – Redução da vazão de água de reposição

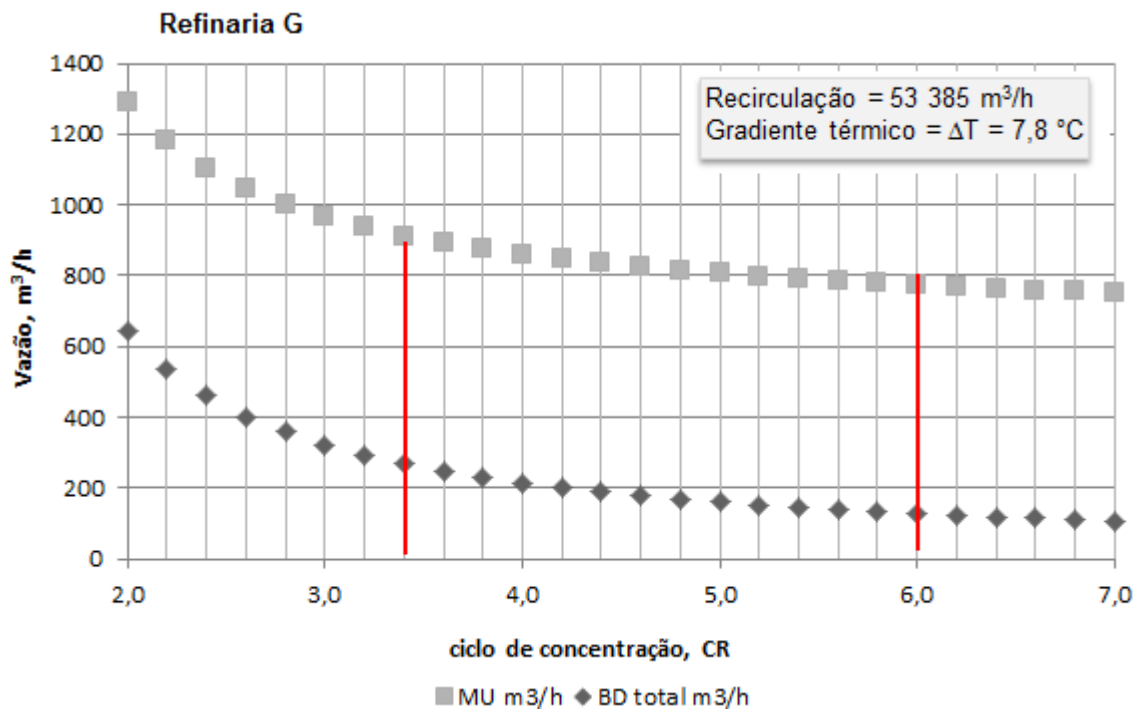
A **Tabela 5.9** apresenta os resultados referentes à redução do consumo de água nas refinarias, que apresentam maiores possibilidades ou potenciais para redução de água de reposição e descarte da purga para rede de efluentes, em função da elevação do ciclo de concentração. Com as ações de proposta de elevação do ciclo de concentração das refinarias citadas, promove-se uma redução no consumo de água (reposição) de 245 m³/h (5 886 m³/d). Concomitantemente também se obtém a redução da purga na mesma ordem de grandeza ao aplicar a equação (23). Neste caso, a redução da purga totalizaria também 245 m³/h. Isto representa uma economia anual de US\$ 859 404,00 (2 x 5 886 m³/d x US\$ 0,20/m³ x 365 d/ano) (US\$ 0,85 MM/ano).

Tabela 5.9 – Reduções de reposição e purga nas refinarias

Refinaria	B	D	G	I	K
Aumento do ciclo de concentração	3 para 4	4,6 para 6	3,4 para 6	4 para 5	3 para 6
Redução de água de reposição (m³/h)	14,0	43,0	139,7	34,7	13,9
Redução da purga (m³/h)	14,0	43,0	139,7	34,7	13,9
% Redução de consumo água de reposição	11,0	6,0	15,0	6,0	20,0
% Redução da purga (efluentes)	11,0	6,0	15,0	6,0	20,0

As vazões das águas de reposição (MU) e purga (BD) decrescem com a elevação do ciclo de concentração e a economia de água reduz bastante após o ciclo 6. Este comportamento pode ser observado analisando a refinaria G através da **Figura 5.5**.

Figura 5.5 – Vazões de reposição e purga em função do ciclo de concentração da refinaria G.



5.1.2 Estratégias e tecnologias para o tratamento da purga

A **Tabela 5.10** apresenta as tecnologias de tratamento e tipo de descarga da purga com finalidade de reúso. Em todos os casos a purga das torres de resfriamento é encaminhada para o ETDI. No caso da refinaria E existe tratamento terciário do efluente em MBR (*membrane bioreactor*) e eletrodialise reversa (EDR *electrodialysis reversal*) para seguirem às aplicações de reúso. Na refinaria H está sendo testado em escala piloto o tratamento específico da purga das torres de resfriamento através de MF (*microfiltration*) e RO (*reverse osmose*). Vale ressaltar que o processo alternativo de tratamento da purga da torre por coagulação/floculação/sedimentação não obteve êxito.

Tabela 5.10 – Tecnologias de tratamento e tipos de descarga da purga nas refinarias

Refinaria	Vazão da purga (m ³ /h)	Tipo de descarga	Tecnologia do tratamento
A	46	ETDI	
B	22	ETDI	
C	90	ETDI	
D	100	ETDI	
E	43	ETDI reúso ^a	MBR, EDR, DESMI
F	125	ETDI	
G	350	ETDI	
H	60	ETDI/ZLD piloto ^b	MF, RO
I	220	ETDI	
J	6	ETDI	
K	35	ETDI	

ZLD (zero liquid discharge) – descarga da purga para reúso total;

ETDI – descarga da purga para a estação de tratamento de despejos industriais;

ETDI reúso – descarga da purga para misturar ao reúso do efluente em tratamento terciário.

^aA purga é tratada junto ao tratamento terciário (MBR, EDR e RO) do efluente da refinaria;

^bA Purga é enviada para sistema de efluente, mas existe uma planta piloto testando a purga com membranas de microfiltração (MF) e osmose inversa (RO).

Em estudo realizado em 1998 em Taiwan, cerca de 19 plantas (26,8%) tiveram programas de recuperação e reúso da purga entre 70 plantas. Cerca de 14 aplicaram o reúso da purga em sistema de resfriamento e 5 utilizaram como produção de água para lavagens e controle de poluição de equipamentos. Segundo You (1999), estes números não eram tão motivadores e a justificativa era que o alto custo da implementação do reúso e a tecnologia ainda deveria ser melhorada.

5.1.3 Custos específicos adotados nas refinarias

Baseado no cálculo apresentado no item 3.7, os custos específicos da água são mostrados na **Tabela 5.11**. Baseado no item 3.7 (Valor Econômico) sobre o levantamento de custos das correntes de água, os custos de água de captação através de outorga ou compra de algum fornecedor (AN água nova) e de descarte (DE descarte) somente foi possível obter nas refinarias A e B.

Os custos de tratamento de água (TA) e tratamento de efluentes (TE) foram obtidos dos relatórios mensais internos das Unidades Operacionais e somente apropriam os custos marginais; ou seja, não incluem os custos fixos com mão-de-obra, manutenção e análises de laboratório.

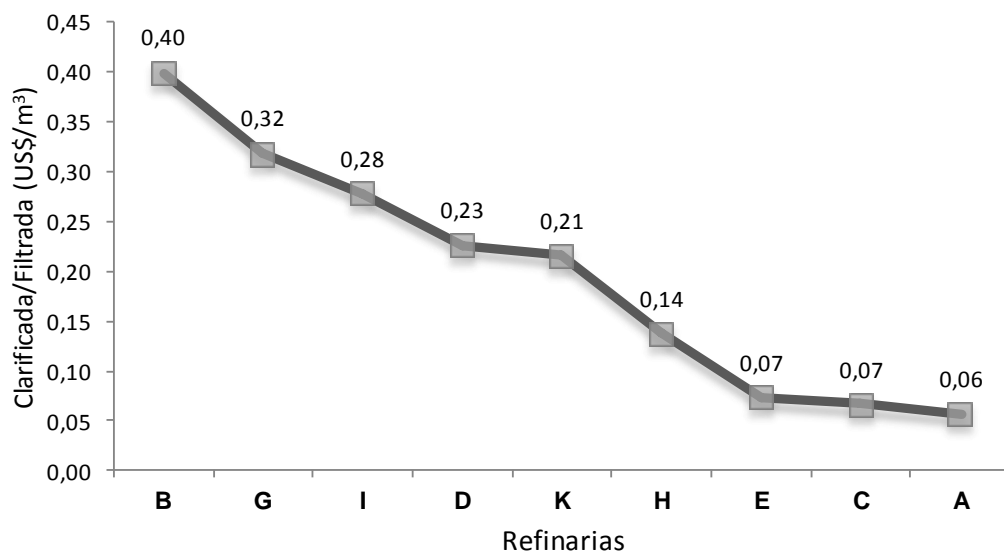
Tabela 5.11 – Custos específicos (US\$/m³) adotados em refinarias no Brasil e típico de refino no exterior

	AN ^a	DE ^b	TA ^c	TE ^d	AN+DE	AN+TA+DE
SABESP						3,50–5,00
ANA					0,004–0,14	
Exterior^d			0,26–0,55	0,52–1,04		
A	0,01	0,001	0,16	0,17		
B	0,62	ND ^e	0,76	0,19		

^aCusto da captação (AN água nova) em 2012; ^bCusto do descarte (DE descarte); ^cCusto do tratamento da água clarificada/filtradas (custo marginal=produtos químicos e energia em 2011); ^dCusto do tratamento de efluentes (custo marginal=produtos químicos, energia elétrica e vapor em 2011); ^dHWANG (2011); ^eND, não disponível.

Os custos TA correspondem a 2 tipos de correntes: a) água clarificada/filtrada e b) água desmineralizada, sendo estes em relação ao custo marginal (produtos químicos, bombeios (energia elétrica e vapor)). A **Figura 5.6** mostra os custos da água clarificada/filtrada (água de reposição das torres de resfriamento) adotados nas refinarias, referenciados em 2011.

Figura 5.6 – Custos específicos de tratamento de água (TA)



Há caso em que a pré-cloração é feita com cloro gás e dióxido de cloro, daí o custo do tratamento da água tornar-se bastante elevado, como é o caso da refinaria B em relação às demais refinarias.

5.2 SISTEMA DE GERAÇÃO DE VAPOR

5.2.1 Qualidade da água

A refinaria em estudo distribui o vapor em 3 níveis de pressão: a) vapor de alta pressão (60 barg); b) vapor de média pressão (17,5 barg) e c) vapor de baixa (3,5 barg). O sistema de alta pressão consta de 4 caldeiras, sendo que 1 (caldeira D) é recuperadora de calor e faz parte do sistema de cogeração da refinaria. O sistema de vapor de alta pressão representa a cerca de 85% da produção total de vapor, daí o motivo de priorizar a avaliação da qualidade das águas neste sistema.

5.2.1.1 Água de alimentação (BFW boiler feed water)

A água que alimenta as caldeiras é composta de água de reposição, oriunda da estação de tratamento de água e do condensado que retorna. No caso desta refinaria, a água de reposição (*makeup*) é produzida através de um tratamento composto por osmose inversa e polimento em resinas de troca iônica. O condensado que retorna se mistura com a água de reposição no desaerador. Nesta refinaria, a maior parte do condensado não passa por segregação (separação do condensado de máquinas e de processo) e bem como por algum processo de tratamento. A água desaerada que alimenta as caldeiras (*boiler feed water*) é oriunda dos 3 desaeradores, e ao se juntarem em um *header* de sucção das bombas, alimentam as caldeiras de alta pressão.

A **Tabela 5.12** mostra a estatística dos resultados analíticos da água que alimenta as caldeiras de alta pressão.

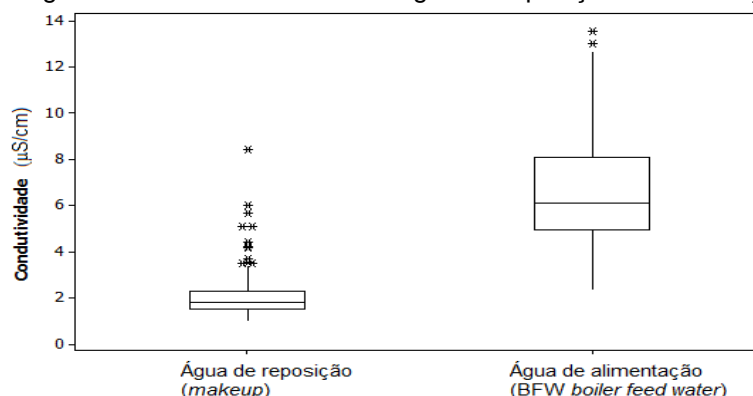
Tabela 5.12 – Qualidade da água de alimentação das caldeiras de alta pressão (60 barg)

	pH	Condutividade μS/cm	Sílica mg SiO ₂ /L	Ferro total mg /L
Número de amostras	194	193	194	88
P50	9,1	6,6	0,010	0,01
Média aritmética	9,0	7,1	0,012	0,01
Faixa de distribuição	8,8 - 9,2	5,4 - 8,2	0,010 - 0,012	0 - 0,02
P50 – Percentil 50%				

Observa-se um elevado valor da condutividade nesta água devido a elevada condutividade oriunda tanto do condensado (ver item 5.2.1.3) quanto da contribuição vinda da injeção dos produtos químicos (sequestrante de oxigênio e aminas neutralizantes) introduzidos na saída do desaerador e a montante da amostragem da água. Estes produtos são a DEHA (*Diethylhydroxylamin*) e morfolina que atuam como sequestrante de oxigênio e neutralizante da acidez da água (aminas neutralizantes), respectivamente. As normas internacionais não mencionam claramente o limite máximo da condutividade na água de alimentação e, sim, apenas na água da caldeira (*boiler water*). Como é uma prática adotar um percentual de purga entre 1% e 2% (FLYNN, 2009), isto corresponde a ciclos de concentração de 100 a 50. Portanto, o limite da condutividade na água de alimentação fica em função da obtenção do ciclo entre 50 e 100. No entanto, como as caldeiras em referência realizam a **atemperação** (*attemperation spray water*) do vapor com água desaerada para o controle de temperatura (controle do superaquecimento) é necessário que a condutividade esteja abaixo de $0,3 \mu\text{S}/\text{cm}$ (condutividade catiônico), segundo a EPRI (2004), sendo estes os valores máximos no vapor. Já a ASME (1994) recomenda para (para casos que ocorram a atemperação) que a quantidade de sólidos dissolvidos totais (TDS *total dissolved solids*) seja inferior a $10 \mu\text{g}/\text{L}$ (condutividade de $0,015 \mu\text{S}/\text{cm} = 10 \times 10^{-3} \text{mgL}^{-1}/0,65$).

A **Figura 5.7** mostra em *boxplot* a condutividade da água de reposição (*makeup*) e da água desaerada que alimenta as caldeiras da refinaria. Observa-se que a condutividade da água de reposição é baixa (média, $0,01 \mu\text{S}/\text{cm}$) quando comparada com a água desaerada (média, $7,1 \mu\text{S}/\text{cm}$), sendo o condensado como um dos principais responsáveis pela elevação deste parâmetro. Discussões posteriores são apresentadas no item 5.2.2.2.

Figura 5.7 – Condutividades da água de reposição e alimentação



5.2.1.2 Água de caldeira (boiler water)

A **Tabela 5.13** mostra os resultados analíticos dos parâmetros de controle das caldeiras.

Tabela 5.13 – Parâmetros de controle da água de caldeira (60 barg)

Caldeira A	pH	Condutividade $\mu\text{S/cm}$	Sílica $\text{mg SiO}_2/\text{L}$	Alc.M $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$	Fosfato mg /L
	9,5 - 10,5	< 60	< 5		
Número de amostras	194	193	158	67	165
P50	9,7	24,9	0,390	4,00	2,56
Média aritmética	9,8	29,6	0,430	4,10	2,45
Faixa de distribuição	9,5 - 9,9	18,3 - 38,2	0,16 - 0,54	2,50 - 6,00	0,60 - 3,90

Caldeira B	pH	Condutividade $\mu\text{S/cm}$	Sílica $\text{mg SiO}_2/\text{L}$	Alc.M $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$	Fosfato mg /L
Número de amostras	137	136	110	41	115
P50	9,7	27,0	0,380	11,00	2,400
Média aritmética	9,8	31,4	0,450	11,93	2,230
Faixa de distribuição	9,5 - 10,0	18,3 - 41,7	0,15 - 0,56	41913,00	0,55 - 3,8

Caldeira C	pH	Condutividade $\mu\text{S/cm}$	Sílica $\text{mg SiO}_2/\text{L}$	Alc.M $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$	Fosfato mg /L
Número de amostras	105	103	74	40	81
P50	9,7	26,9	0,360	12,00	2,180
Média aritmética	9,7	34,7	0,620	13,18	2,780
Faixa de distribuição	9,56 - 9,81	22,3 - 45,5	0,21 - 0,68	42644,00	1,49 - 3,40

Caldeira D	pH	Condutividade $\mu\text{S/cm}$	Sílica $\text{mg SiO}_2/\text{L}$	Alc.M $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$	Fosfato mg /L
Número de amostras	210	209	189	61	183
P50	10,0	45,8	0,600	16,00	0,640
Média aritmética	9,9	43,4	0,860	16,70	1,380
Faixa de distribuição	9,8 - 10,2	32,7 - 56,1	0,44 - 0,83	14 - 20	0,44 - 1,90

P50 – Percentil 50%

A sílica reativa nas águas das caldeiras encontram-se na faixa de 0,15 a 0,83 mg/L, bem abaixo do limite superior (5 mgSiO₂/L) (ASME, 1994; EPRI, 2004) e a condutividade encontra-se na faixa de 18,3 a 56,1 $\mu\text{S/cm}$ e aproxima-se mais do limite superior (60 $\mu\text{S/cm}$), podendo ser melhor observado nas **Figuras 5.8 e 5.9**, onde estão apresentadas na forma gráfica *boxplot*, contemplando a sílica reativa e condutividade da água do tubulão (*boiler water*) das caldeiras de alta pressão: A,B,C e D.

Figura 5.8 – Concentração de sílica reativa na água das caldeiras de alta pressão (60 barg)

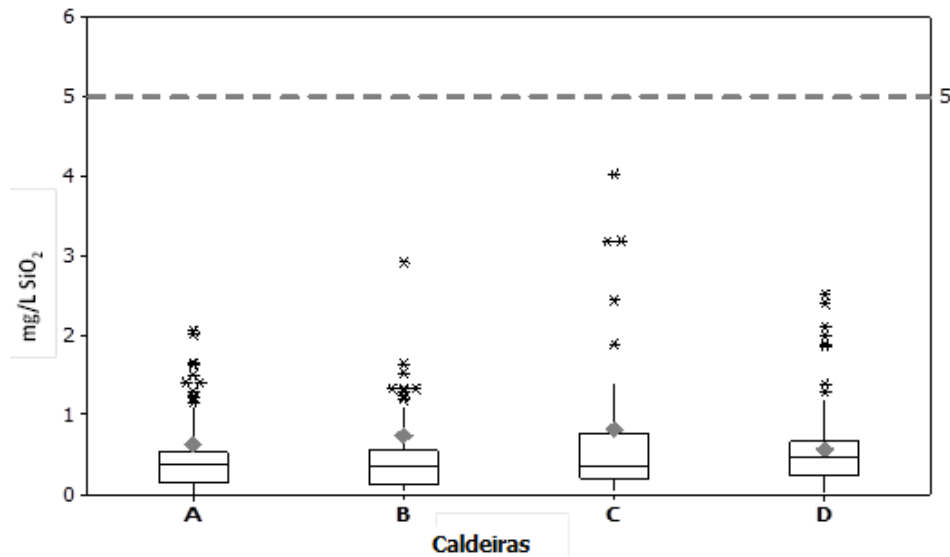
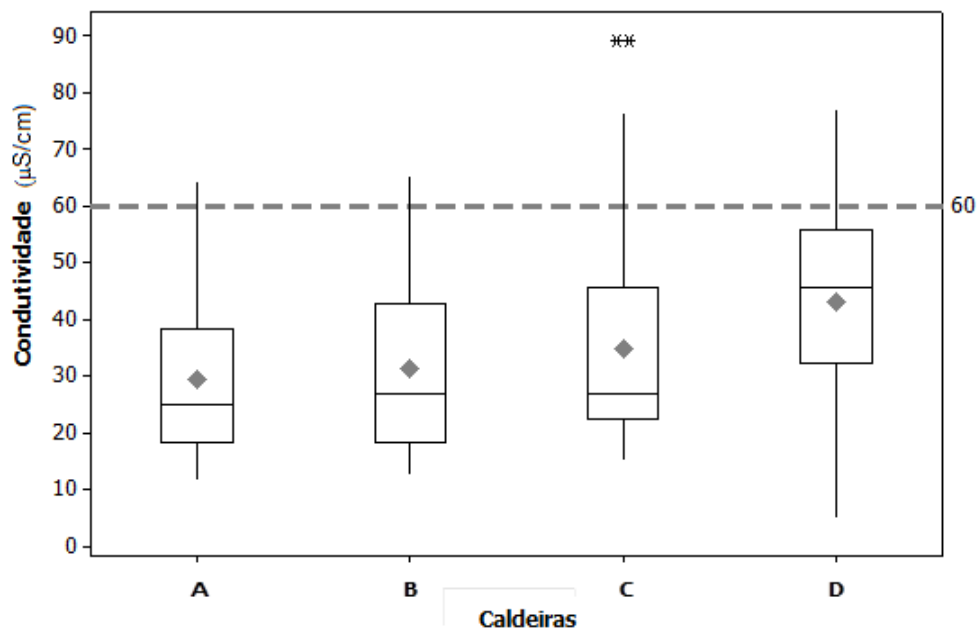
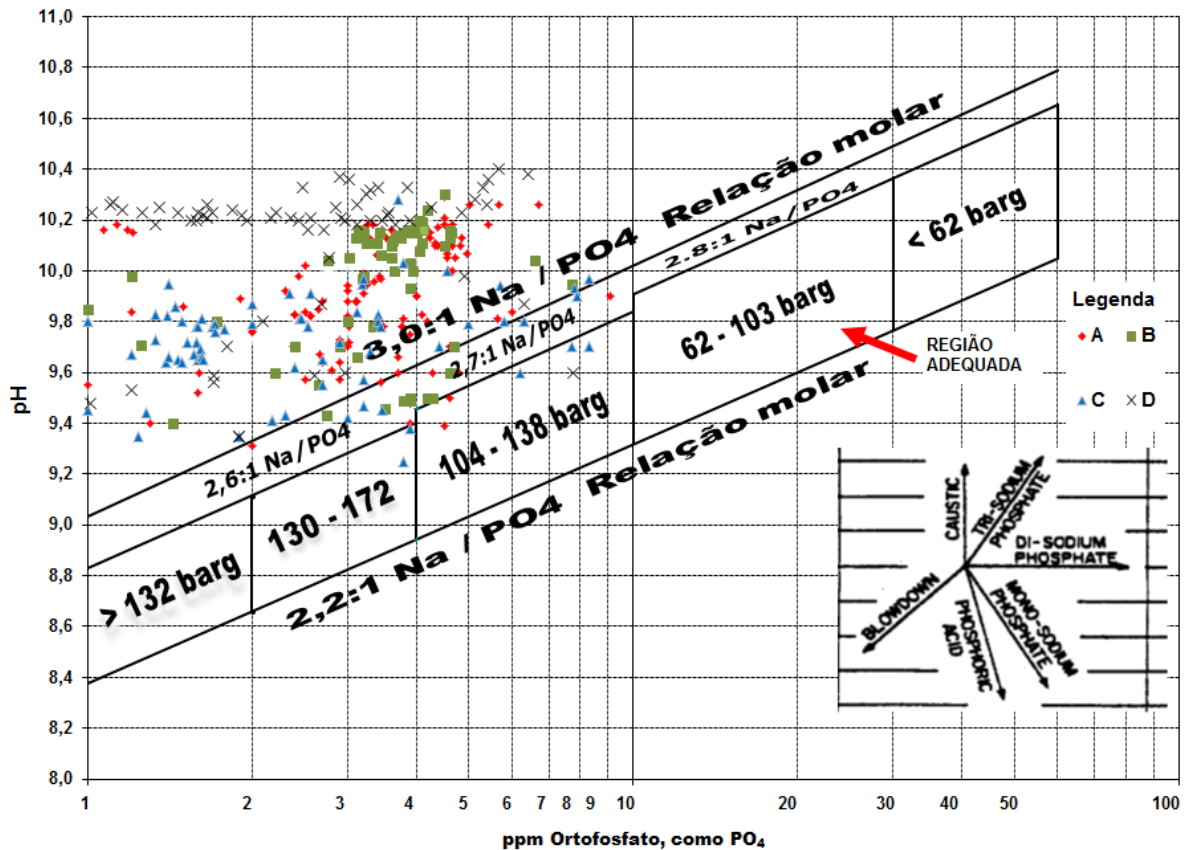


Figura 5.9 – Condutividade na água das caldeiras de alta pressão (60 barg)



A **Figura 5.10** mostra os valores de pH e fosfato nas águas das caldeiras de 60 barg (A,B,C e D) no tratamento fosfato coordenado/congruente. Observa-se que os pontos estão distribuídos na região de NaOH livre (acima do *box* de controle), significando um elevado potencial à ocorrência de problemas de fragilização caústica como também formação de espumas, e o conseqüente arraste indesejado de sais para o vapor. Este fato poderia justificar a alta condutividade do vapor e condensado (ver item 5.2.1.3). Porém, o fenômeno de *hide out* (ocultamento parcial dos fosfatos com aumento de carga da caldeira (BUECKER, 2000; DREW, 1988) pode estar ocorrendo.

Figura 5.10 – Controle fosfato vs. pH



Fonte: Adaptado de Betz (1991) e Buecker (2000)

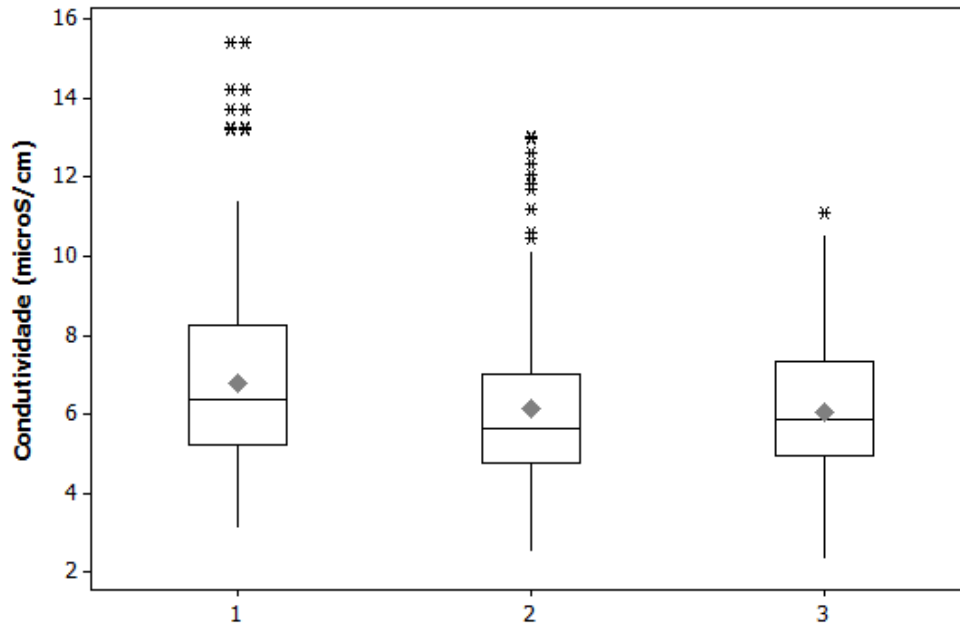
Os resultados das análises do vapor estão representados na **Tabela 5.14**. A **Figura 5.11** mostra a condutividade dos condensados originados no sistema de geração de vapor. Observa-se que o vapor apresenta valores de condutividade elevados (média, 6,6 $\mu\text{S}/\text{cm}$) superiores a água de reposição (média, 0,01 $\mu\text{S}/\text{cm}$). Este fato, confirma que o condensado é responsável pela condutividade elevada da água de alimentação das caldeiras e isto possivelmente dá-se pelo descontrole do pH e fosfatos nas águas das caldeiras, indicando que as caldeiras operaram fora do *box* de controle recomendados para pressão de 60 barg (**Figura 5.10**). Em regiões de soda livre como observado na operação das caldeiras promovem espumas que causam arraste de sais para a fase vapor.

Tabela 5.14 – Análise da fase vapor das caldeiras de alta pressão

	A		B		C		D	
	SiO ₂ (mg/L)	Condutividade (μS/cm)	SiO ₂ (mg/L)	Condutividade (μS/cm)	SiO ₂ (mg/L)	Condutividade (μS/cm)	SiO ₂ (mg/L)	Condutividade (μS/cm)
Número de amostras	170	197	139	163	85	108	129	204
P50 ^a	0,01	6,67	0,01	7,10	0,01	6,29	0,01	6,04
Média aritmética	0,01	7,57	0,01	7,12	0,01	6,15	0,01	5,56
Faixa de distribuição	0,01-0,01	5,22-8,12	0,01-0,01	5,64-8,14	0,01-0,01	4,88-7,43	0,01-0,01	0,01-8,03

^aP50 – Percentil 50%

Figura 5.11 – Condutividade dos condensados



5.2.2 Avaliação das Purgas das Águas das Caldeiras

5.2.2.1 Economia de água

As **Tabelas 5.15** a **5.16** mostram os ciclos de concentração, vazões de água de alimentação e a purga das caldeiras, respectivamente.

O ciclo de concentração calculado pela condutividade é bastante inferior ao calculado através da sílica, isto ocorre devido à condutividade elevada da água desaerada e do condensado, cujas médias são 7,1 e 6,3 $\mu\text{S}/\text{cm}$, respectivamente. Como a possibilidade da presença de sílica coloidal na água desaerada é baixa, em decorrência da implementação da osmose inversa e polimento (resina de troca iônica) no pré-tratamento, optou-se neste caso, a adotar como referência o ciclo de concentração calculado pela concentração de sílica.

Observa-se na Tabela 5.15 que os ciclos de concentração médios (sílica) das caldeiras de combustão (A,B e C) estão entre 38 e 57 e são inferiores ao ciclo de concentração da caldeira recuperadora de calor (D; 78,30) (ciclos ótimos devem estar entre 50 e 100). Portanto, as caldeiras A,B e C possuem maiores valores de

percentual de purga e, portanto apresentam maiores potenciais para economia de combustível, conforme é apresentado posteriormente no item 5.2.2.3.

Tabela 5.15 – Ciclo de concentração das caldeiras de alta pressão^a

Caldeiras	A		B		C		D	
	CR _{SiO2}	CR _{Cond}	CR _{SiO2}	CR _{Cond}	CR _{SiO2}	CR _{Cond}	CR _{SiO2}	CR _{Cond}
Número de amostras	158	193	110	136	74	143	189	209
P50 ^b	39,00	3,76	37,00	4,09	35,00	4,08	60,00	7,08
Média aritmética	38,72	4,14	40,90	4,40	56,23	4,83	78,30	6,08

^aDados referentes ao período de 1/11/2012 a 12/11/2013; ^bPercentil 50%.

Tabela 5.16 – Vazões de água de alimentação das caldeiras de alta pressão^a

Caldeiras	A	B	C	D
	Vazão alimentação ^c t/h	t/h	t/h	t/h
P50 ^b	64,26	64,30	64,72	70,08
Média aritmética	65,17	63,87	65,78	68,27
Mínimo	33,28	31,17	36,44	10,94
Máximo	86,71	88,03	106,33	101,37

^aDados referentes a 1/11/2012 a 12/11/2013; ^bPercentil 50%; ^cAlimentação (BFW boiler feed water)

Na **Tabela 5.17** estão apresentadas de forma resumida, a vazão de água de alimentação, percentagem e vazão da purga das principais caldeiras do sistema de geração de vapor de alta pressão da refinaria.

Tabela 5.17 – Percentagem e vazão das purgas das caldeiras de alta pressão

Caldeiras	A	B	C	D	Total
Vazão da água de alimentação t/h	65,20	63,90	65,80	68,30	263,20
Percentual da purga %	2,58	2,45	1,78	1,28	2,03 ^(*)
Vazão da purga t/h	1,70	1,53	1,18	0,89	5,30

(*) Média

O percentual médio de purga do sistema das caldeiras foi de 2,03% (Tabela 5.17). Segundo Flynn (2009) para caldeiras de alta pressão, o ideal seria operar com percentual de purga na faixa de 1 a 2%, em função da economia de energia e a não degradação dos produtos químicos adicionados no tratamento.

Uma estimativa da economia nos custos de água pode ser verificada na **Tabela 5.18**. De modo a não reduzir o percentual de purga para valores menores do que 1%, elevou-se a sílica ao valor máximo de 1,2 mg/L. A economia total nos custos de água obtida foi US\$ 32 883,31/ano. Estes valores sofrerão incrementos no futuro, à medida que forem elevados os custos de outorga e descartes de água.

Observa-se que houve uma economia total anual (água e produtos químicos) de US\$ 32 883,31 e redução na purga ou de água de alimentação de 2,72 t/h (65,3 t/d).

Tabela 5.18 – Estimativa da economia de água na redução da purga das caldeiras

Caldeiras de alta pressão			A	B	C	D
Silica na água da caldeira (boiler water)	média	mgSiO ₂ /L	0,43	0,45	0,62	0,86
Silica na água de alimentação (BFW)	média	mgSiO ₂ /L	0,012	0,012	0,012	0,012
Condutividade na água de alimentação	média	µS/cm	7,1	7,1	7,1	7,1
Vazão da água de alimentação		ton/h	65,2	63,9	65,8	68,3
Horas de operação anual		h	8000	8000	8000	8000
Custo outorga da água (AN)		\$/m ³	0,05	0,05	0,05	0,05
Custo do descarte de água (DE)		\$/m ³	0,05	0,05	0,05	0,05
Custo de efluentes (TE)		\$/m ³	0,24	0,24	0,24	0,24
Custo água desmi (marginal) (TA)		\$/m ³	1,20	1,20	1,20	1,20
Condição 1 (atual)						
Ciclo de concentração	média	CR ₁	38,7	40,9	56,2	78,3
% Purga		%	2,60	2,40	1,80	1,30
Vazão de Purga (BD)		ton/h	1,70	1,53	1,18	0,89
Condição 2 (futuro a curto prazo - aumentando a sílica na água da caldeira)						
Silica na água da caldeira ^a	média	mg/L	1,2	1,2	1,2	1,2
Ciclo de concentração		CR ₂	100,0	100,0	100,0	100,0
Relação CR ₂ /CR ₁			2,58	2,44	1,78	1,28
Condutividade na água da caldeira ^b		µS/cm	2,58 x 7,1 = 18,3	17,4	12,6	9,1
% Purga		%	1,00	1,00	1,00	1,00
Vazão de Purga (BD)		ton/h	0,65	0,64	0,66	0,68
Redução da Purga		ton/h	1,04	0,89	0,53	0,20
Custo total água		\$/m ³	1,54	1,54	1,54	1,54
Economia de água e produtos químicos		US\$/ano	12 852,22	11 021,47	6 485,25	2 524,37
Economia total (água e produtos químicos)		US\$/ano	32 883,31			

^aO limite máximo do controle de sílica é 5 mg/L, porém foi reduzido para 1,2 mg/L para não obter %BD<1 ;

^bLimite máximo de controle da condutividade é 60 µS/cm.

As perdas de água através da purga passam a ser bastante relevantes, quando são incluídos os custos de energia associados ao consumo de combustíveis nas caldeiras, conforme será visto no item seguinte. Portanto, na sequência é avaliada a economia de energia relacionada com a redução da purga ao passar da condição 1 para a condição 2 (Tabela 5.21), porém não inserindo a caldeira recuperadora de calor (D).

5.2.2.2 Economia de energia

Com relação à refinaria em estudo, o projeto do sistema de purga das caldeiras da área de Utilidades (central termoelétrica, caldeiras A, B e C) já foi

projetado visando integração energética entre as correntes de purga e água de reposição. Isto se deve ao fato, da configuração do projeto ser da seguinte maneira:

– as purgas das caldeiras (60 barg) seguem para um vaso de expansão (*flash*) que expandem para o coletor (*header*) de vapor de baixa pressão, na mesma pressão dos desaeradores (VB, 3,5 barg). Desta forma permite a recuperação da elevada energia do vapor saturado;

– o calor do líquido saturado que sai do vaso é aproveitado para pré-aquecer a água de reposição (*makeup*) em um trocador de calor; recuperando parcialmente o restante da energia. O líquido saindo deste vaso não é recuperado e se junta com os efluentes da refinaria.

A purga está relacionada com o consumo de combustível e, neste aspecto, ao analisar a redução dos custos elevando-se a concentração de sílica no tubulão (reduzir % purga), será avaliada a redução de combustível (energia/custos) diante de duas condições (1 e 2) no sistema de purga, conforme referidas anteriormente na **Tabela 5.18** e apresentadas abaixo:

- condição 1 refere-se aos dados obtidos no período de 2013, na qual a vazão de purga, %BD em relação a água de alimentação e sílica no tubulão foram de 4,41 t/h (1,70t/h+1,53t/h+1,18t/h) (105,8 t/d), 2,26% e 0,5 mg/L, respectivamente.

- condição 2 refere-se ao um caso hipotético em que a sílica da água da caldeira é elevada para o valor de 1,2 mg/L, o que corresponde a uma vazão de purga de 1,95 t/h (0,65t/h+0,64t/h+0,66t/h) (46,8 t/d) e 1% de BD em relação a água de alimentação.

Em ambas as condições, foram realizados balanços de massa e energia (obtidos de dados termodinâmicos) em torno dos equipamentos: vaso de expansão (*flash*) e trocador de calor. As vazões de vapor *flash* foram calculadas utilizando a Equação (39). A vazão da produção de vapor foi obtida através da aplicação da equação (44).

Na **Figura 5.12** estão representados os dados de entrada relacionados a combustão nas caldeiras (dados do combustível, eficiência) e a produção de vapor, o qual será constante em ambas condições (1 e 2) (191 m³/h;4584 t/d). Na **Figura 5.13** está representado o fluxo do sistema de purga com a indicação dos dados e resultados obtidos referentes à condição 1.

Figura 5.12 – Dados referentes à combustão nas caldeiras da Central Termoeletrica (A,B e C)

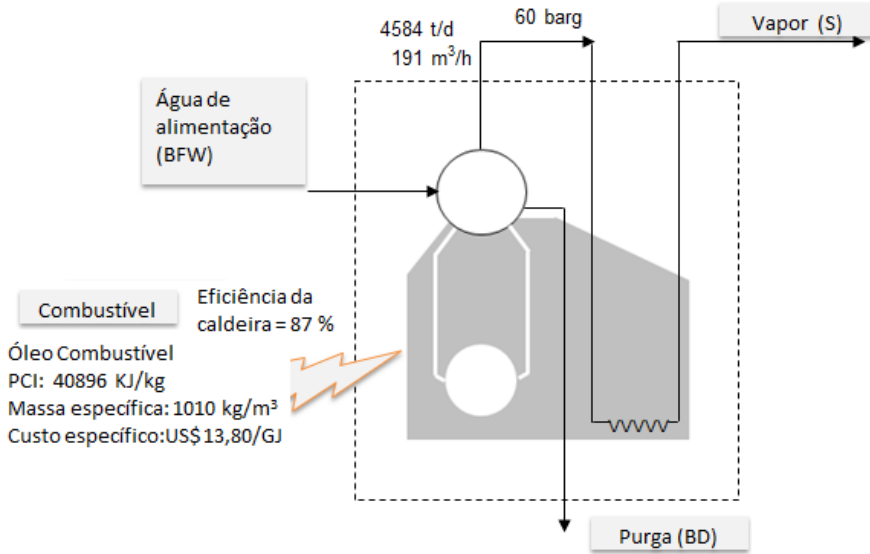
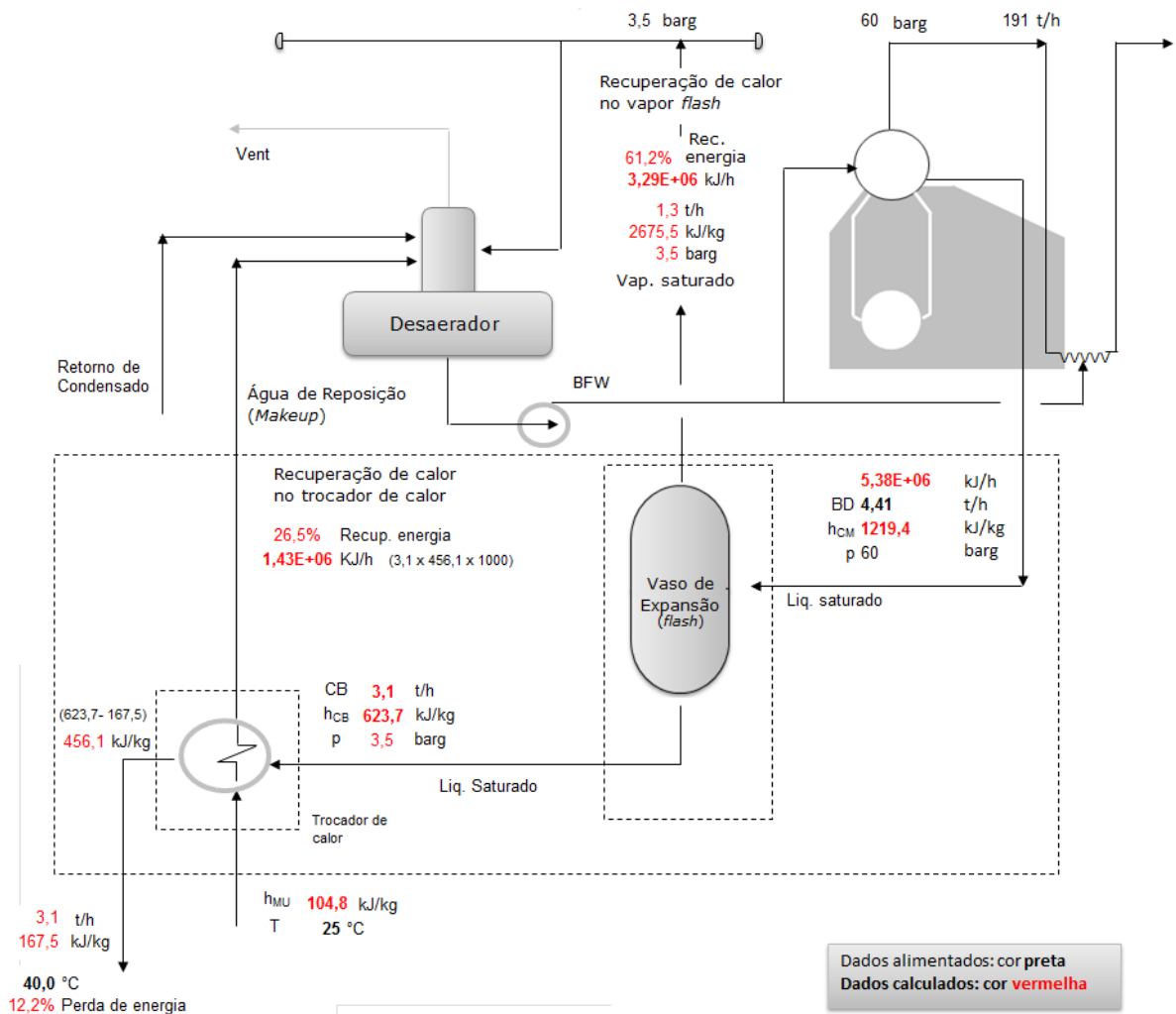


Figura 5.13 – Fluxo do sistema de purga indicando os dados e resultados à condição 1 (purga de 4,41 t/h; BD=2,26%)



A **Tabela 5.19** apresentam os dados e resultados obtidos nas duas condições analisadas. Observa-se que na condição 1 (atual) a perda de energia é de 12% (Figura 5.15) em relação à energia total das purgas destas três caldeiras. Portanto, mesmo em um adequado sistema de integração energética realizada no sistema de purga de uma caldeira, qualquer quantidade de purga representa alguma perda de energia, de modo que a possibilidade de reaproveitamento deve ser sempre analisada.

A estimativa dos custos com as perdas de energia através da purga nas duas condições (1 e 2) estão apresentadas na **Tabela 5.22**. Na condição 2, quando a purga foi reduzida a perda de energia foi reduzida em 55,8%, embora o percentual de redução de água de alimentação seja de apenas 1,3%. Observa-se que ao se operar com um menor percentual de purga (condição 2) obterá uma redução anual em combustível, água e energia de 616 ton (redução de 55,8% de combustível), 2,4 t/h e 2,74 GJ/h o que representa uma economia anual dos custos correspondentes a US\$ 347 000,00 (US\$ 0,35 MM/ano).

Tabela 5.19 – Dados e resultados obtidos nas condições 1 (purga 4,41 t/h) e 2 (purga 1,95 t/d)

			Condição 1	Condição 2	Cálculo
(*) (A) Produção de vapor	S	t/h	191,0	191,0	
(*) (B) Percentual da purga	%BD		2,26%	1,00%	
(C) Ciclo de concentração	CR		44,25	100,0	$C = 100/B$
(*) (D) Vazão da purga	BD	t/h	4,41	1,95	
(E) Água de alimentação	BFW	t/h	195,42	193,0	$E = A+D$
(F) Economia de água			2,46	t/h	$F = E1 - E2$
(G) Economia de purga (efluente)			2,46	t/h	$G = D1-D2$
(H) Entalpia líquido saturado @ p=	60	barg	1219,39		
(I) Entalpia líquido saturado @ T=	25	°C	104,84		
J Economia de energia			2,74	GJ/h	$J = G \times (H - I) \times 10^{-3}$
(*) (K) Eficiência da caldeira			87%		
(*) (L) PCI			4,09E+04		
(M) PCI absorvido			3,56E+04		$M = L \times K$
(*) (N) Massa específica do combustível			1010		
(*) (O) Custo específico do combustível			13,8		
(P) Tempo de operação anual			8000		
(Q) Economia de combustível			77,0		$Q = J/M$
(R) Economia de combustível			0,076		$R = Q/N \times 10^3$
(S) Economia de combustível			616,07		$S = Q \times P/1000$
(T) Economia de combustível			43,43		$T = O \times (J/K)$
(U) Economia (anual)			3,47E+05		$U = T \times P$
(V) Percentual de economia de água			1,3%		$V = F/E1$
(W) Percentual de economia de energia			55,8%		$W = 1000 \times J/[D1 \times (H - I)]$
(X) Percentual de economia de combustível			55,8%		$X = (D1 - D2)/D1$

(*)Entrada de dados, os demais são calculados.

5.2.3 Balanço Global de Massa (hídrico)

O balanço de massa está representado através de um fluxo resumido na **Figura 5.16**, onde os valores apresentados representam as vazões médias, em ton/h, durante o ano de 2013. Na Figura 5.13, os valores lançados em fonte de cor preta foram obtidos do balanço térmico da refinaria através de medição de vazão online com dados registrados no software PI (*process information*). Os valores em vermelho referem-se ao resultado de cálculos realizados através do balanço de massa. Foram considerados os seguintes pontos:

- a vazão de água fresca (bruta) total captada pela refinaria foi de 1058 t/h, sendo destes, 142 t/h (118+24) exportadas para consumidores externo (termoelétrica). Portanto, 916 t/h de água fresca foram consumidos pela refinaria. Os percentuais de água nos processos citados abaixo estarão relacionados com a vazão de água fresca de 916 t/h;

- A refinaria exporta para uma termoelétrica (UTE) água filtrada e desmineralizada para reposição das torres de resfriamento e desaeradores, respectivamente. Portanto, nos cálculos dos percentuais de consumo destas correntes foram subtraídos os envios de águas para esta termoelétrica.

- O percentual de água destinada para reposição das torres de resfriamento foi de 46% ($417/[1058-(118+24)]$) e está próximo a referência internacional (48%) citada por HWANG *et al.*(2011);

- O percentual de água destinada para reposição do sistema de geração de vapor foi de 27% ($(276-24)/[1058-(118+24)]$) e está acima da referência internacional citada por Hwang *et. al* (2011) de 20%. A produção de vapor é elevada em decorrência da priorização da utilização do vapor como força motriz para acionamento de grandes máquinas do processo, onde 41% (superior a 23% citado por Einstein (2001) no item 1) da energia térmica é destinada à geração de vapor, conforme apresentado na estimativa da **Tabela 5.20**.

- O percentual de efluentes foi de 42% ($386/[1058-(118+24)]$), valor menor do que é normalmente encontrado em refinarias (segundo CH2M HILL (2003) em torno de 56%). Este fato se deu devido a refinaria praticar o reúso de 76 t/h do efluente, destinando-o à reposição de torre de resfriamento;

- a vazão de água da atemperação do vapor foi de 4,9% em relação à água de alimentação e próximo à faixa esperada (5-7%);

– A purga das caldeiras foi de 2,03% em relação a água de alimentação, indicando que a refinaria em questão têm adotado a operação das caldeiras em ciclo de concentração mais baixo (limite máximo de sílica é 5 mg/L), uma vez que a corrente de condensado na água de alimentação apresenta elevada condutividade. Porém, existe ainda um potencial de ganho energético ao se operar com a purga de 1,20% em relação a água de alimentação, conforme foi apresentado no item 5.2.2.2;

– A recuperação de condensado foi de 50,1%, indicando possibilidade de economia de água e energia ao perseguir o *benchmarking* de 60% (valor típico adotado em refinarias).

– As perdas de vapor e condensado estão indicadas na **Tabela 5.21**. Nestas perdas estão inseridas as perdas em purgadores, vapor no desaerador, alívio em redutoras de vapor de baixa pressão e correntes de condensados.

Tabela 5.20 – Estimativa da energia direcionada à vapor oriundo do combustível fóssil

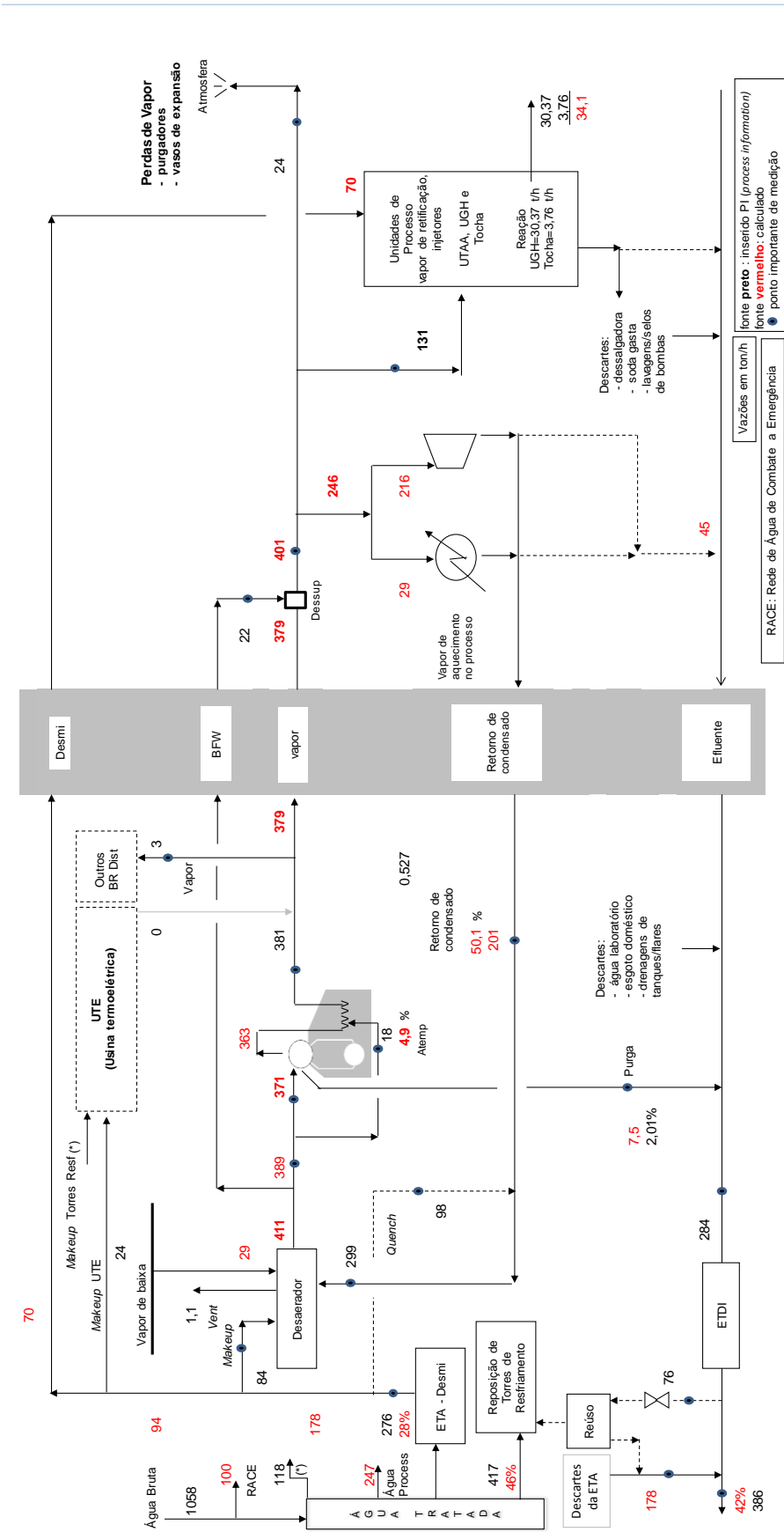
Variáveis/Dados de entrada		Dados/Resultados	
Vazão Total		t/h	371
Energia térmica Total ^a		GJ/h	2 407
		Vapor de alta	Vapor de média
Vazão de água de alimentação	t/h	315,4	55,7
p	barg	60	17,5
T	°C	25	25
Entalpia	kJ/kg	2 783	2 797
Entalpia	kJ/kg	104,8	104,8
Fluxo de Energia	GJ/h	845	150
		=315,4 (2783-104,8)	
Fluxo de energia total para gerar vapor		GJ/h	994
Percentual da energia para gerar vapor		%	41%

^aDados médios

Tabela 5.21 – Perdas de vapor informadas em 2013

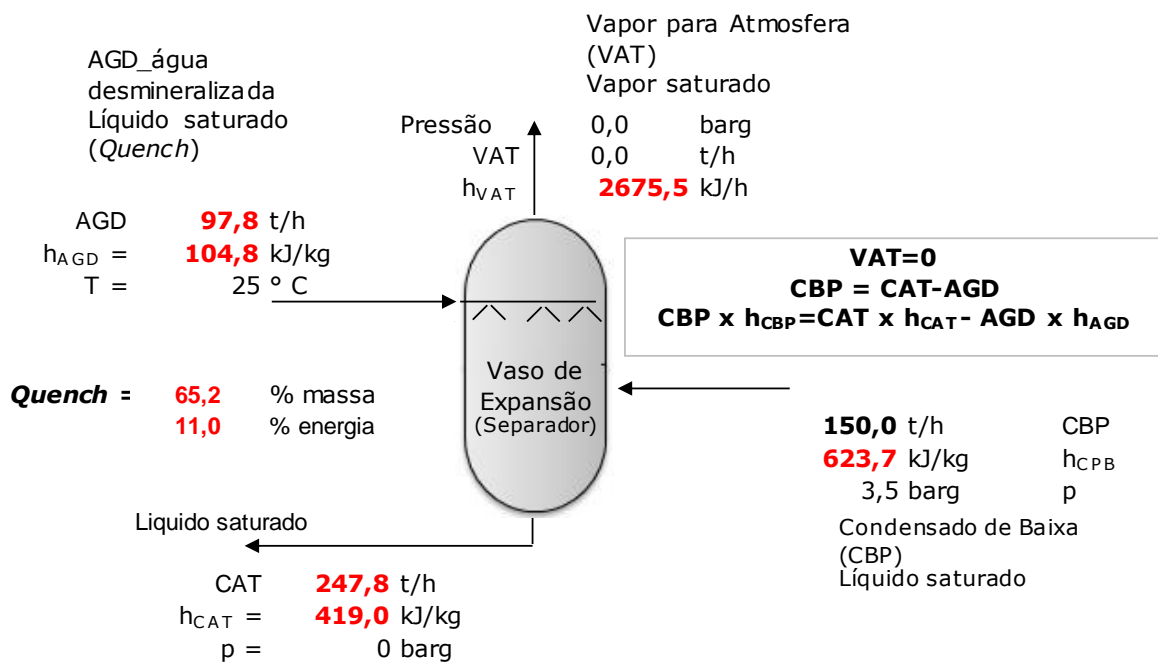
Perdas	Unidade	valor
Perda total de vapor	t/h	24
Perda total de vapor e condensado	t/h	68,9
Percentual da perda de vapor	%	35

Figura 5.14 – Balanço de massa envolvendo o sistema de geração de vapor



A Vazão de *quench* (água desmineralizada injetada para reduzir as perdas de vapor para atmosfera) considerada no balanço hídrico (**Figura 5.14**) é de 98 t/h. Através do balanço de massa e energia no vaso de expansão representando na **Figura 5.15**, determina-se a vazão de condensado na entrada do vaso no valor de 150 t/h. Portanto, o somatório dos condensados que são encaminhados para os vasos que existem abatimento do vapor através de *quench* devem totalizar esta vazão (150 t/h). Os valores em cor preta e vermelha representam os valores lançados e calculados, respectivamente. Neste caso o valor de CBP (condensado de baixa pressão) foi variado até atingir o valor do *quench* (98 t/h).

Figura 5.15 – Balanço de massa e energia em vaso de *quench*



Com esta informação pode-se comparar a soma dos condensados que alimentam os vasos que recebem *quench* com o valor de 150 t/h. Caso este somatório for superior a 150 t/h, pode-se otimizar, reduzindo a vazão de *quench*. A questão da redução da água de *quench* é motivada pelas seguintes vantagens:

- reduzir o resfriamento do condensado; ou seja, evitar a perda de energia;
- reduzir a vazão de condensado a ser tratado em estação de tratamento de condensado.

Uma boa alternativa para eliminar as perdas de vapor para atmosfera em vasos de expansão de condensado é instalar um condensador na linha de alívio, fazendo com que o condensado retorne para o vaso.

A água de atemperação ou de dessuperaquecimento (injeção de água desmineralizada) injetada para o controle da temperatura do vapor foi de 4,9% e está dentro do normalmente esperado nas caldeiras de refinarias. Porém, ainda é necessário melhorar a qualidade desta água via recuperação de condensado, para dar maior garantia e confiabilidade à operação de turbinas.

A recuperação de condensado é de 50,1%, indicando que existe ainda um potencial para melhorar a recuperação e atingir o *benchmarking* de 60%.

5.2.4 Recuperação de Condensado

Como citado no item 3.6.3.2, a recuperação do condensado é o mais efetivo meio de se economizar água e energia no sistema de geração de vapor. No presente estudo, entre as medidas para a recuperação de condensado, serão considerados:

- maximização do retorno de condensado;
- redução das falhas em purgadores;
- otimização das perdas de vapor através dos *vents*.

As vantagens da recuperação do condensado são:

- economia de combustível;
- economia de água de alimentação;
- economia de purga (analisada no item 5.2.2.)

5.2.4.1 Maximização do retorno do condensado

O fato de que a qualidade do condensado apresenta similaridade com a água de reposição (desmineralizada), ao elevar a recuperação do condensado implica em melhoria da qualidade da água de alimentação, sendo assim poderá reduzir a purga por promover aumento do ciclo de concentração das caldeiras. A redução da purga

está associada com a redução de combustível, em decorrência da redução da vazão da água de alimentação. Outro fato relevante, é que com o aumento da recuperação do condensado haverá aumento da temperatura da água de alimentação, o que significa que influencia também no consumo de combustível.

No presente estudo, a maximização do retorno de condensado foi baseada como condição inicial, o balanço de massa apresentado no item 5.2.3 (ver Figura 5.14) referente a 2013, onde foi determinada a recuperação do condensado (50,1%). Neste estudo, elevou-se gradualmente a recuperação de condensado para facilitar o atingimento das metas. Para efeito de composição de ganhos econômicos, considera-se a hipótese de aumento do retorno de condensado para o valor de 60%, usual em refinarias de petróleo, embora seja citado na literatura o valor de 75% (McKAY & HOLLAND, 1981).

A **Tabela 5.22** apresenta os dados e resultados para a estimativa das economias de água e combustível referentes a cada recuperação de condensado desejado anualmente. Foram adotadas as seguintes premissas (SUZUKI, 1999):

- se aumenta a recuperação de condensado (RC), a vazão da purga (BD) decresce de BD (t/h) para $BD \times [1 - (RC/100)]$;
- assume que a temperatura da água de reposição e do condensado retornado é 25°C e 80°C, respectivamente, e a temperatura da água de alimentação após a recuperação de condensado de RC% é: $(25 \times MU + 80 \times RC) / (MU + RC)$ °C.

Tabela 5.22 – Estimativa da economia nos custos relacionados a redução de água e energia ao elevar o percentual de retorno de condensado de 50% até 60%.

		Recuperação de condensado (%)					
		50	52	54	56	58	60
Condições operacionais das caldeiras							
Pressão normal de operação	bar	60	60	60	60	60	60
Produção de vapor	t/h	401,00	401	401	401	401	401
Purga (<i>blowdown</i>) ^a	t/h	10,00	9,60	9,20	8,80	8,40	8,00
Água de alimentação (BFW)	t/h	411,00	410,60	410,20	409,80	409,40	409,00
Percentual de purga	%	2,43	2,34	2,24	2,15	2,05	1,96
Recuperação de condensado	t/h	200,5	208,52	216,54	224,56	232,58	240,6
Percentual da recuperação de condensado	%	50	52	54	56	58	60
Consumo de água de reposição (<i>makeup</i>)	t/h	210,00	202,08	193,66	185,24	176,82	168,40
Tipo de tratamento externo	Troca iônica/polimento misto						
Temperatura do condensado	°C	80	80	80	80	80	80
Temperatura da água de reposição (<i>makeup</i>)	°C	25	25	25	25	25	25
Temperatura da água de alimentação (BFW) ^b	°C	51,86	52,93	54,03	55,14	56,25	57,35
Dados do combustível e água para estimativa dos custos		2011	2012	2012	2012	2012	2012
Duração anual da operação das caldeiras	h	8000	8000	8000	8000	8000	8000
Eficiência das caldeiras	%	87	87	87	87	87	87
Tipo de combustível	Óleo Combustível						
Custo do combustível	US\$/kg	0,564	0,564	0,564	0,564	0,564	0,564
Custo do combustível	US\$/GJ	13,8	13,8	13,8	13,8	13,8	13,8
Poder calorífico inferior do combustível	kJ/kg	40 896	40 896	40 896	40 896	40 896	40 896
Custo da água de alimentação	US\$/t	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20	1,20
Temperatura da água de caldeira (Liq. sat.)	°C	276,7	276,7	276,7	276,7	276,7	276,7
Entalpia do vapor saturado @ 60 barg	kJ/kg	2783,4	2783,4	2783,4	2783,4	2783,4	2783,4
Entalpia do condensado (Liq. saturado)	kJ/kg	334,9	334,9	334,9	334,9	334,9	334,9
Entalpia da água de alimentação (Liq. saturado)	kJ/kg	217,1	221,6	226,2	230,8	235,4	240,1
Entalpia da água de caldeira	kJ/kg	1219,4	1219,4	1219,4	1219,4	1219,4	1219,4
Estimativa do preço do condensado	US\$/t	1,87	1,80	1,72	1,65	1,58	1,50
Consumo de combustível ^c	kg/h	29205	29143	29078	29014	28950	28885
Economia de combustível (diferença)	kg/h		62,8	127,2	191,5	255,9	320,3
Consumo de água	t/h	210	202	194	185	177	168
Economia de água (diferença)	t/h		8	16	25	33	42
Economia de energia	GJ/h		2,57	5,20	7,83	10,47	13,10
Economia de combustível	MM US\$/ano	0	0,28	0,57	0,86	1,15	1,45
Economia de água	MM US\$/ano	0	0,08	0,16	0,24	0,32	0,40
Economia total	MM US\$/ano	0	0,36	0,73	1,10	1,47	1,84

^aA vazão da purga (BD) decresce de BD (t/h) para $BD \times [1 - (RC/100)]$ (SUZUKI, 1999); para %RC=50, BD=10 t/h; para RC%=0, BD=20 t/h

^bA temperatura da água de alimentação é igual a $(20 \times MU + 80 \times RC) / (MU + RC)$, onde: MU: água de reposição e RC: retorno de condensado

^cConsumo de combustível é calculado usando a Equação (46)

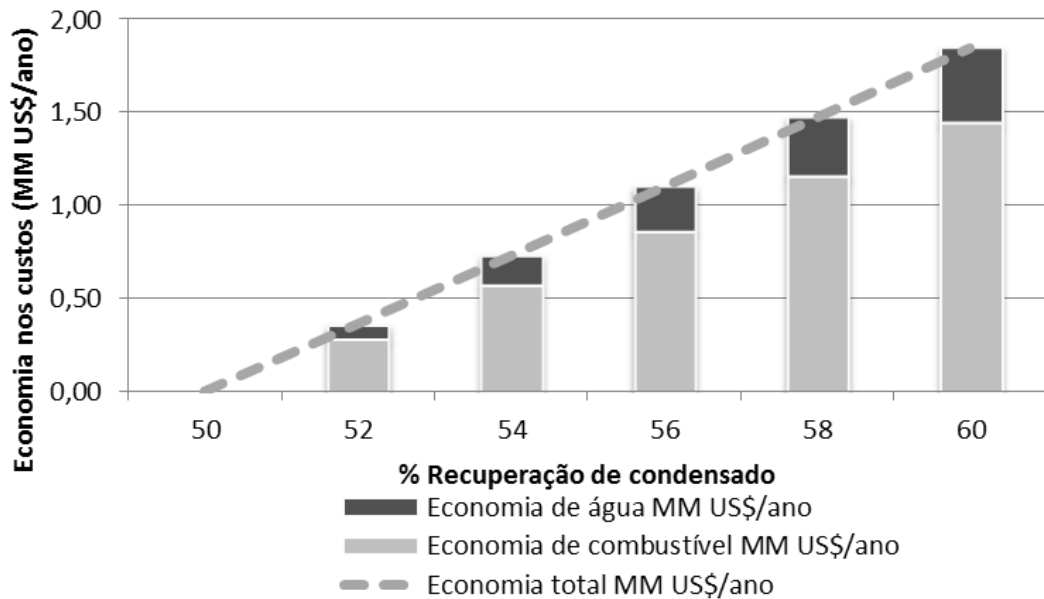
Observe-se que à medida que se eleva a recuperação de condensado pode-se verificar que:

- reduz a água de reposição (*makeup*);
- eleva a temperatura da água de alimentação;
- reduz a vazão da água de alimentação;
- reduz a purga;
- reduz o consumo de combustível.

A **Figura 5.16** apresenta a economia nos custos em função da percentagem de recuperação de condensado. Observe que para recuperar 54% de condensado, que é uma condição possível para obter em um ano, a refinaria economizará cerca de US\$ 0,73 MM, reduzindo o consumo de água de reposição e energia em 16 t/h e

5,20 GJ/h. Caso a refinaria deseje atingir o patamar de 60% de recuperação de condensado poderá obter reduções de 42 t/h no consumo de água de reposição, 320 kg/h de combustível e 13,1 GJ/h de energia, representando uma redução de custos cerca de US\$ 1,84 MM/ano.

Figura 5.16 – Economia nos custos em função da elevação da recuperação de condensado



5.2.4.2 Gestão dos Purgadores

A refinaria em estudo adota uma política de inspeção e manutenção de purgadores que em linhas gerais, consiste das seguintes práticas:

- monitoramento das condições dos purgadores através de um equipamento, denominado TrapMan (TM-5 dispositivo de coleta de informações e diagnóstico da situação dos purgadores no campo), realizando calibrações periódicas destes, utilizando-se estetoscópio e pirômetro ótico;
- gerenciamento do sistema de purgadores através de um banco de dados (PS 2) com cadastro da população de purgadores, o qual recebe informações do sistema Trapman/TM-5;
- inspeção dos purgadores, de modo que sejam monitorados dentro de um intervalo pelo ao menos 1 vez por ano. E, em casos específicos em que os purgadores que desempenham funções críticas, este prazo é reduzido.

O TrapMan apenas correlaciona perdas aos eventos em que há vazamento por um purgador.

Lembrando que nesta refinaria, os purgadores termodinâmicos constituem o tipo mais comum de dispositivo de eliminação de condensado dos sistemas de vapor, seguidos por purgadores de balde invertido.

Conforme os dados fornecidos pela refinaria, as falhas nos purgadores no período de 2013 foram de 10%, indicando a necessidade de continuidade nas ações de correção para a redução destas falhas. Segundo Seneviratne (2007), uma boa gestão pode reduzir as falhas nos purgadores para menos de 5% (ver item 3.6.3.2).

Os custos anuais por problemas de falhas em purgadores na referida refinaria foram estimadas em US\$ 871 293,40 em 2013.

Considerando uma melhoria na gestão dos purgadores, de forma que o percentual de falhas diminua para 3%, o custo anual reduzirá de forma a obter-se uma economia anual de US\$ 609 905,40, correspondendo a uma redução de 70% nos custos referentes a perdas de vapor em purgadores em mau funcionamento. Estes resultados estão apresentados na **Tabela 5.23**, onde se observa a estimativa dos custos envolvendo as falhas em purgadores nas duas situações (falhas de 10% e 3%).

Tabela 5.23 – Estimativa das perdas de água em purgadores

			Futuro
Dados	(A) N° total de purgadores		5453
	(B) Percentagem média de falhas nos purgadores	%	10
	(C) Vazão média em um purgadores com falha	kg/h	9,12
	(D) Percentagem de flash	%	10
	(E) Custo do específico do vapor	US\$/ton	20,00
Cálculo	(F) Estimativa do número de falhas em purgadores		545 = (A) x (B/100)
	(G) Perdas de vapor vivo	ton/h	5,0 = (F) x (C/1 000)
	Perdas de água diária	m ³ /d	107,4 = [1-(D/100)] x (G) x 24
	Custo anual	US\$	871 293,43 = (E) x (G) x 24 x 365
			Futuro
Dados	(A) N° total de purgadores		5453
	(B) Percentagem média de falhas nos purgadores	%	3
	(C) Vazão média em um purgadores com falha	kg/h	9,12
	(D) Percentagem de flash	%	10
	(E) Custo do específico do vapor	US\$/ton	20,00
Cálculo	(F) Estimativa do número de falhas em purgadores		164 = (A) x (B/100)
	(G) Perdas de vapor vivo	ton/h	1,5 = (F) x (C/1 000)
	Perdas de água diária	m ³ /d	32,2 = [1-(D/100)] x (G) x 24
	Custo anual (perda de vapor)	US\$	261 388,03 = (E) x (G) x 24 x 365
Economia nos custos (vapor)			US\$/ano 609 905,40

Observa-se que a redução de água é de 75,2 m³/d (3,1 m³/h) e assim como no caso da purga, analisada no item 5.2.2.3, a economia de água é pequena quando comparada com a economia de energia.

Em parte estas perdas já estão incluídas na recuperação de condensado; pois a medida que se reduz as perdas em purgadores, reduz-se também as perdas de condensado.

5.2.4.3 Perdas de vapor

As perdas totais de vapor foram estimadas por balanço de massa obtendo o valor de 24 t/h (35% das perdas totais). Conforme relatório da refinaria obtido através do balanço termoelétrico, as perdas totais de vapor e condensado foram de 68,9 t/h.

Embora as perdas nos *vents* dos desaeradores (3 desaeradores semelhantes com pressão 3,5 barg e diâmetro do orifício, 25,4 mm) não participem do cálculo da recuperação de condensado (relação da vazão do retorno de condensado pela vazão do vapor enviado para o processo), estas perdas devem ser também

reduzidas, pois corresponde a redução de água de reposição no desaerador. Estas perdas foram estimadas pela equação de Grashof (38) em 2,5 t/h (3 x 0,855), valores estes superiores aos relatados pela refinaria (1,1 t/h). A **Tabela 5.24** mostra o cálculo do vazamento de vapor em um desaerador.

Tabela 5.24 – Estimativa das perdas de vapor no desaerador

Dados		
Diâmetro do orifício (D)	mm	25,4
Pressão (P)	barg	3,5
Resultados		
Vazamento (G)	t/h	$0,855 = 0,3074 \times (25,4)^2 \times (3,5 + 1,01)^{0,97}$

No entanto, em cada desaerador existe um trocador de calor no topo do equipamento que condensa parte do vapor reduzindo bastante as perdas pelo *vent*.

Portanto, é de se esperar que a vazão de 1,1 t/h determinada por balanço no desaerador seja menor do que o que foi calculada pela equação de Grashoff (3 x 0,855 t/h).

5.3 RECOMENDAÇÕES OPERACIONAIS INDUSTRIAIS E DE PROJETOS

As recomendações listadas, a seguir, são para a implementação e melhoria dos sistemas industriais existentes.

5.3.1 Sistema de água de resfriamento

a) Economia de água

- ✓ Verificar se o desempenho das torres de resfriamento está conforme o projeto, realizando teste de desempenho (performance), segundo o procedimento do Acceptance Test Code – ATC-105 do Cooling Tower Institute CTI (última versão). Os principais parâmetros envolvidos no teste são a relação das vazões mássicas de água e de ar (L/G) e as temperaturas da água quente, água fria e de bulbo úmido do ar.
- ✓ Verificar com as empresas tratadoras programas de tratamento de água de resfriamento a operarem com ciclos mais elevados (> 6) com a finalidade da redução dos custos com os produtos químicos; pois quanto menor a purga menor é o consumo de produtos químicos;
- ✓ Verificar a longo prazo a possibilidade de redução da temperatura do retorno de água quente, utilizando-se resfriadores a ar (*air coolers*) para resfriar parte do retorno de água quente, com o objetivo de reduzir as perdas por evaporação. Para esta opção, a viabilidade do projeto deverá ser avaliada por meio de um EVTE.

b) Economia de energia

- ✓ Em termos de economia de energia, um recurso prático é em períodos de baixa carga (baixa demanda de carga térmica no processo; p.e, parada de uma unidade) ou baixas temperaturas de bulbo úmido (períodos mais frios), desligar um ventilador. Embora, não seja conveniente em torres de correntes cruzada por causa do aumento de perdas de água.

- ✓ Ajustar o ângulo das pás dos ventiladores para reduzir a vazão de ar.
- ✓ Por último, pode-se instalar difusores hiperbólicos, trocar o enchimento; porém, envolvem investimentos.

5.3.2 Sistema de geração de vapor

- ✓ Automatizar o sistema de dosagens dos produtos químicos do programa fosfatos coordenado/congruente com a finalidade de garantia da qualidade do vapor e preservação operacional das caldeiras;
- ✓ Persistir na redução de falhas em purgadores para alcançar falhas de no máximo 5%;
- ✓ Elevar a recuperação do condensado para no mínimo 60%, para isto deve-se reduzir as perdas em *vents* de vasos, perdas em purgadores, perdas por vazamentos em juntas e tubulações;
- ✓ Avaliar a injeção dos *quench*;
- ✓ Minimizar as perdas para o ambiente através de isolamento térmico adequado;
- ✓ Verificar e otimizar a aplicação do vapor nas unidades de processo, tais como nos seguintes equipamentos/processos::
 - retificadoras laterais ou *strippers*;
 - fundo da torre de destilação atmosférica;
 - sistema de vácuo (ejetores);
 - fundo da torre de destilação à vácuo;
 - forno de vácuo;
 - fluidização de catalisadores no FCC;
 - dispersão de carga para facilitar a vaporização no FCC;
 - atomização do óleo combustível nos queimadores;
 - aquecimento de produtos (refervedores);
 - limpezas de equipamentos (*steam out*);
 - tochas;

6 CONCLUSÕES

A seguir são elencadas as principais conclusões do presente trabalho:

Elevando-se o ciclo de concentração, pode-se obter redução no consumo de água de reposição, sendo mais representativo quanto menor for ciclo de origem. Isto implica na redução do consumo de água bruta captada por carga de petróleo processado nas refinarias. Além do mais, a redução no consumo de água de reposição traduz-se na diminuição da purga das torres de resfriamento e, por sua vez, na redução dos efluentes gerados e os impactos ambientais promovidos por estes descartes.

Alterando os ciclos de concentrações nas refinarias da seguinte forma: B de 3 para 4; D de 4,6 para 6; G de 3,4 para 6; I de 4 para 5 e K de 3 para 6; pode-se obter uma economia de água de reposição (água filtrada) de 259 m³/h, como também uma redução em mesmo valor da purga das torres de resfriamento (efluentes). Portanto, representando uma redução nos custos anuais na ordem de **US\$ 0,85 MM.**

Sob o ponto de vista ambiental, realizar o reúso da purga das torres de resfriamento é inquestionável, pelo alinhamento que esta ação tem com a redução do consumo de água captada, minimização da vazão de tratamento de efluentes e redução dos impactos ambientais causados ao corpo receptor.

Sob o ponto de vista econômico, tratar isoladamente a corrente da purga das torres de resfriamento é uma concepção que deve ser analisada em cada caso, e parece mais racional abordar no contexto da concepção do reúso do efluente da indústria. Desta forma, corrobora-se com a citação de YOU, 1999, quando este relata que o número de reúsos de *blowdown* praticados não é tão motivador devido a alto custo da sua implementação e das tecnologias envolvidas, devendo estas ser otimizadas.

Por outro lado, a procura por alternativas ao reúso é antecipar-se aos regulamentos e legislações vigentes, adquirindo experiência em suas especialidades setoriais. A busca constante de produtos e processos de menor impacto ao meio ambiente é um princípio condizente com o desenvolvimento sustentável.

Com relação ao sistema de geração de vapor com apenas uma refinaria em estudo, foram observados os seguintes pontos:

a) mesmo estando a purga das caldeiras (média de 2,03% em relação à água de alimentação) próximo aos níveis aceitáveis (menores que 2%), ao se reduzir a sílica na água da caldeira para valores iguais a 1,2 mg/L (1% de purga), obtém-se uma redução nos custos anuais de **US\$ 0,35 MM**, referentes a redução de água, combustível e energia em 2,4 m³/h, 77 kg/h e 2,74 GJ/h, respectivamente.

b) o programa de tratamento com fosfatos deve ser revisto em virtude dos resultados analíticos do fosfato e pH na água de caldeira. Uma vez que foi observado que o par de pontos (fosfato, pH) estão distribuídos na região de soda livre, indica-se a possibilidade de fragilização cáustica e/ou formação de espumas ou mesmo a ocorrência do fenômeno de hide-out (ocultamento do fosfato). A elevada condutividade no vapor e condensado também reforça a hipótese com a formação de espumas e arraste de sais para o vapor.

c) A recuperação de condensado avaliada em 50 % (2013) indica que deve-se perseguir pela busca de redução de perdas com a finalidade de obter-se pelo menos em um ano o valor de 54% em relação ao vapor enviado para a refinaria (demanda da refinaria). Neste caso, a economia anual é na ordem de **US\$ 0,73 MM** (redução de 16 m³/h, 127 kg/h e 5,20 GJ/h de água, combustível e energia, respectivamente).

d) A economia anual nos custos de energia referente à redução de falhas nos purgadores de 10% (valores atuais) para 3% é na ordem de US\$ 0,61 MM, o que representa uma redução de 70% nos custos. Vale acrescentar que esta ação de redução das falhas nos purgadores está inserida na recuperação do condensado.

Portanto, o resultado deste estudo vislumbra a recuperação de condensado a curto prazo de 54%, correspondendo a uma economia anual total de **US\$ 1,93 MM**, referentes à redução de água e energia de 277 m³/h e 7,94 GJ/h, respectivamente.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS (ANA). **Implementação do enquadramento em bacias hidrográficas**. Cadernos de recursos hídricos 6. Sistema nacional de informações sobre recursos hídricos, Snirh. Brasília, DF, 2009.

AITANI, A. M. **Oil Refining and Products**. King Fahd University of Petroleum and Minerals. Encyclopedia of Energy, Volume 4. Elsevier Inc Dhahran, Saudi Arabia. 2004

ALTMAN, J. S. et al. Membrane treatment of side-stream cooling tower water for reduction of membrane usage. **Desalination**, [S.l.], v. 285. p. 177-183, 2012.

AMERICAN NATIONAL STANDARD INSTITUTE (ANSI). Washington, DC, [2013]. Disponível em: <<http://www.ansi.org/>>. Acesso em: 9 dez. 2013.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS (ASME). **Consensus on operating practices for the control of feedwater and boiler water chemistry in modern industrial boilers**: CRTD-34. New York, 1994.

AMERICAN SOCIETY OF HEATING, REFRIGERATING AND AIR CONDITIONING ENGINEERS. **ASHRAE Handbook- Systems and Equipment**. Chapter 39, Cooling Towers. January 15, 2008

BABCOCK AND WILCOX Co. **Steam: Its Generation and Use**, B & W, New York, 41 Edition, 2005.

BAIRD, C. **Química ambiental**. 2. ed. [S.l.]: Bookman, 2002. 622 p.

BETZ. **Betz handbook of industrial water conditioning**. Trevese, PA, 1991. 391 p.

BLOEMKOLK, J. W; DER SCHAAL, J. V. Design alternatives for the use of cooling water in the process industry: minimization of the environmental impact from cooling systems. **J. Cleaner Prod.**, Great Britain, v. 4, no. 1, p. 21-27, 1996.

BLOOM, D. Strategies in optimizing condensate return. In: INDUSTRIAL ENERGY TECHNOLOGY CONFERENCE, 25th., 2003, Houston, TX. **Proceedings...** Houston, TX: [s.n.], 2003. Disponível em: <<http://repository.tamu.edu/bitstream/handle/>>. Acesso em: 10 dez. 2013.

BRAGA, B. et al. **Introdução à engenharia ambiental**. 2. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2005.

BRASIL. MINISTÉRIO DA SAÚDE. PORTARIA Nº 2.914, DE 12 DE DEZEMBRO DE 2011. Dispõe sobre os procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 14 dez. 2011.

BRASIL. Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como

estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 18 mar. 2005. N. 53, p. 58-63. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>. Acesso em: 09 maio 2011.

_____. Resolução CONAMA Nº 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, 16 maio 2011. n. 92, p. 89. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>>. Acesso em: 18 maio 2011.

BRITISH STANDARD. **BS 2486**: recommendations for treatment of water for steam boilers and water heaters. 1997.

BUCHAN, M; ARENA, B. **Water and the refinery an introduction to growing issues impacting refinery water use**. [S.l.]: UOP LLC, 2006. (AIChE Chicago section).

BUECKER, B. CPI water and steam chemistry. **Chemical Engineering**, New York, v. 115, no. 2, Feb 2008.

_____. **Fundamentals of steam generation chemistry**. [S.l.]: Pennwell, 2000.

_____. Modern concepts in makeup water treatment. **Chemical Engineering**, New York, v. 118; no. 12; p. 52, Nov. 2011.

BRASIL, N. I et al. **Processamento de petróleo e gás**. LTC. 2011. 266p.

CAPEHART, B. L; TURNER, W. C; KENNEDY, W. J. **Guide to energy management**. [S.l.]: Lilburn Fairmont, c2012. 651 p.

CASSETA, E. **Curso teórico de torres de resfriamento de água**. TRA TORRES DE RESFRIAMENTO DE ÁGUA LTDA. Rio de Janeiro. Petrobras, 25 mai. 2011.

CORRÊA, E. C. **Treinamento em sistemas térmicos e geração de vapor**. Curso de Sistemas Térmicos. Rio de Janeiro: Petrobras, 6 jul. 2004.

COOLING TOWER INSTITUTE, CTI Code Tower, Standard specifications, acceptance test for water-cooling towers, Part I, Part II and Part III, CTI Code ATC-105, Revised; 1990 [February].

COUNCIL OF INDUSTRIAL BOILER OWNERS (CIBO). **Energy efficiency handbook**. Washington, DC: U.S. Department of energy, 1997.

DI BERNARDO, L.; PAZ, L. P. S. **Seleção de tecnologias de tratamento de água**. São Carlos: Editora LDiBe, 2009. v. 2. 1.538 p.

DOOLEY, R. B. **Cycle chemistry guidelines for fossil plants: phosphate continuum and caustic treatment**. [S.l.]: EPRI, 2004. Report 1004188.

DREW CHEMICAL CORPORATION. **Principles of industrial treatment**. 9th. ed. Boonton, NJ, 1988.

DURAND, A. A. et al. Cooling water outlet temperature: evaluating the best maximum value. **Chemical Engineering**, New York, v. 119, no. 9, p. 46, Sept. 2012.

EINSTEIN, D.; WORRELL, E.; KHRUSHCH, M. **Steam system in industry**: energy use and energy efficiency improvement potentials. [S.I.]: Lawrence Berkeley National Laboratory, 2001.

ELLIS, M.; DILLICH, S.; MARGOLIS, N. **Industrial water use its energy implications**. Energetics.[S.I.: s.n.], [2001].

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA). **Guidelines for water reuse**: U.S. environmental protection agency. Washington, DC: Agency for international Development, Sept. 2004.

FLEMING, I. Optimizing steam systems: part II. **Petroleum Tecnology Quarterly**, [S.I.], p. 54-62, Q3, 2010.

FLYNN, D. J. **The NALCO water handbook**. 3. ed. [S.I.]: Nalco Company: McGraw-Hill, 2009.

FOFANO, S. **Avaliação de técnicas eletroquímicas na monitoração de corrosão por sulfetos em sistemas de água de resfriamento industrial**. Dissertação de mestrado. UFPR. Curitiba: 2000.

FRAYNE, C. **Boiler water treatment**: principles and practice. New York: Chemical Publishing CO., 1999.

GONDIM, N. M. Tratamento de Águas. Curso de Formação de Técnicos Ambientais. Universidade Petrobras. Petrobras Petróleo Brasileiro S.A., 2013.

GONDIM, N. M.; YOKOYAMA, L. Otimização do ciclo de concentração em sistema de resfriamento de refinarias de petróleo no Brasil. In: ABES. **Anais...** [S.I.]: 27° CBESA, 2013a.

HARSTON, J. D; ROPITAL, F. Control of corrosion in cooling waters. European Federation of Corrosion, London, no. 40, 2004.

HIMMELBLAU, D.M. **Engenharia química: princípios e cálculos**. 4 ed. Prentice Hall do Brasil. 1984.

HWANG, S.; MOORE, I. Water network synthesis in refinery. **Korean. J. Chem. Eng.**, [S.I.], v. 28, no. 10, p. 1975-1985, 2011.

INDUSTRIAL ASSESSMENT CENTER. **Industrial assesement center database**. [S.I.], 1999.

JAMBO, H. C. M.; FÓFANO, S. **Corrosão**: fundamentos, monitoração e controle. [S.I.]: Ciência Moderna, 2008. 372 p.

JAN FIEN, G. Refinery water management. KBC Energy Services. **PQT**, [S.I.], Q4, 2008. Disponível em: <www.digitalrefining.com/article/1000197>. Acesso em: 9 dez. 2013.

JONES, T. Steam partnership: improving steam efficiency through makertplace partnerships. In: ACEEE SUMMER STUFY ON ENERGY EFFICIENCY IN INDUSTRY, 1997, Washington, DC. **Proceedings...** Washington, DC: ACEEE, 1997.

JUDD, S; JEFFERSON, B. **Membranes for industrial recovery and reuse**. London: Elsevier, 2003.

KERN, D.Q. **Processos de transmissão de calor**. Guanabara dois. 1982. 671p.

LACERDA, M. V.; COMINO, R. M. **Sistemas térmicos**. Curso técnico . Rio de Janeiro: Petrobras, 1989.

LEONARD, A. **A história das coisas**. [S.I.]: Zahar, 2011. 302p.

LETTERMAN, R. D. **Water quality and treatment**: AWWA. 5. ed. [S.I.]: McGraw-Hill, INC. 1999.

MANSUR, W. **Curso básico sobre torres de resfriamento de água**. MTL ENGENHARIA LTDA. Ref.: 02.1135.04. PETROBRAS – ABAST. Maio de 2004.

MAVIS, Jim. Water use in industries of the future. In: CH₂M HILL. **Industrial water management**: a systems approach. 2nd. ed. New York, July, 2003. Chapter 6.

McKAY, G; HOLLAND, C. R. Energy savings from steam losses on an oil refinery. **Engineering Costs and Production Economics**, Amsterdam, v. 5, p. 193-203, 1981.

METCALF, L.; EDDY, H. P. **Wastewater engineering**: treatment disposal reuse. New York: McGraw-Hill, 2003.

_____. **Water reuse**: issues, technology and applications. New York: McGraw-Hill, 2007. 1570 p.

MIRRE, R. C. **Metodologia para o Gerenciamento Sustentável do Reúso de Águas e Efluentes Industriais por meio da Integração de Processos**. Dissertação de doutorado, Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, UFRJ, 2012, 657p.

MOTHÉ, C. H.; SILVA JR, C. Petróleo pesado e ultrapesado. **Revista TN Petróleo**, [S.I.], n. 57, nov./dez. 2007.

NACE INTERNATIONAL. **NACE publication 46107**. No. 24233.: control of corrosion, deposition, and microbiological growth in recirculating water systems in buildings. [S.I.], Sept. 2007.

_____. **NACE publication 11106**: monitoring and adjustment of cooling water treatment operating parameters. [S.I.], May 2006.

_____. **NACE publication Item No. 24238**: monitoring and adjustment of cooling water treatment operating parameters. NACE and EFC. 2006.

PARKASH, S. Refinery water system. **Refining process handbook**. [S.I.]: Gulf Publishing: Elsevier, 2003.

PERISSÉ, J. B. **Evolução do refino de petróleo no Brasil**. 2007. 158p. Dissertação de metrado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

PERRY, R.H., GREEN, D.W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. New York, McGraw Hill, 8th ed. 2007.

PUCKORIUS, P. R. Consider recycled water for your cooling tower makeup. **Chemical Engineering Progress**. 109, 2. Feb. 2013.

RABBANI, D.; MIRANZADEH, M. B.; MOTLAGH, A. A. Study for determination of industrial water corrosivity in kashan fajre sepahn galvanizing mills during 2005-2006 Iran. **Pakistan Journal of Biological Sciences**, [S.I.], v. 11, no. 1, p. 131-134, 2008.

RAFFERTY, K. Scaling in Geothermal Heat Pump Systems. **U.S. Department of Energy. Geo-Heat Center Oregon Institute of Technology**. Jul. 1999.

PETROBRAS. **Relatórios mensais de torres de resfriamento**. AB-RE/TR/AER. Rio de Janeiro, 2011

REDDY, C. C. S; NAIDU, S. V. RANGAIAH, G. P. Waste heat recovery methods and technologies. **Chemical Engineering**, [S.I.], v. 120, no. 1, Jan 2013.

SANTOS FILHO, D. F. **Tecnologia de tratamento de água**. 3. ed. [S.I.]: Nobel. 1985.

SENEVIRATNE, M. **A practical approach to water conservation for commercial and industrial facilities**. Burlington, MA: Elsevier, 2007.

SHI, J. Program on Technology Innovation: New Concepts of Water Conservation Cooling and Water Treatment Technologies. 1025642. **EPRI**. Technical Update, December 2012.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introduction to chemical engineering thermodynamics**. [S.I.]: McGraw-Hill Book Company, 2005. 817p.

SPEIGHT, J. G. **The Refinery of the Future**. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. 2011, Pages 39-80.

SPIRO, T. G.; STIGLIANI, W. M. **Química ambiental**. 2. ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2009.

SUZUKI, T. **Kurita handbook of water treatment**. 2nd. ed. [S.I.]: Kurita Water Industries, 1999. 501 p.

SWAGELOCK ENERGY ADVISORS. **Best Practices**. 2009. Disponível em: <<http://www.swagelok.com/Chicago/Services/Energy-Services/Steam-System-Best-Practices>>. Acesso em 20 nov. 2012.

TECNOLOGIAS dos filtros automáticos autolimpantes. **Meio Filtrante**, ano 3, n. 13, Mar./Abr. 2005.

TEIXEIRA, L *et al.* **Tratamento de água e efluentes com peróxido de hidrogênio**. ABTCP, 2013.

TELLES, P. C. S. **Tubulações industriais**: materiais, projetos e montagem. 8. ed. [S.I.]: Livros Técnicos e Científicos, 1994. 252p.

THE NATIONAL ENERGY CONSERVATION CENTRE (ENERCON). Disponível em: <<http://www.enercon.gov.pk/images/pdf/3ch7.pdf>>. Acesso em 25 dez. 2013

TLV. **O que é um purgador de vapor?** [S.I.], c2013. Disponível em: <<http://www.tlv.com/global/BR/steam-theory/what-is-a-steam-trap.html>>. Acesso em: 11 nov. 2013.

_____. **Perdas de vapor dos purgadores**: o que isso custa para você. [S.I.], c2013a. Disponível em: <<http://www.tlv.com/global/BR/steam-theory/cost-of-steam-trap-losses.html>>. Acesso em: 26 nov. 2013.

UNITED NATIONS ENVIRONMENT PROGRAMME. Environmentally sound management of solid waste and sewage. **Agenda 21**. Rio de Janeiro, 1992. cap. 21.

US DEPARTMENT OF ENERGY. **Energy efficiency and renewable energy**: a best practices steam technical brief: how to calculate the true cost of steam. Washington, DC, Sept. 2003.

_____. **Energy efficiency and renewable energy**: improving steam system performance: a source book for industry. Washington DC, 2004. Oct. 2012.

VEIGA, A. A. **Estudo do efeito biocida do cloro e do peróxido de hidrogênio em sistemas de resfriamento com reúso de efluente como água de reposição**. 2010. 312 p. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Tecnologias de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

VGB POWERTECH. **Guidelines for feed water, boiler water and steam quality for power plants and industrial plants.** VGB-R 450 Le. 2nd edition. 2004.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** 3. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005. 452 p.

YOU, S. H. *et al.* The potential for the recovery and reuse of cooling water in Taiwan. **Resources Conservation And Recycling**, [S.l.], v. 26, p. 53-70, 1999.

ZAMMIT, K; O'HAGAN, J. Use of Degraded Water Sources as Cooling Water in Power Plants. **Technical Report 1005359.** Palo Alto, CA: **Electric Power Research Institute (EPRI); Public Interest Energy Research Program (PIER).** October 2003.

ZHANG, J. *et al.* Pilot test of UF pretreatment prior to RO for cooling tower blowdown reuse of power plant. **Desalination**, [S.l.], v. 222, p. 9-16, 2008.