

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**COMPARAÇÃO DE ABORDAGENS TERMOECONÔMICAS:
APLICAÇÃO A UMA PLANTA DUAL COM CICLO A VAPOR E
EVAPORAÇÃO MULTITAPAS FLASH**

ROGER DA SILVA RODRIGUES

VITÓRIA – E.S.
SETEMBRO DE 2016

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**COMPARAÇÃO DE ABORDAGENS TERMOECONÔMICAS:
APLICAÇÃO A UMA PLANTA DUAL COM CICLO A VAPOR E
EVAPORAÇÃO MULTITAPAS FLASH**

Autor: Roger da Silva Rodrigues

Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

VITÓRIA – E.S.
SETEMBRO DE 2016

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**COMPARAÇÃO DE ABORDAGENS TERMOECONÔMICAS:
APLICAÇÃO A UMA PLANTA DUAL COM CICLO A VAPOR E
EVAPORAÇÃO MULTITAPAS FLASH**

Autor: Roger da Silva Rodrigues

Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

Curso: Mestrado em Engenharia Mecânica

Área de Concentração: Processos e Sistemas Térmicos

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica como requisito parcial para a obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

VITÓRIA – E.S.
SETEMBRO DE 2016

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

**COMPARAÇÃO DE ABORDAGENS TERMOECONÔMICAS:
APLICAÇÃO A UMA PLANTA DUAL COM CICLO A VAPOR E
EVAPORAÇÃO MULTITAPAS FLASH**

Autor: Roger da Silva Rodrigues

Orientador: Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

Composição da banca examinadora:

Prof. Dr. Atílio Barbosa Lourenço – IFES

Prof. Dr. Arnaldo Martín Martínez Reyes – UNIFEI

Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos, Orientador - UFES

DEDICATÓRIA

*A Deus
O Criador.*

*Aos meus pais
Renato e Claara.*

*Aos meus irmãos
Renata e Renato Filho.*

*À minha namorada
Jenifer.*

AGRADECIMENTOS

À minha família, pelo incentivo, mesmo nos momentos mais críticos, e por terem apostado em mim incondicionalmente.

À minha namorada, Jenifer, e sua família, por sempre terem me acolhido com muito carinho e me ajudado sempre que possível.

Ao meu orientador, Professor Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos, pela atenção dedicada, confiança depositada e amizade construída desde a minha graduação.

Às amigas conquistadas em todos os lugares onde morei e estudei.

À CAPES, pelo suporte financeiro através da Bolsa do Programa de Pós-Graduação.

“Ser humilde com os superiores é obrigação, com os colegas é cortesia, com os inferiores é nobreza” (Benjamin Franklin)

RESUMO

RODRIGUES, R. S. (2016), *Comparação de Abordagens Termoeconômicas: Aplicação a uma Planta Dual com Ciclo a Vapor e Evaporação Multietapa Flash*, Vitória, 129p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo.

O foco deste trabalho é o estudo de uma planta dual que utiliza ciclo a vapor (Rankine) com quatro aquecedores de água de alimentação fechados e um desaerador, capaz de produzir, ao mesmo tempo, eletricidade e vapor a ser encaminhado para a produção de água dessalinizada em uma unidade MSF. À luz do exposto, visa-se realizar a alocação de custos através da termoeconomia, utilizando para tal os modelos termoeconômicos E, E&S e H&S, com suas variantes para formulação de equações auxiliares (critérios multiproduto e subproduto), no intuito de determinar os custos exergéticos unitários dos produtos finais. No caso dos modelos E&S e H&S, a unidade MSF foi trabalhada sob dois aspectos: completa e desmembrada em dois outros componentes. A análise dos resultados foi efetuada com base nos aspectos gerais da termodinâmica, calculando-se as irreversibilidades, relações recurso-produto, além da discussão a respeito do comportamento dos pares ordenados custo exergético unitário da potência x custo exergético unitário da água. Os modelos E&S-MP, com MSF desmembrada ou não, mostraram-se inconsistentes sob o ponto de vista de aspectos termodinâmicos e das vantagens de se aplicar a cogeração. O modelo H&S-MP sem desmembramento da unidade MSF também mostrou-se coerente em relação às vantagens do uso da cogeração, porém esta metodologia não se mostra eficaz sob o aspecto da análise de formação de custos. Os demais modelos situaram-se na região onde a cogeração é notadamente vantajosa, entretanto, com alguns deles utilizando-se das arbitrariedades impostas pelo critério subproduto. Os modelos E e H&S com desmembramento da MSF mostraram-se os mais coerentes.

Palavras-Chave: Planta dual, ciclo a vapor, unidade MSF, alocação de custos, modelos termoeconômicos.

ABSTRACT

. **RODRIGUES, R. S. (2016)**, *Thermoeconomic Analysis of a dual-purpose plant with Rankine Cycle and Desalination Using Multistage Flash*, Vitória, 129p. Master's Dissertation – Technological Center, Federal University of Espírito Santo.

The focus of this work is a dual-purpose plant which operates in a Rankine Cycle with four closed feedwater heaters and one deaerator, whose function is to produce, at the same time, electricity and steam to be directed to the production of desalinated water in a MSF unit. The aim is to perform thermoeconomic evaluation by using cost allocation, using three thermoeconomic models (E, E&S and H&S), with its variants for formulation of auxiliary equations (multiproduct and subproduct criteria) in order to determinate exergetic cost of the final products. For E&S and H&S models, the MSF unit was studied in two ways: full and split into two components. The results were analyzed considering general aspects of thermodynamics and cogeneration, calculating irreversibilities, resource/product relations, in addition to the discussion about the behavior of ordered pairs exergetic unit cost of power x unit cost of water. The models E&S-MP proved to be inconsistent from the point of view of the thermodynamic aspects and advantages of applying cogeneration. The H&S model with no dismemberment of MSF unit is also consistent with in relation to the advantages of cogeneration, but that methodology is not effective in the aspect of the cost formation analysis. The other models are located in the region where cogeneration is notable advantageous, but some of them using arbitrariness inherent to the subproduct criteria. The other models studied E and H&S (with dismemberment of MSF) models proved to be most consistent.

Keywords: dual-purpose plant, Rankine Cycle, MSF unit, cost allocation, thermoeconomic models.

SUMÁRIO

| | |
|---|-----------|
| RESUMO | 5 |
| ABSTRACT | 6 |
| SUMÁRIO | 7 |
| LISTA DE FIGURAS | 9 |
| LISTA DE TABELAS | 11 |
| CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO | 13 |
| 1.1 A PROBLEMÁTICA DA ÁGUA..... | 14 |
| 1.2 A PROBLEMÁTICA DA ENERGIA ELÉTRICA | 15 |
| 1.3 TERMOECONOMIA..... | 17 |
| 1.4 MOTIVAÇÃO..... | 21 |
| 1.5 OBJETIVO..... | 21 |
| 1.6 ESTRUTURA | 22 |
| CAPÍTULO 2 DESSALINIZAÇÃO E PLANTAS DUAIS | 24 |
| 2.1 BREVE ANÁLISE DA SITUAÇÃO HÍDRICA DOS CONTINENTES..... | 24 |
| 2.2 SITUAÇÃO HÍDRICA DO ESPÍRITO SANTO | 26 |
| 2.3 CONCEITOS E DEFINIÇÕES..... | 27 |
| 2.4 SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO | 30 |
| 2.4.1 Admissão da água bruta..... | 30 |
| 2.4.1.1 Poços verticais | 33 |
| 2.4.1.2 Poços horizontais direcionalmente perfurados..... | 34 |
| 2.4.1.3 Poços de drenos radiais | 34 |
| 2.4.1.4 Galerias de infiltração..... | 36 |
| 2.4.2 Pré-tratamento | 37 |
| 2.4.3 Processos de dessalinização | 38 |
| 2.4.4 Processos químicos | 39 |
| 2.4.5 Processos com membranas | 39 |
| 2.4.5.1 Osmose inversa | 40 |
| 2.4.5.2 Eletrodiálise..... | 42 |
| 2.4.6 Processos que envolvem destilação ou congelamento | 43 |
| 2.4.6.1 Destilação solar..... | 44 |
| 2.4.6.2 Compressão mecânica de vapor (MVC)..... | 46 |

| | |
|--|------------|
| 2.4.6.3 Evaporação multietapa por efeito flash (MSF) | 47 |
| 2.4.6.4 Destilação a múltiplos efeitos (MED)..... | 50 |
| 2.4.7 Destinação da salmoura..... | 51 |
| 2.4.8 Pós-tratamento..... | 51 |
| 2.5 COGERAÇÃO | 51 |
| 2.5.1 A cogeração no Brasil | 53 |
| 2.5.2 Cogeração com turbinas a vapor | 55 |
| 2.6 PLANTAS DUAIS | 57 |
| CAPÍTULO 3 METODOLOGIAS TERMOECONÔMICAS | 60 |
| 3.1 CONCEITOS E DEFINIÇÕES..... | 60 |
| 3.1.1 Custo, insumo e produto | 60 |
| 3.1.2 Estrutura produtiva e diagrama produtivo..... | 61 |
| 3.1.3 Neguentropia..... | 67 |
| 3.1.4 Critérios Multiproduto (MP) e Subproduto (SP)..... | 67 |
| 3.2 METODOLOGIAS TERMOECONÔMICAS..... | 68 |
| 3.2.1 Modelo E | 68 |
| 3.2.2 Modelo E&S | 69 |
| 3.2.3 Modelo H&S | 69 |
| CAPÍTULO 4 DESCRIÇÃO DA PLANTA E SIMULAÇÃO | 70 |
| CAPÍTULO 5 MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA | 79 |
| 5.1 MODELO E | 81 |
| 5.2 MODELO E&S: NEGUENTROPIA COMO FLUXO FICTÍCIO..... | 86 |
| 5.2.1 Modelo E&S sem desmembramento da unidade MSF..... | 86 |
| 5.2.2 Modelo E&S com desmembramento da unidade MSF..... | 94 |
| 5.3 MODELO H&S: NEGUENTROPIA COMO PARCELA DA EXERGIA FÍSICA | 100 |
| 5.3.1 Modelo H&S sem desmembramento da unidade MSF..... | 100 |
| 5.3.2 Modelo H&S com desmembramento da unidade MSF..... | 107 |
| CAPÍTULO 6 RESULTADOS E DISCUSSÕES..... | 113 |
| CAPÍTULO 7 CONSIDERAÇÕES FINAIS..... | 122 |
| REFERÊNCIAS..... | 125 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 2.1 - Distribuição geral do uso da água na Europa, por setores (AEA, 2009). | 25 |
| Figura 2.2 - Mapa do Estado do Espírito Santo, com a situação hídrica de cada município representada por meio de cores (ANA, 2010). | 26 |
| Figura 2.3 - Esquema simplificado de um processo de dessalinização..... | 29 |
| Figura 2.4 - Sequência típica da cadeia produtiva de um sistema de dessalinização (Public Health And The Environment World Health Organization, 2007)..... | 30 |
| Figura 2.5 - Captação de água em mar aberto (Sydney Water apud WateReuse Association, 2011). | 32 |
| Figura 2.6 - Captação via poços verticais (Voutchkov, 2013). | 33 |
| Figura 2.7 - Poço de dreno radial (Voutchkov, 2013). | 35 |
| Figura 2.8 - Poço radial em Salina Cruz, México (Voutchkov, 2013)..... | 36 |
| Figura 2.9 - Galerias de infiltração (Voutchkov, 2013)..... | 37 |
| Figura 2.10 - Dessalinização por intercâmbio iônico. | 39 |
| Figura 2.11 - Diferença entre a osmose convencional e a osmose inversa..... | 41 |
| Figura 2.12 - Processo de osmose inversa com recuperação de energia (Santos, 2005). | 42 |
| Figura 2.13 - Processo de eletrodialise. | 43 |
| Figura 2.14 - Destilação solar. | 45 |
| Figura 2.15 - Compressão mecânica de vapor. | 46 |
| Figura 2.16 - Evaporação multietapa por efeito flash. | 47 |
| Figura 2.17 - Unidade MSF estudada por Kahraman e Çengel (Sharqawy et. al., 2011). | 49 |
| Figura 2.18 - Processo de destilação a múltiplos efeitos (MED) (Santos, 2005). | 50 |
| Figura 2.19 - Cogeração Topping (Nogueira apud Barja, 2006)..... | 53 |
| Figura 2.20 - Cogeração Bottoming (Nogueira apud Barja, 2006)..... | 53 |
| Figura 2.21 - Esquema de uma turbina a vapor operando sem cogeração e outra em um sistema de cogeração (Lora e Nascimento, 2004). | 55 |
| Figura 2.22 - Balanço térmico de uma turbina a vapor operando sem cogeração e outra em um sistema de cogeração industrial (Lora e Nascimento, 2004). | 56 |
| Figura 2.23 - Sistema híbrido de produção de água e eletricidade. | 58 |

| | |
|---|-----|
| Figura 3.1 - Divisão das metodologias termoeconômicas com base em seus focos..... | 60 |
| Figura 3.2 - Ciclo Brayton regenerativo de cogeração. (Santos, 2015) | 62 |
| Figura 3.3 - Representação gráfica e estrutura produtiva da TCE. (Adaptado de Santos, 2015) | 63 |
| Figura 3.4 - Formas geométricas utilizadas para a representação de diagramas produtivos..... | 65 |
| Figura 3.5 - Diagrama produtivo de um ciclo Brayton regenerativo de cogeração, com base na exergia total dos fluxos produtvos..... | 66 |
| Figura 4.1 - Estrutura física da planta dual..... | 72 |
| Figura 4.2 - MSF Completa..... | 73 |
| Figura 4.3 - MSF desmembrada em duas unidades (AS e RR)..... | 74 |
| Figura 4.4 - Simulação da estrutura física para obtenção dos estados termodinâmicos no AspenPlus® V8.8..... | 76 |
| Figura 4.5 - Simulação da unidade MSF para obtenção dos estados termodinâmicos no AspenPlus® V8.8..... | 78 |
| Figura 5.1 - Diagrama produtivo segundo Modelo E..... | 82 |
| Figura 5.2 - Diagrama produtivo segundo Modelo E&S (MSF completa)..... | 87 |
| Figura 5.3 - Adaptação aplicada ao Modelo E&S para corrigir inconsistência quando há dois produtos de naturezas distintas, com unidades de medida distintas, sendo produzidos pelo mesmo equipamento..... | 88 |
| Figura 5.4 - Diagrama produtivo segundo Modelo E&S (MSF desmembrada)..... | 95 |
| Figura 5.5 - Diagrama produtivo segundo modelo H&S (MSF completa)..... | 101 |
| Figura 5.6 - Diagrama produtivo segundo modelo H&S (MSF desmembrada)..... | 108 |
| Figura 6.1 - Localização dos custos exergéticos unitários dos produtos finais da planta na reta solução..... | 114 |
| Figura 6.2 - Dupla penalização decorrente da aplicação da neguentropia como um fluxo fictício, mostrada no segundo estágio de baixa pressão da turbina..... | 115 |
| Figura 6.3 - Custo exergético unitário dos produtos finais da planta dual, com a delimitação da região viável da cogeração..... | 117 |
| Figura 6.4 - Valores percentuais de irreversibilidades para cada equipamento, com base nos insumos recebidos por cada um deles..... | 121 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|----|
| Tabela 1.1 - Composição da população mundial por continente (Population Reference Bureau, 2016). | 14 |
| Tabela 1.2 - Água doce disponível para consumo imediato na Terra (World Business Council for Sustainable Development, 2005)..... | 14 |
| Tabela 1.3 – Redução da oferta de energia hidráulica no Brasil (MME, 2012, 2013 e 2014). | 16 |
| Tabela 1.4 - Composição das variadas formas de energia na matriz elétrica nacional (EPE, 2012, 2013 e 2014). | 16 |
| Tabela 2.1 - Composição típica da água do mar com salinidade próxima a 36.000 ppm (El-Dessouky e Ettouney, 2002) | 28 |
| Tabela 2.2 - Classificação da água segundo à quantidade de sais dissolvidos em sua composição (Ministério do Meio Ambiente, 2005). | 30 |
| Tabela 4.1 - Vazões, pressões e temperaturas obtidas após processo de otimização realizado por Uche, Serra e Valero (2001). | 74 |
| Tabela 4.2 - Valores de potência mecânica produzida por cada estágio da turbina..... | 75 |
| Tabela 4.3 - Potências consumidas pelas bombas..... | 75 |
| Tabela 4.4 - Diferença de temperatura terminal (TTD) para cada aquecedor fechado. | 75 |
| Tabela 4.5 - Propriedades termodinâmicas específicas dos fluxos físicos da planta dual..... | 77 |
| Tabela 4.6 - Propriedades do fluxo de água do mar..... | 78 |
| Tabela 5.1 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E. ... | 84 |
| Tabela 5.2 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E. | 85 |
| Tabela 5.3 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (MSF completa). | 89 |
| Tabela 5.4 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (sem desmembrar MSF)..... | 91 |
| Tabela 5.5 - Potência das bombas da unidade MSF. | 94 |
| Tabela 5.6 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (MSF desmembrada)..... | 96 |

| | |
|---|-----|
| Tabela 5.7 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (MSF desmembrada)..... | 97 |
| Tabela 5.8 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo H&S (MSF completa). | 102 |
| Tabela 5.9 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S (MSF completa). | 104 |
| Tabela 5.10 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo H&S (MSF desmembrada)..... | 109 |
| Tabela 5.11 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S (MSF desmembrada)..... | 110 |
| Tabela 6.1 - Custos exergéticos unitários da potência e da água dessalinizada, obtidos por cada modelo termoeconômico proposto. | 113 |
| Tabela 6.2 – Comparação dos modelos por meio das grandezas: R - P (recurso <i>menos</i> produto) e R/P (recurso <i>sobre</i> produto) | 119 |

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Este trabalho aborda aspectos termoeconômicos da produção combinada de dois recursos fundamentais: água e eletricidade. A água, obviamente, é um recurso natural vital para a saúde humana, ao passo que a eletricidade, tendo em vista o grau de desenvolvimento atingido pela humanidade, tornou-se indispensável em todas as esferas, seja na indústria, comércio, uso residencial, etc.

Essa produção combinada já é realidade em muitos países onde os recursos hídricos são escassos. Nesses locais, costuma ser predominante a produção de energia elétrica por meio de termelétricas, que podem ser classificadas em:

- Termelétricas de ciclo a vapor – presente neste trabalho, faz uso de um combustível (podendo este ser renovável ou não) para a alimentação de um sistema no qual há um fluido de trabalho que passa por um ciclo, sem haver contato direto entre o referido fluido e os produtos da combustão.
- Termelétricas de ciclo a gás – os próprios produtos de combustão (exceção feita aos sistemas com reator nuclear) são o fluido de trabalho, dado que, após a queima do combustível em uma câmara, os produtos são encaminhados para uma turbina a gás, na qual ocorre o processo de expansão dos gases, com a consequente conversão da energia térmica em mecânica e, posteriormente, mecânica em elétrica;
- Termelétricas a motores de combustão – um motor de combustão (normalmente a ciclo Diesel), após a queima do combustível, gera potência de eixo e, por meio do acoplamento entre eixo e gerador, é gerada energia elétrica;
- Termelétricas de ciclo combinado – utiliza-se de turbinas a gás e a vapor associadas em uma única planta, sendo possível produzir potência de eixo em cada uma das turbinas através da queima de um único combustível.

O consumo de ambos os recursos aqui analisados (água e eletricidade) está diretamente atrelado, dentre outros fatores, da quantidade de pessoas que demandam seu uso. No dia 11 de julho de 2016, a população mundial era de 7,419 bilhões de habitantes, distribuídos em cada continente conforme mostrado na Tabela 1.1.

Tabela 1.1 - Composição da população mundial por continente (Population Reference Bureau, 2016).

| CONTINENTE | PARTICIPAÇÃO NA COMPOSIÇÃO DA POPULAÇÃO MUNDIAL |
|------------|---|
| Ásia | 60% |
| África | 16% |
| Américas | 13% |
| Europa | 10% |
| Oceania | 1% |

1.1 A PROBLEMÁTICA DA ÁGUA

Dos recursos naturais disponíveis na Terra, a água é, reconhecidamente, aquele presente em maior quantidade, cobrindo cerca de 70% da superfície terrestre, o que representa um volume próximo de 1.400.000.000 km³. Deste montante, 97,5% correspondem à água salgada presente nos oceanos. Os outros 2,5% restantes representam a quantidade existente de água doce que, em termos de salinidade, seria própria para atividades industriais, agrícolas e consumo humano, porém sua disponibilidade para utilização imediata é bastante restrita, uma vez que, dentro desses 2,5%, têm-se 80% congelados nas calotas polares ou combinados com o solo, tornando-o úmido (El-Dessouky e Ettouney, 2002). Assim, restam apenas 0,5% da água existente na Terra para dar suporte à vida humana, que são distribuídos conforme mostram os dados do *World Business Council for Sustainable Development* disponíveis na Tabela 1.2.

Tabela 1.2 - Água doce disponível para consumo imediato na Terra (World Business Council for Sustainable Development, 2005)

| Forma/Local de disponibilidade da água | Volume (km ³) | % |
|--|---------------------------|-------|
| Aquíferos subterrâneos | 10.000.000 | 97,87 |
| Precipitação após a contabilização da evaporação | 119.000 | 1,16 |
| Lagos Naturais | 91.000 | 0,89 |
| Reservatórios criados pelo homem | 5.000 | 0,05 |
| Rios | 2.120 | 0,02 |

O acesso a quantidades suficientes de água doce para consumo humano, uso doméstico, e também para aplicações industriais e comerciais, é fundamental para a saúde e o bem-estar das pessoas, além de uma oportunidade para o alcance do desenvolvimento econômico das nações. Muitas populações residentes nas mais diversas regiões da Terra historicamente sofrem com o acesso inadequado aos recursos hídricos dos quais demandam. Em especial nos países pobres e emergentes, o cenário é ainda mais preocupante: comumente o bem-estar é deixado de lado, e a água obtida (muitas vezes após caminhar grandes distâncias) é suficiente apenas para sustentar a vida, sem maiores privilégios. Adicionalmente, o crescimento populacional e a intensificação de atividades de caráter poluidor agravam esse quadro.

Embora alguns países sejam mais desfavorecidos que outros, a falta de água é um problema que afeta todos os continentes. Por mais que determinada nação esteja localizada especificamente em regiões favorecidas do ponto de vista hidrológico, isso não é sinônimo de abastecimento garantido.

1.2 A PROBLEMÁTICA DA ENERGIA ELÉTRICA

Nesta seção, é feita uma análise da situação do Brasil, embora sejam de conhecimento geral as dificuldades enfrentadas por diversos países nesse quesito. Muitas variáveis devem ser levadas em consideração no que concerne à geração elétrica, tais como a existência (ou não) de rios de planalto no território considerado e regime de chuvas (no caso de geração hidrelétrica), o preço do petróleo e outros combustíveis (no caso de geração termelétrica), altas taxas de juros para investimentos em pesquisa e desenvolvimento de novas tecnologias (principalmente em relação à geração via fontes renováveis), dentre outros.

Anualmente, visando cumprir aquilo que foi estabelecido quando de sua lei de criação, a Empresa de Pesquisa Energética (EPE) publica o Balanço Energético Nacional (BEN). O BEN tem por finalidade apresentar a contabilização relativa à oferta e ao consumo de energia no Brasil, contemplando as atividades de extração de recursos

energéticos primários, sua conversão em formas secundárias, importação e exportação, a distribuição e o uso final da energia.

Sabe-se que o Brasil é um país com enorme potencial de geração hidrelétrica, sendo que muitos dos rios existentes em seu território são de planalto, como o Paraná e o São Francisco, por exemplo. Contudo, dentro desse contexto, convém ressaltar que, de acordo com o relatório síntese do balanço energético pertinente ao ano de 2014, cujo ano-base é 2013, pelo segundo ano consecutivo houve queda da oferta de energia hidráulica (proveniente das quedas d'água). Em 2013 o decréscimo da participação da energia hidráulica foi da ordem de 5,4%, quando comparado ao ano de 2012. Essa queda foi mais acentuada do que aquela que ocorreu de 2011 para 2012, como pode ser observado pelos valores contidos na Tabela 1.3.

Tabela 1.3 – Redução da oferta de energia hidráulica no Brasil (MME, 2012, 2013 e 2014).

| ANO-BASE | GERAÇÃO HIDRÁULICA (TWh) | REDUÇÃO EM RELAÇÃO AO ANO ANTERIOR (%) |
|----------|--------------------------|--|
| 2011 | 464,2 | - |
| 2012 | 455,6 | 1,9 |
| 2013 | 430,9 | 5,4 |

A menor oferta dos recursos hídricos para geração de energia serve de explicação para a redução da participação dos recursos renováveis, representados pela energia hidráulica, eólica e de biomassa na matriz elétrica. A soma de tais recursos representava 84,6% do total da energia elétrica gerada no País em 2012. Todavia, em 2013 esse percentual de contribuição caiu para 79,3%, apesar do incremento de 1.724 MW na potência instalada do parque hidrelétrico (EPE, 2014). A Tabela 1.4 expõe as formas a partir das quais é gerada energia elétrica por ano-base, onde a referida contribuição percentual dos recursos renováveis pode ser obtida através da soma de cada elemento renovável.

Tabela 1.4 - Composição das variadas formas de energia na matriz elétrica nacional (EPE, 2012, 2013 e 2014).

| ANO-BASE | FORMAS DE ENERGIA (%) | | | | | | |
|----------|-----------------------|----------|--------|-------------|-----------------------|---------|--------------------|
| | HIDRÁULICA | BIOMASSA | EÓLICA | GÁS NATURAL | DERIVADOS DE PETRÓLEO | NUCLEAR | CARVÃO E DERIVADOS |
| 2011 | 81,8 | 6,6 | 0,5 | 4,4 | 2,6 | 2,8 | 1,4 |
| 2012 | 76,9 | 6,8 | 0,9 | 7,9 | 3,3 | 2,7 | 1,6 |
| 2013 | 70,6 | 7,6 | 1,1 | 11,3 | 4,4 | 2,4 | 2,6 |

O aumento de 3,6% no consumo final de eletricidade no país em 2013 foi atendido a partir da expansão da geração térmica, especialmente das usinas movidas a carvão mineral, gás natural, bagaço de cana. Como pode ser observado na Tabela 1.4, a queda da energia hidráulica na composição da matriz elétrica nacional foi acompanhada de um aumento do consumo de gás natural, derivados de petróleo e carvão e derivados.

1.3 TERMOECONOMIA

A modelagem termoeconômica é usada a fim de se obter um conjunto de equações de balanço de custos que possam representar matematicamente o processo de formação de custos (SANTOS, 2009). Algumas metodologias direcionam o equacionamento com base nos fluxos físicos, ao passo que outras são orientadas de modo a calcular os custos dos fluxos produtivos.

A primeira proposta na literatura para o uso de uma análise de Segunda Lei para fins de cálculo de custos foi em um artigo publicado por Keenan em 1932. Embora ele não tenha feito o cálculo de custos exergéticos neste trabalho, ele refere-se à Segunda Lei de modo explícito como sendo a maneira com a qual é possível repartir da maneira mais adequada os custos associados com a cogeração de vapor e energia elétrica (VALERO e TORRES, 2004). Engenheiros pensavam que o óbvio era atribuir o custo do combustível ao vapor e à potência elétrica proporcionalmente ao seu teor energético.

O termo “Termoeconomia” foi proposto pela primeira vez em 1962, por Tribus e Evans, da *University of California, Los Angeles* (UCLA) quando estudavam processos de dessalinização, aplicando análises exergéticas ao caso estudado. A essência da ideia de Tribus e Evans (1962) era determinar custos aos fluxos exergéticos e, a partir daí, formular um balanço de custos de maneira individualizada para cada componente do sistema (ROJAS, 2007).

Foi nas décadas de 80 e 90 que os estudos de termoeconomia ganharam corpo, com o surgimento e aplicação de metodologias termoeconômicas às áreas de análise,

projeto e otimização de sistemas térmicos (CERQUEIRA, 1999). Os trabalhos mais relevantes do período citado são as abordagens e metodologias propostas por

- Frangopoulos (1983), com a Análise Funcional Termoeconômica (AFT);
- Tsatsaronis (1985), com a proposição do termo Exergoeconomia;
- Lozano e Valero (1986), com a Teoria do Custo Exergético (TCE);
- von Spakovsky (1994), com a Análise Funcional de Engenharia (AFE) que, por utilizar a mesma abordagem da AFT, sendo, portanto, muito semelhantes, perdeu força.

Seja uma unidade produtiva real ou fictícia, a AFT trabalha de modo a definir um produto para tal unidade. Cada unidade apresentada relaciona-se com o ambiente, ou com outras unidades presentes no sistema, por meio de seus produtos, que podem tanto ser fluxos materiais como encargos financeiros devido a serviços (BELISARIO, 2012). Essa metodologia utiliza-se de diagramas produtivos, nos quais cada unidade é representada por figuras geométricas, e seus produtos e insumos, por setas, e uma das vantagens desse diagrama reside no fato de que, assim, mostra-se de maneira clara como o produto de um certo subsistema é distribuído para ser usado como insumo de outro subsistema ou como produto final da planta (SANTOS, 2009).

A metodologia definida por Tsatsaronis como “Exergoeconomia” trabalha com a valorização dos fluxos internos do sistema térmico por meio de suas exergias. Assim, combina-se conceitos de exergia, que é uma propriedade energética, com os de custo, que é uma propriedade econômica, quando da análise de sistemas térmicos (FARIA, 2014).

A TCE tem como propósito definir um sistema de equações, no intuito de gerar matrizes para determinar os custos de cada fluxo existente. Primeiramente, define-se a estrutura física da planta. Em seguida, é definida a estrutura produtiva (BELISARIO, 2012). Reforça-se, aqui, que essa estrutura produtiva é definida em forma de equações, e não de diagramas. A partir daí, torna-se possível a determinação dos custos, sejam eles exergéticos ou monetários, por meio da resolução das matrizes. O modelo da TCE sofreu algumas adaptações, onde uma das mais importantes foi a incorporação do diagrama produtivo (utilizado nas metodologias AFT e AFE) na

análise de formação dos custos. Daí, originou-se a Teoria Estrutural do Custo Exergético (TECE).

Os autores das metodologias supracitadas decidiram, em conjunto, comparar seus métodos por meio do problema CGAM, em 1990. Alguns trabalhos publicados neste sentido foram no ECOS de 1992, e na revista *Energy*, em 1994, com um número integralmente dedicado à Termoeconomia, onde foram publicados cinco artigos a respeito do problema CGAM: a proposição do problema e as quatro metodologias aplicadas em sua solução (SANTOS, 2009).

Na década de 2000, embora um bom número de metodologias termoeconômicas já tivesse sido proposto, ainda não era possível resolver por completo algumas limitações dos métodos apresentados. A maior dificuldade era com relação aos equipamentos dissipativos, uma vez que, trabalhando apenas em termos de exergia, não havia como definir seus produtos. A definição do produto dessas unidades deu origem ao termo NEGUMENTROPIA, sendo essa “entropia negativa” o produto. Grande parte dos autores definem Frangopoulos como o precursor do uso da neguentropia na modelagem termoeconomia de sistemas (SANTOS, 2009).

Desde então, muitos autores fizeram uso da neguentropia como um fluxo fictício em conjunto com a exergia em seus trabalhos. Porém, Santos (2009) ratifica a existência de inconsistências físicas quando da aplicação dessas parcelas em conjunto: em alguns casos, certos equipamentos apresentam eficiência exergética maior que 100%, o que representa uma quantidade de produto maior que a quantidade de insumo que adentra ao equipamento. Obviamente, tal fato não é aceitável, no que concerne à Segunda Lei da Termodinâmica. Assim, Santos (2009) propôs uma metodologia termoeconômica que avaliasse a neguentropia não como um fluxo fictício, mas sim como uma parcela da exergia, em conjunto com a entalpia, o que ficou conhecido como modelo H&S.

Lourenço (2012) sugeriu um novo nível de desagregação da exergia, interpretando o termo de entalpia presente em um fluxo exergético como sendo composto por uma parcela de energia interna (U) e uma parcela de trabalho de fluxo (F), o que originou

o modelo UFS, que encontra aplicabilidade em sistemas que são dotados de equipamentos dissipativos e que se utilizam de fluidos reais.

Como descrito anteriormente, a Termoeconomia e o setor de dessalinização encontram-se intimamente ligados, dado que o estudo deste culminou com o surgimento daquela. Sendo assim, é natural que se encontre uma grande quantidade de aplicações de Termoeconomia ao ramo de dessalinização, com alguns sendo descritos a seguir.

Uche, Serra e Valero (2001) publicaram os resultados da otimização termoeconômica local obtidos na tese de Uche (2000), descrevendo o processo de otimização utilizado (mais simples que os métodos convencionais, segundo o próprio autor). Aproximadamente 11% do custo total da planta foi economizado, servindo como base de comparação as condições iniciais de projeto.

Embora haja muitas vantagens na utilização de plantas híbridas (usadas para produção de água e eletricidade, utilizando a eletricidade excedente como fonte motriz de um processo elétrico de dessalinização), Helal *et. al.* (2003) pontuaram que, à época, a quantidade de sistemas com essa característica era muito limitada, propondo, portanto, um estudo de otimização para previsão e comparação do custo mínimo da água de sete modelos diferentes de plantas híbridas, com a dessalinização térmica representada por um processo MSF e a dessalinização elétrica pela osmose inversa.

Santos (2005) em sua dissertação avaliou plantas de cogeração com base nos custos da água e da eletricidade produzidos aplicando os métodos da exergoeconomia e da equivalência elétrica na alocação de custos.

El-Nashar (2007) apresentou em artigo um método para incorporar considerações de confiabilidade de equipamentos para o projeto de otimização de sistemas de produção de eletricidade e água dessalinizada.

Sayyaadi e Saffari (2010) realizaram a otimização termoeconômica de um sistema de dessalinização via destilação a múltiplos efeitos com termocompressão de vapor

(MED-TVC), desenvolvendo funções objetivo baseada em análises termodinâmicas e termoeconômicas e, em seguida, utilizando-se de uma abordagem estocástica/determinística denominada algoritmo genético como método de otimização.

1.4 MOTIVAÇÃO

Uche (2000) em sua tese de doutorado simulou e desenvolveu uma análise termoeconômica completa em uma planta dual de ciclo Rankine a vapor associada a uma unidade de dessalinização via evaporação multietapa por efeito flash, em inglês chamada Multi-Stage Flash (MSF). Essa planta possui capacidade de produzir 122 megawatts elétricos e 2400m³ de água dessalinizada por dia. Diz-se que a análise foi completa porque Uche atacou todas as vertentes da Termoeconomia: diagnóstico, otimização e alocação de custos, com esta sendo feita no intuito de conhecer os custos de cada fluxo e dos produtos finais.

Entretanto, quando da introdução do conceito de neguentropia na termoeconomia, em 1983, por meio da Análise Funcional Termoeconômica (AFT), o objetivo era a definição de um produto para o condensador em um ciclo Rankine de potência (FRANGOPOULOS, 1987), sendo a referida planta de potência uma instalação relativamente simples, composta apenas por bombas, gerador de vapor, turbogerador e condensador. Em um ciclo regenerativo, tal qual o estudado por Uche (2000), aparecem equipamentos como desaerador e preaquecedores, não antes levados em consideração por Frangopoulos (1987) quando o mesmo adotou a neguentropia como um fluxo fictício. São equipamentos que se diferenciam do condensador no sentido de que, além de produzir neguentropia, produzem também exergia. Em outras palavras, a presença desses equipamentos exige certos cuidados, quando da aplicação de modelos termoeconômicos que se utilizam de fluxos fictícios para seu tratamento.

1.5 OBJETIVO

O objetivo desta dissertação é aplicar algumas metodologias termoeconômicas a uma planta dual (produção combinada de eletricidade e água dessalinizada) estudada e

otimizada por Uche, Serra e Valero (2001), de modo a obter os custos unitários exergéticos não só dos fluxos internos, mas principalmente os da água dessalinizada e eletricidade, produtos finais da planta. Isso é feito alocando-se somente o custo do combustível à planta dual. Os resultados obtidos pelas metodologias aplicadas são interpretados e comparados entre si por meio da comparação dos custos exergéticos unitários dos fluxos internos e dos produtos finais obtidos para cada uma delas. A proposta do presente trabalho é analisar a referida planta, de modo a verificar o comportamento dos custos unitários dos produtos finais com base nas peculiaridades pertinentes a cada modelo termoeconômico proposto, além de confirmar (ou não) a necessidade de desmembrar a unidade MSF em dois componentes.

Como forma de definir todos os estados termodinâmicos necessários para análise, fez-se uso de um programa de simulação computacional chamado Aspen Plus®, uma ferramenta do pacote de programas AspenTech®, muito útil na modelagem de processos, utilizada para projeto conceitual, otimização e monitoramento de desempenho, versátil para uso em diversos segmentos, como indústria química, polímeros, plantas de geração de energia elétrica, dentre outros.

1.6 ESTRUTURA

Além deste capítulo de introdução, esta obra é dotada de mais seis capítulos, além das Referências.

No Capítulo 2, cujo título é DESSALINIZAÇÃO E PLANTAS DUAIS, são expostos tópicos elementares, porém fundamentais, envolvidos na dessalinização. Conceitos, definições, tecnologias para dessalinização, recursos utilizados para tal, dentre outros, são abordados, alguns de maneira mais detalhada que outros. Um foco maior é dado aos processos de dessalinização térmica, uma vez que a energia a ser utilizada na dessalinização é obtida do vapor produzido por uma planta de cogeração a vapor.

O Capítulo 3, intitulado METODOLOGIAS TERMOECONÔMICAS, traz uma discussão um pouco mais aprofundada sobre as metodologias aqui aplicadas, levando em consideração suas principais características e possíveis arbitrariedades quando

de suas aplicações. É dado destaque aos modelos E, E&S e H&S, bem como aos critérios de subproduto e multiproducto de atribuição de custos unitários às parcelas de exergia produzidas por um equipamento.

No Capítulo 4 é feita uma descrição da planta dual estudada neste trabalho, um panorama geral do processo produtivo, detalhando todas as etapas percorridas pelo fluido de trabalho necessárias para a produção de água dessalinizada e eletricidade. Adicionalmente, é dada uma breve explanação acerca do recurso computacional utilizado para realização desta obra, o Aspen Plus®.

O Capítulo 5 apresenta como conteúdo a aplicação da Termoeconomia à planta dual detalhada no Capítulo 4, utilizando-se para tal as metodologias termoeconômicas explanadas no Capítulo 3.

Os resultados e discussões estão contidos no Capítulo 6. Nesta seção, são feitas comparações dos custos exergéticos unitários dos fluxos internos e dos produtos finais definidos pelos diagramas produtivos, para cada modelo termoeconômico preestabelecido. São feitas verificações de atendimento à eficiência de Segunda Lei, gráficos comparando o custo exergético unitário dos dois produtos finais do processo, bem como a mensuração das perdas produzidas por cada um dos equipamentos.

Por fim, o Capítulo 7 traz as considerações finais, com a síntese dessa dissertação, suas contribuições científicas, bem como algumas sugestões para trabalhos futuros a serem realizados na área.

CAPÍTULO 2

DESSALINIZAÇÃO E PLANTAS DUAIS

Plantas duais para geração de eletricidade e dessalinização de águas marinhas e salobras já são uma realidade no mundo moderno, sendo parte essencial no fornecimento de energia água potável para um número cada vez maior de comunidades ao redor do planeta. Seja por pequena extensão territorial, escassez de água doce (ausência ou baixo número de rios perenes, lagos, aquíferos, etc.), baixos índices pluviométricos, altos índices de poluição ou uma combinação dos fatores supracitados, países da região do Golfo Pérsico, ilhas localizadas no Mar Mediterrâneo e no Caribe, dentre outros, têm como principal fonte de água doce a água oriunda de processos de dessalinização.

Adicionalmente, a dessalinização da água do mar fornece uma solução lógica para uma gestão sustentável a longo prazo, uma vez que mais de 50% da população mundial vive em centros urbanos próximos ou fronteiriços com os oceanos, sendo que, em alguns locais como Austrália, norte do continente africano e sul da Califórnia, a concentração de população ao longo da costa oceânica excede 75% (VOUTCHKOV, 2013).

2.1 BREVE ANÁLISE DA SITUAÇÃO HÍDRICA DOS CONTINENTES

Enquanto a maioria dos europeus, historicamente, não tenha sofrido tantos impactos sociais, econômicos e ambientais decorrentes de escassez de água, o equilíbrio e disponibilidade de água atinge níveis críticos em algumas regiões do continente. Esse estresse hídrico tem como causas, em geral, a captação excessiva, juntamente com períodos de pouca chuva, níveis de rios, lagos e águas subterrâneas reduzidos. Relatório de 2009 da Agência Europeia do Ambiente (AEA) intitulado “**Os recursos hídricos na Europa – enfrentar a escassez de água e a seca**” ratifica que, em muitas partes da Europa, a água é utilizada de maneira insustentável. Os maiores

problemas de escassez de água se concentram no Sul do continente, embora o estresse hídrico seja crescente em algumas regiões do Norte (AEA, 2009). O panorama geral do uso da água no território europeu é mostrado na Figura 2.1.

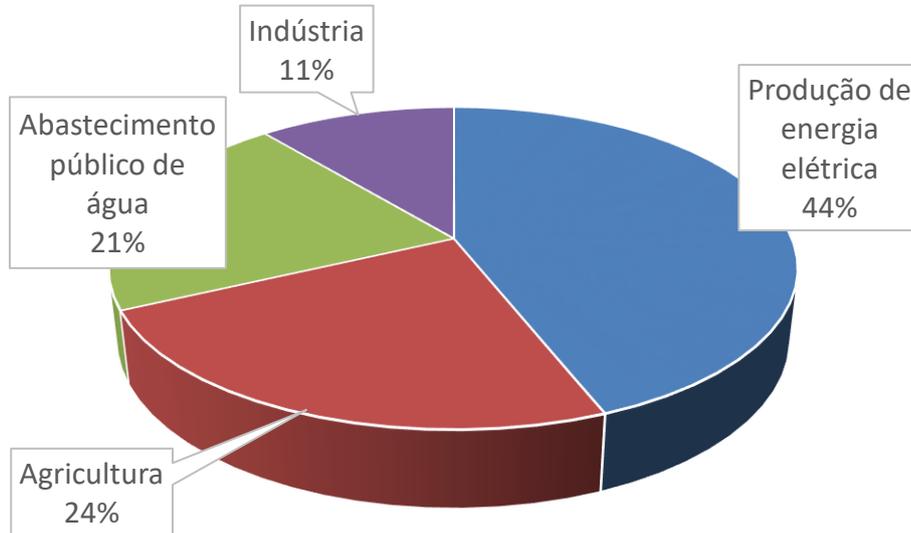


Figura 2.1 - Distribuição geral do uso da água na Europa, por setores (AEA, 2009).

Uma análise mais detalhada revela que há diferenças na distribuição da água de acordo com os potenciais econômicos de cada região. A título de exemplo, no Sul da Europa a agricultura é responsável por 60% da captação total de água, valor este que atinge até 80% em certas zonas (AEA, 2009).

A África é o segundo continente mais seco do mundo, ficando atrás apenas da Oceania. O continente é dotado de uma quantidade abundante de recursos hídricos: grandes rios, como o Nilo, Congo, Níger, Zambeze, etc., grandes lagos, além de vastas zonas úmidas. Ao todo são dezessete rios com bacias hidrográficas que possuem área superior a 100000 km², e mais de 160 lagos com área maior do que 27km². Todavia, tais recursos representam apenas 9% da água doce mundial, enquanto o continente possui 16% da população global. Ainda, a maior parte desses recursos está concentrada na região equatorial do continente.

No Oriente Médio, os processos de dessalinização, em especial os de natureza térmica, têm sido amplamente adotadas. Arábia Saudita, Omã, Catar, Emirados Árabes Unidos, Bahrein e Kuwait usam alguns dos corpos de água com os maiores teores de sais do planeta para a dessalinização (Mar Vermelho, Golfo Pérsico, Golfo

de Omã e Oceano Índico). Atualmente, cerca de 75% das instalações de dessalinização térmica do mundo estão localizados na Península Arábica, com a metade delas situadas na Arábia Saudita (VOUTCHKOV, 2013).

2.2 SITUAÇÃO HÍDRICA DO ESPÍRITO SANTO

A Agência Nacional de Águas (ANA) elaborou um Atlas, consolidando amplo trabalho de diagnóstico e planejamento nas áreas de recursos hídricos e saneamento no Brasil. O foco é o diagnóstico da situação da oferta de água para o abastecimento das sedes urbanas em todo o País. Com os resultados do diagnóstico detalhado, onde foram avaliados todos os mananciais e sistemas de produção de água de cada sede urbana, são indicadas as principais obras e ações de gestão para o atendimento das demandas até 2025. No caso do Espírito Santo, o cenário é de alerta. Não há, até então, a necessidade de investimentos em obras para o aproveitamento de novos mananciais em nenhum dos municípios capixabas, porém há a necessidade de investimentos para adequação dos sistemas existentes. A situação é melhor ilustrada na Figura 2.2.

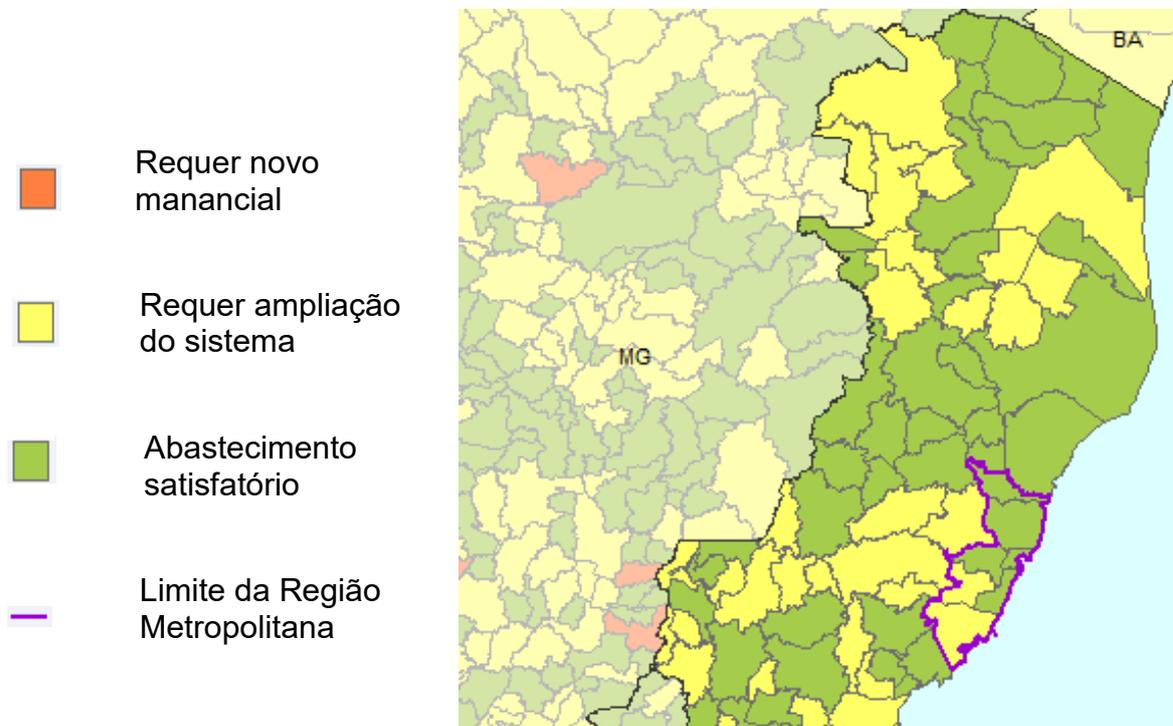


Figura 2.2 - Mapa do Estado do Espírito Santo, com a situação hídrica de cada município representada por meio de cores (ANA, 2010).

A situação é agravada quando se analisa o histórico recente do Estado no quesito qualidade da água dos rios. O Espírito Santo é dotado de treze bacias hidrográficas, porém as principais são as do Rio Doce, Rio Jucu, Rio Santa Maria da Vitória e Rio São Mateus. Graves problemas têm ocorrido com alguns desses rios, especialmente nos últimos anos.

O Rio Doce, o principal do Estado, que também passa pelo Estado de Minas Gerais, sofreu danos irreversíveis a médio e curto prazo (mineradora e especialistas divergem quanto ao tempo necessário para recuperação do rio) no dia 5 de novembro de 2015, data do rompimento de uma barragem de rejeitos controlada por uma famosa mineradora, localizada no município de Mariana, Minas Gerais. A bacia do Rio Doce abrange mais de 200 municípios capixabas e mineiros, e muitos deles realizam no rio a captação de água doce para o abastecimento de seus habitantes. Algumas cidades decretaram estado de calamidade pública por conta do ocorrido.

A cidade de São Mateus, localizada na Região Norte, possui como uma de suas fontes de água doce o Rio São Mateus, também conhecido como Rio Cricaré, o qual sofre com a invasão da água do mar desde o mês de agosto de 2015. Devido ao baixo nível do rio, a água do mar adentrou ao seu leito, chegando ao ponto de captação para o abastecimento da cidade. Tal fato tem provocado interrupções no fornecimento de água no município, obrigando a população a armazenar água distribuída por carros-pipa. A prolongada falta de chuva tem contribuído para que o problema seja duradouro, e em 18 de novembro de 2015 foram completados 48 dias de falta de água potável proveniente do rio.

2.3 CONCEITOS E DEFINIÇÕES

Entende-se por dessalinização como um processo de natureza física ou química, que visa a remoção do excesso de sais existentes na composição da água. Em se tratando da água encontrada nos oceanos, estes sais são formados principalmente pelos cátions de cálcio (Ca^{2+}), magnésio (Mg^{2+}), sódio (Na^+) e potássio (K^+) em conjunto com os ânions CO_3^{2-} , sulfato (SO_4^{2-}) e cloreto (Cl^-). El-Dessouky e Ettouney (2002) listam, como pode ser observado na Tabela 2.1, os íons recorrentes na composição

da água oceânica e de mares abertos que possuem uma salinidade próxima de 36.000 partes por milhão (ppm).

Tabela 2.1 - Composição típica da água do mar com salinidade próxima a 36.000 ppm (El-Dessouky e Ettouney, 2002)

| ÍON | SÍMBOLO | PERCENTUAL EM MASSA | ppm |
|-----------------|---|---------------------|--------------|
| Cloreto | Cl ⁻ | 55,03 | 19810,8 |
| Sódio | Na ⁺ | 30,61 | 11019,6 |
| Sulfato | (SO ₄) ²⁻ | 7,68 | 2764,8 |
| Magnésio | Mg ²⁺ | 3,69 | 1328,4 |
| Cálcio | Ca ²⁺ | 1,16 | 417,6 |
| Potássio | K ⁺ | 1,16 | 417,6 |
| Ácido Carbônico | (CO ₃) ²⁻ | 0,41 | 147,6 |
| Brometo | Br ⁻ | 0,19 | 68,4 |
| Ácido Bórico | H ₃ BO ₃ ⁻ | 0,07 | 25,2 |
| Estrôncio | Sr ²⁺ | 0,04 | 14,4 |
| TOTAL | | 100,0 | 36014 |

Com base no princípio de Marcet, por mais que haja variação de salinidade entre os oceanos, as proporções entre as quantidades dos íons mais abundantes em sua composição são aproximadamente constantes, e isso ocorre porque a taxa de movimentação de massa no interior dos oceanos supera, em rapidez, os processos químicos que possam levar a remoção ou o suprimento de íons.

Além de presentes na composição das águas oceânicas e de mares abertos, os íons listados na Tabela 2.1 também podem ser encontrados em grandes quantidades em muitos aquíferos subterrâneos localizados em regiões litorâneas. A salinização das águas desses reservatórios ocorre devido ao uso intenso dos recursos oferecidos por esses poços costeiros (influenciado pelo fato de a maior parcela da população viver em ambientes litorâneos), o que causa o rompimento do equilíbrio entre água salgada e água doce, e isso acaba por promover o deslocamento da cunha salina para o aquífero. Este fenômeno é conhecido como intrusão salina, e ocorre com frequência em diversas regiões do planeta, caracterizando um sério problema. Em Vitória, Espírito Santo, Zavoudakis *et. al.* (2007) fizeram a caracterização hidroquímica das águas subterrâneas do lençol freático em 26 pontos, e verificaram que as áreas mais mineralizadas pelas espécies iônicas Na⁺, Cl⁻ e Mg⁺ encontravam-se em contato direto

ou indireto com as águas do mar, além de próximas a regiões que receberam aterro como lixo urbano.

A essa água extraída diretamente dos mares e oceanos, além das águas armazenadas em muitos aquíferos litorâneos que acabam por sofrer com a problemática da intrusão salina, dá-se neste trabalho o nome de água salgada, embora uma classificação mais detalhada com base nos níveis de salinidade seja exposta a seguir.

Deve ser dado à água salgada o devido tratamento em busca de reduzir a concentração de sais presentes, para que seu uso torne-se viável tanto para consumo humano como para demais necessidades, como agricultura, indústria, bem-estar, atividades domésticas, lazer, etc. Tal tratamento, por sua vez, demanda certo consumo de energia (térmica, elétrica, solar, dentre outras). Como produto, obtém-se água doce, e salmoura é formada como rejeito. Um esquema resumido acerca dos processos de dessalinização é mostrado na Figura 2.3.

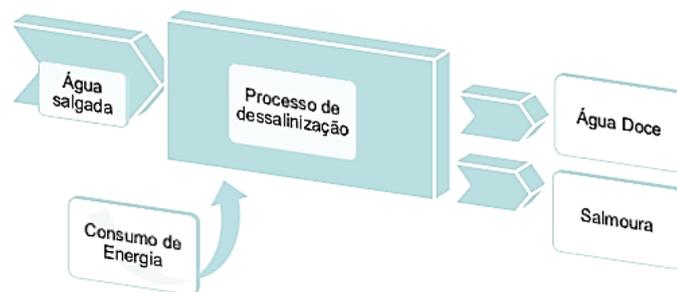


Figura 2.3 - Esquema simplificado de um processo de dessalinização.

Uma das classificações mais comuns da água é quanto à quantidade de sais presentes em sua composição. No referido aspecto, o artigo 2º da resolução nº 357 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) de 2005 classifica a água em três categorias segundo sua salinidade. A Tabela 2.2 mostra a referida classificação, onde TDS corresponde ao total de sais dissolvidos, em partes por milhão (ppm).

Tabela 2.2 - Classificação da água segundo à quantidade de sais dissolvidos em sua composição (Ministério do Meio Ambiente, 2005).

| ÁGUA | SALINIDADE (TDS) |
|---------|---------------------------|
| Doce | TDS ≤ 500 ppm |
| Salobra | 500 ppm < TDS < 30000 ppm |
| Salina | TDS ≥ 30000 ppm |

2.4 SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO

Um sistema completo de dessalinização deve levar em consideração outros aspectos além da dessalinização propriamente dita. A sequência típica da cadeia produtiva de um sistema de dessalinização encontra-se representada na Figura 2.4, servindo de complementação para o esquema resumido fornecido na Figura 2.3. Planejar um sistema de dessalinização consiste em definir o tamanho da planta, sua localização e o escopo do projeto e, posteriormente, traçar um roteiro para sua implementação (VOUTCHKOV, 2013). Quando da determinação da área onde o projeto será implementado, é importante identificar os tipos de usuários da água dessalinizada a ser produzida, de modo a atender as demandas desses usuários ao longo de toda a vida útil do projeto, que normalmente é de 25 a 30 anos (VOUTCHKOV, 2013).

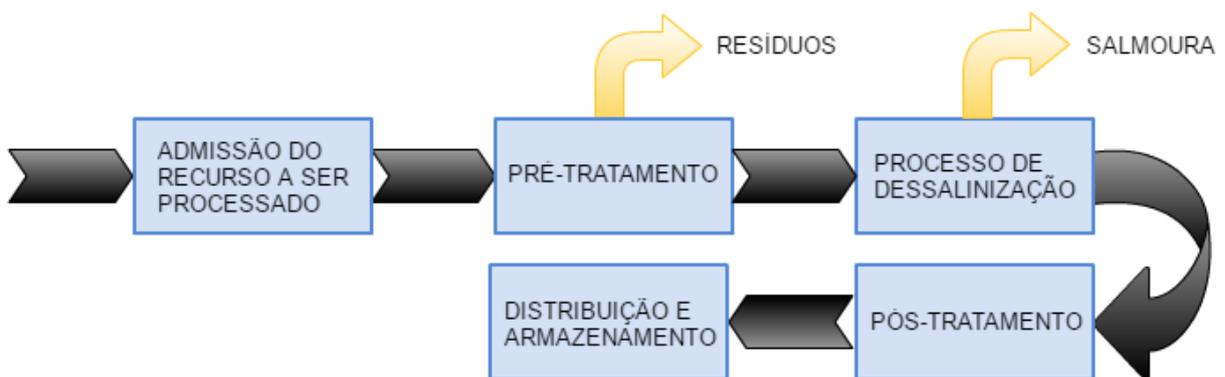


Figura 2.4 - Sequência típica da cadeia produtiva de um sistema de dessalinização (Public Health And The Environment World Health Organization, 2007).

2.4.1 Admissão da água bruta

Toda e qualquer instalação de dessalinização requer um sistema de admissão capaz de fornecer uma quantidade viável de água da fonte, que é uma água em princípio não tratada, com uma qualidade razoavelmente consistente e com mínimo impacto

ecológico. As características do sistema de admissão utilizado afetam uma série de parâmetros do insumo captado da fonte, e também influenciam nos valores de desempenho das instalações de tratamento a jusante. O projeto, modelagem, monitoramento e licenciamento dessa atividade de captação, juntos, podem representar entre 10% a 30% do custo de capital de toda a instalação (PUBLIC HEALTH AND THE ENVIRONMENT WORLD HEALTH ORGANIZATION, 2007). Um bom projeto de admissão não só protege os equipamentos a jusante e reduz o impacto ambiental no meio aquático, mas também melhora o desempenho do processo e reduz o montante de capital a ser aplicado no sistema de pré-tratamento, além de reduzir custos operacionais.

Quanto ao local de captação da água bruta, pode-se classificar as instalações de captação de duas maneiras: as subsuperficiais e as de entrada aberta (sem existência de poços). As de entrada aberta, em geral, são compostas basicamente por uma estrutura de entrada constituída de barras grossas, um canal que interliga a estrutura de entrada com um compartimento de concreto situado em terra, e finas telas situadas nesse compartimento (WATEREUSE ASSOCIATION, 2011). A situação descrita pode ser observada na Figura 2.5.

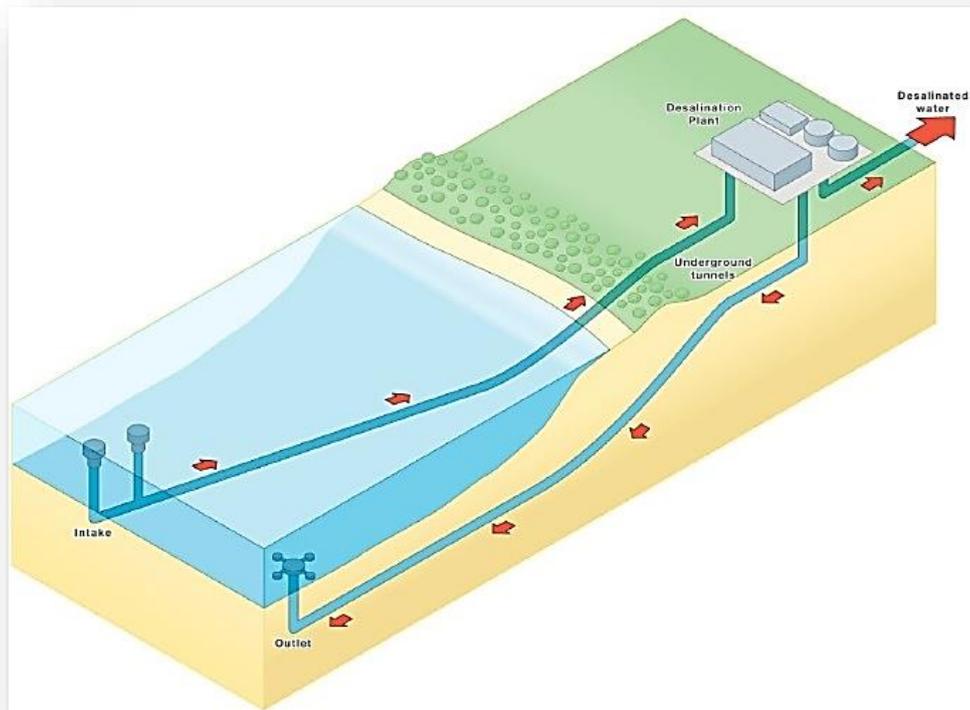


Figura 2.5 - Captação de água em mar aberto (Sydney Water apud WaterReuse Association, 2011).

As estações de captação subsuperficial normalmente são alocadas próximas ao mar, porém em locais com formações rochosas de alta porosidade e transmissibilidade, como na ilha de Malta e em ilhas caribenhas, é possível coletar água do mar de boa qualidade e em grandes quantidades por meio de poços de captação localizados mais distantes da costa. Isso permite que os pontos de coleta situem-se mais próximos dos consumidores, o que reduz os custos de transporte.

Voutchkov (2013) classifica em quatro os tipos mais comuns de poços subsuperficiais para plantas de dessalinização. São eles:

- Poços verticais;
- Poços horizontais direcionalmente perfurados;
- Poços radiais (ou coletores Ranney);
- Galerias de infiltração.

2.4.1.1 Poços verticais

São os tipos mais comuns de poços de admissão subsuperficiais (VOUTCHKOV, 2013). Seus componentes principais são: tela para revestimento de poço, filtros, selo de superfície e selo de poço. Esse tipo de poço possui turbobombas verticais ou submersíveis instaladas. O revestimento do poço pode ser em aço ou em fibra de vidro. A disposição básica de seus componentes é mostrada na Figura 2.6.

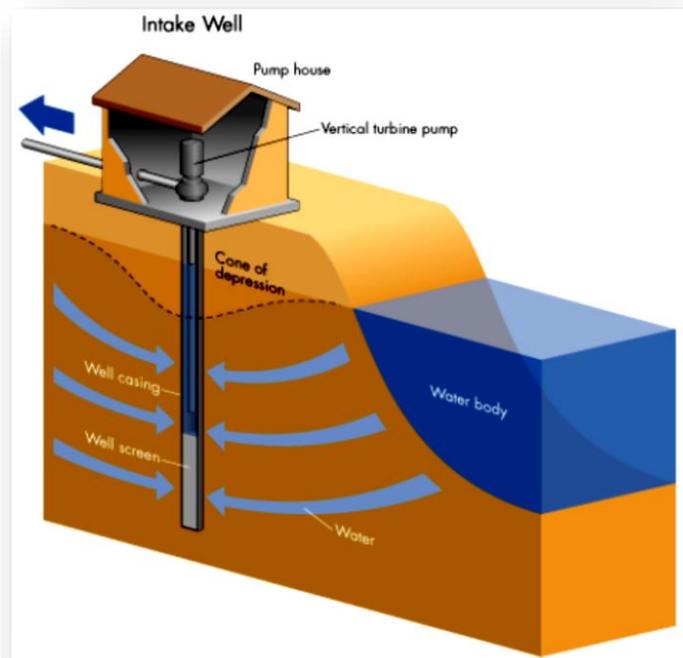


Figura 2.6 - Captação via poços verticais (Voutchkov, 2013).

A tela do poço (well screen), que representa a parte do poço responsável por admitir a água, é uma estrutura em forma de tubo, com sua superfície sendo dotada de aberturas ranhuradas, como uma peneira, ou perfuradas. A profundidade, diâmetro, tamanho das aberturas e comprimento das telas são critérios chave na elaboração do projeto de um sistema de coleta. Em conjunto, esses fatores, quando selecionados de maneira adequada, maximizam o rendimento do poço, controlam a velocidade de entrada da água, além de evitar a entrada excessiva de areia e de outras partículas. Normalmente coloca-se areia e cascalho entre a parede do poço e a tela, no intuito de filtrar e, conseqüentemente, melhorar a qualidade da água admitida.

A maior planta que utiliza essa categoria de admissão da água está localizada na região de Sur, no Sultanato de Omã. Sua capacidade produtiva é de cerca de 80000 metros cúbicos por dia. São trinta e três poços com capacidade de produção entre 70 e 100 litros por segundo, cada um. A profundidade dos poços varia de 80 a 100 metros, e os mesmos são equipados com bombas submersíveis feitas em aço inox (VOUTCHKOV, 2013).

2.4.1.2 Poços horizontais direcionalmente perfurados

Esse tipo de poços consiste de uma estrutura com perfurações relativamente rasas, com as telas sendo alocadas em um ângulo de 15 a 20° com a superfície horizontal, adentrando essa superfície em direção ao oceano. Utilizada principalmente em dessalinização de água oriunda do mar. Uma das maiores plantas que utilizam essa forma de captação de água salgada encontra-se na Espanha, em Cartagena. Essa planta produz 65000 metros cúbicos de água doce por dia.

2.4.1.3 Poços de drenos radiais

Esse tipo de captação de águas subterrâneas começou a ser adaptado em 1934 por Ranney e Fellmann (VASCONCELOS, 2014). A estrutura é formada por um invólucro de concreto estabelecido em posição vertical que se estende abaixo da superfície do solo, além de tubulações horizontais coletoras de água salgada, dispostas de maneira radial, que aumentam a captação de água. Essas tubulações apresentam telas em sua superfície lateral, o que auxilia na filtração inicial. O esquema referente a esse tipo de captação encontra-se representado na Figura 2.7.

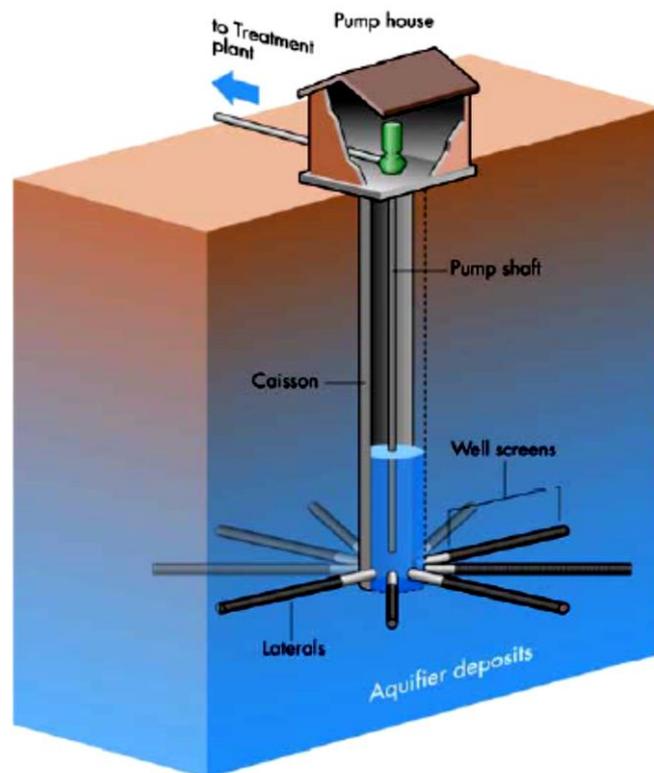


Figura 2.7 - Poço de dreno radial (Voutchkov, 2013).

Na região Nordeste do Brasil, alguns sistemas de captação semelhantes já foram construídos, com o emprego de filtros espiralados, instalados a céu aberto e com o lençol freático rebaixado (VASCONCELOS, 2014).

Os poços radiais não são tão comuns como os poços verticais. A maior instalação do tipo está situada em Salina Cruz, no México, e consiste em três poços projetados para entregar 14500 metros cúbicos de água do mar por dia. Um dos módulos de captação é mostrado na Figura 2.8.



Figura 2.8 - Poço radial em Salina Cruz, México (Voutchkov, 2013).

2.4.1.4 Galerias de infiltração

São sistemas de drenagem de água que consistem de um leito de filtração lenta que utiliza areia, cascalho e pedras, situados abaixo de um corpo d'água (que pode ser um oceano, lago ou rio), cujo esquema encontra-se representado na Figura 2.9. Os tubos utilizados são colocados de maneira equidistante, e são perfurados ou dotados de ranhuras. Tais tubos são responsáveis por transmitir a água pré-filtrada do leito para o poço de admissão, sendo envoltos por cascalho e pedras que podem variar de tamanho. No poço de admissão, a bomba recebe essa água e a envia para a etapa seguinte do processo. Esse tipo de sistema é muito utilizado quando os poços de admissão horizontais ou verticais convencionais não podem ser utilizados devido às condições hidrogeológicas desfavoráveis (VOUTCHKOV, 2013).

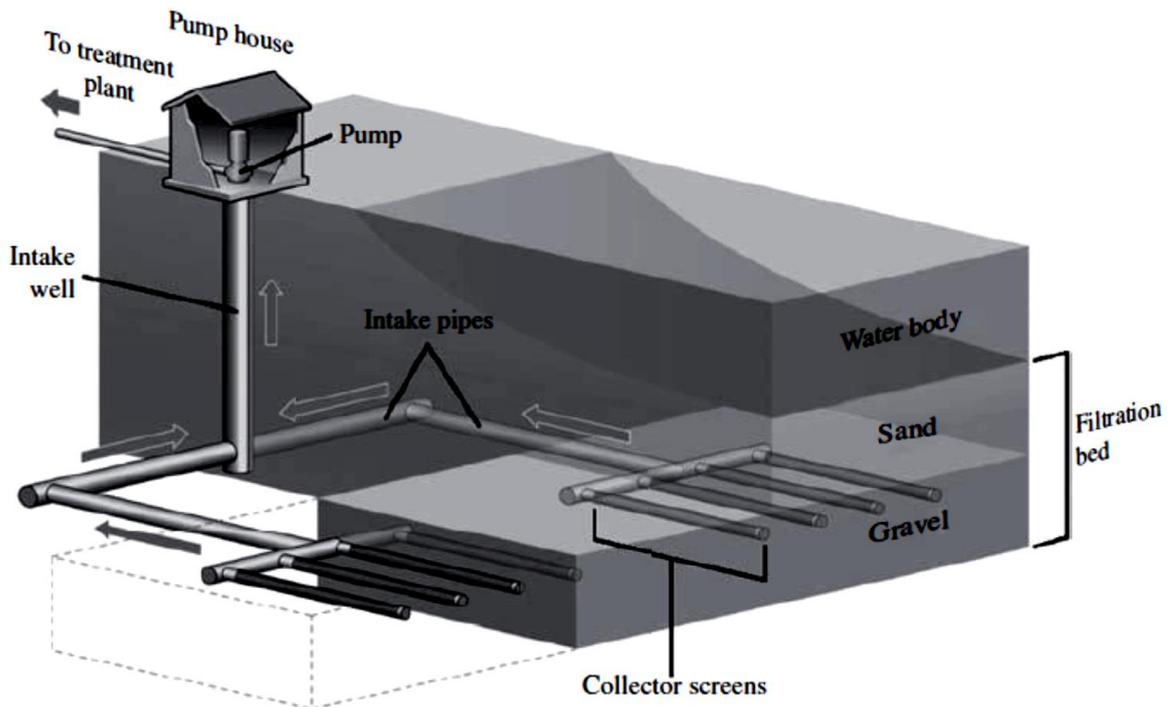


Figura 2.9 - Galerias de infiltração (Voutchkov, 2013).

A maior usina do mundo com admissão de água utilizando galerias de infiltração encontra-se situada em Fukuoka, no Japão, com essa planta estando em operação desde 2006. As dimensões do leito de infiltração são de 313,6m de comprimento por 64,2m de largura. Coleta-se, nesta planta, 130 mil metros cúbicos de água do mar por dia (VOUTCHKOV, 2013).

2.4.2 Pré-tratamento

O processo de pré-tratamento melhora a qualidade da água admitida, assegurando assim um melhor desempenho e um volume desejável de produção de água dessalinizada. Quase todos os processos de dessalinização requerem alguma espécie de pré-tratamento. O nível e o tipo de pré-tratamento necessário dependem basicamente da fonte e da qualidade da água admitida, bem como do processo de dessalinização selecionado. A admissão de uma água de baixa qualidade pode tornar o sistema de pré-tratamento uma parte muito significativa da infraestrutura geral da planta. As influências potenciais das operações de pré-tratamento sobre a saúde pública e para o ambiente estão associadas com o condicionamento químico da água admitida (aplicação de biocidas, coagulantes, floculantes, etc.), além da eliminação

dos resíduos gerados ao fim do processo (PUBLIC HEALTH AND THE ENVIRONMENT WORLD HEALTH ORGANIZATION, 2007).

Nos processos de dessalinização que envolvem membranas, o pré-tratamento age com o objetivo de evitar

- Incrustação ou entupimento por partículas inorgânicas;
- Acumulação gradual de organismos como algas, bactérias, protozoários, etc.;
- *Scaling* (formação de óxidos que ocorrem em forma de escamas sobre a superfície de metais levados a temperaturas elevadas);
- Redução química do cloro;
- Efeitos de outros constituintes, tais como o óleo, organismos aquáticos e metais pesados.

No que concerne aos processos térmicos de dessalinização, protege-se, com os procedimentos adotados, toda a tubulação à jusante e os demais equipamentos de

- Corrosão dos componentes da planta, principalmente devido aos gases dissolvidos;
- *Scaling* sobre as superfícies do trocador de calor, principalmente de sais de cálcio e de magnésio;
- Erosão física devido a sólidos em suspensão.

2.4.3 Processos de dessalinização

Com base na forma de extrair a água doce a partir da água salgada, os processos de dessalinização são classificados conforme segue:

- Processos químicos;
- Processos com membranas;
- Processos que envolvem destilação.

Os processos com membranas e aqueles que envolvem destilação são os processos mais aplicados comercialmente, embora haja uma gama de processos alternativos.

2.4.4 Processos químicos

Dentre os processos químicos, o mais reconhecido é o de intercâmbio iônico. As resinas de intercâmbio iônico quando estão em contato com uma solução aquosa, têm a capacidade de eliminar seletivamente os íons dissolvidos, mantendo-os temporalmente unidos em combinação química, como mostrado na Figura 2.10.

Existem dois tipos de resinas: as aniônicas (que substituem ânions de sais da água por íons OH^- , o que é conhecido como permutação básica) e as catiônicas (que substituem cátions como o Na^+ por íons H^+ , recebendo o nome de permutação ácida). De acordo com Uche *et. al.* (2002) *apud* Santos (2005), esse processo é mais eficiente quando do tratamento de águas com salinidade inferior a 1000 partes por milhão (ppm), com o produto final sendo destinado a caldeiras de plantas de potência, onde é exigido o uso de uma água pura ou, às vezes, ultrapura, isenta principalmente de íons Cl^- . Sua faixa de aplicação é de 1 a 800 ppm (VOUTCHKOV, 2013).

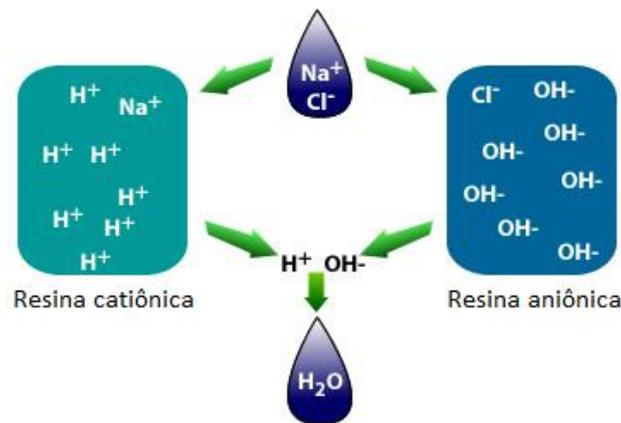


Figura 2.10 - Dessalinização por intercâmbio iônico.

2.4.5 Processos com membranas

A aplicação de membranas no ramo da dessalinização é realizada no intuito de imitar membranas biológicas, ou seja, membranas celulares, pulmões, pele, etc. A evolução de tecnologias que se utilizam de membranas tem se pautado na adoção de

mecanismos de separação cada vez mais refinados. Se, inicialmente, havia apenas peneiras domésticas com a finalidade de separar grãos finos de partículas grossas e cascas de grãos, com o passar do tempo surgiram tecnologias que permitem, por exemplo, separar determinado elemento em função das diferenças de taxas de difusão de várias espécies.

O principal processo de dessalinização com membranas é o de osmose inversa, seguido do processo de eletrodialise.

2.4.5.1 Osmose inversa

O processo de osmose inversa é utilizado para dessalinizar águas salobras desde 1972. Entretanto, sua aplicação à água do mar veio a acontecer na década seguinte, em meados dos anos 80 (SANTOS, 2005).

Osmose inversa é uma técnica de desmineralização baseada na utilização de membranas usada para separar sólidos dissolvidos, tais como íons, que se encontram em solução (KUCERA, 2010). As membranas em geral atuam como barreiras de permeabilidade seletiva, com essas barreiras permitindo a passagem de algumas espécies através de si, com a retenção de outras.

Mais detalhes a respeito da evolução dessa tecnologia de dessalinização, bem como de seus componentes, podem ser encontrados em trabalho de Kucera (2010), desde as demonstrações realizadas por Reid e Breton, da Universidade da Flórida, em 1972, a respeito da capacidade de retenção de sais de um filme de acetato de celulose (que apresentou uma retenção de cerca de 96% de íons cloreto) até o desenvolvimento de compósitos em escala nanométrica pela *University of California, Los Angeles* (UCLA), em 2006.

Como o nome sugere, a osmose inversa ocorre de maneira contrária ao conceito de osmose. Na osmose convencional, uma solução menos concentrada possui uma tendência natural em migrar para uma solução com uma concentração mais elevada. A título de exemplo, um recipiente contendo água com uma baixa concentração de

sais é separado de outro recipiente, onde este, por sua vez, é dotado de água com uma concentração de sais elevada. Considerando que sejam separados por uma membrana semipermeável, com o passar do tempo a água com menor concentração tende a migrar em direção ao recipiente com água mais concentrada, de modo a igualar as concentrações.

No caso da osmose inversa, o processo não é natural, havendo a necessidade de aplicação de energia à solução mais concentrada. Essa energia, atuando em forma de pressão (pressão essa maior que a pressão osmótica), portanto, é a força motriz que faz com que a água mais concentrada atravesse a membrana semipermeável, indo para o outro lado do recipiente com uma concentração reduzida, uma vez que a membrana semipermeável impede a passagem de parte dos sais contidos inicialmente. A diferença entre ambos os tipos de osmose é mostrada na Figura 2.11.

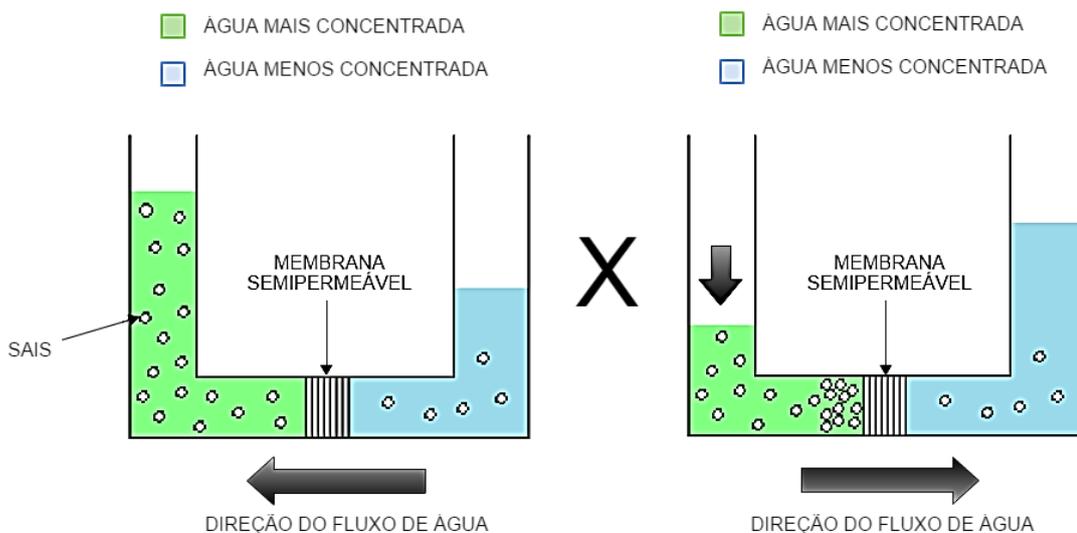


Figura 2.11 - Diferença entre a osmose convencional e a osmose inversa.

Embora a explicação da Figura 2.11 seja didática, no processo de osmose inversa o escoamento do fluido a ser dessalinizado não ocorre de maneira perpendicular à membrana semipermeável, e sim paralelamente a esse elemento. Desta forma, apenas parte da água salgada que entra no sistema ultrapassa a membrana, e os sais que não atravessam não ficam ali retidos, e sim são carregados pela salmoura.

As pressões de operação costumam ser elevadas, de modo que, em alguns casos, existe a possibilidade de utilizar turbinas hidráulicas no sistema, reduzindo o consumo

de eletricidade. O funcionamento básico do processo de osmose inversa com recuperação de energia pode ser visto na Figura 2.12. Ainda, o processo pode ocorrer para concentrações que variam entre 50 e 46000 ppm (VOUTCHKOV, 2013).

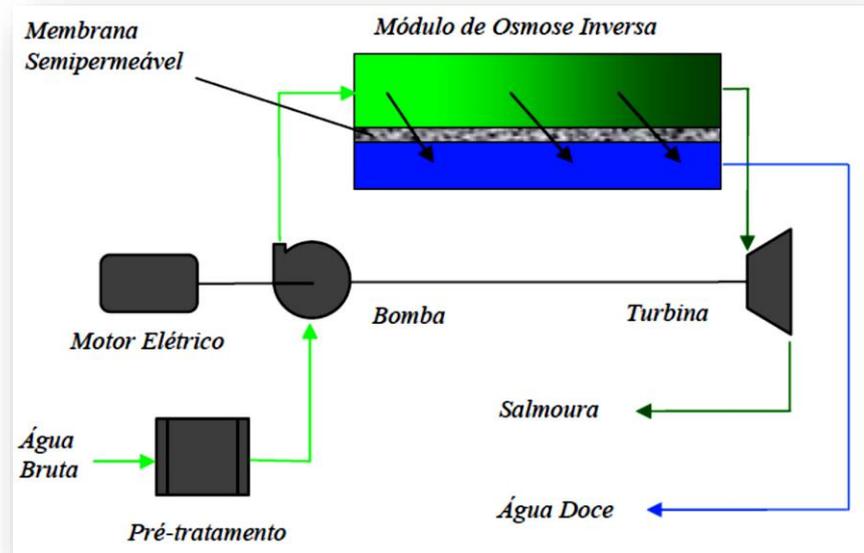


Figura 2.12 - Processo de osmose inversa com recuperação de energia (Santos, 2005).

Na Região Nordeste do Brasil, o processo de osmose inversa tem sido o método predominante empregado para dessalinização, o que pode ser justificado pela simplicidade do sistema, baixos custos de instalação e operação, capacidade de trabalhar com volumes baixos e moderados de água bruta, alta qualidade da água tratada, dentre outros.

2.4.5.2 Eletrodialise

No processo de eletrodialise, a dessalinização é assegurada por uma alternância de membranas catiônicas (permeáveis aos cátions) e aniônicas (permeáveis aos ânions), com essas membranas sendo instaladas entre dois eletrodos com cargas opostas, conforme exposto na Figura 2.13. Uma vez que os sais contidos na água consistem em íons positivos e negativos, os eletrodos tendem a atrair, cada um, as cargas de sinais opostos. Entretanto, as referidas membranas seletivas não permitem que ocorra esse encontro, retendo, dessa maneira, íons positivos e negativos em uma camada (formando a salmoura), enquanto outra camada de água fica praticamente livre de

sais, e assim sucessivamente. Sua faixa de operação é de 200 a 3000 ppm (VOUTCHKOV, 2013).

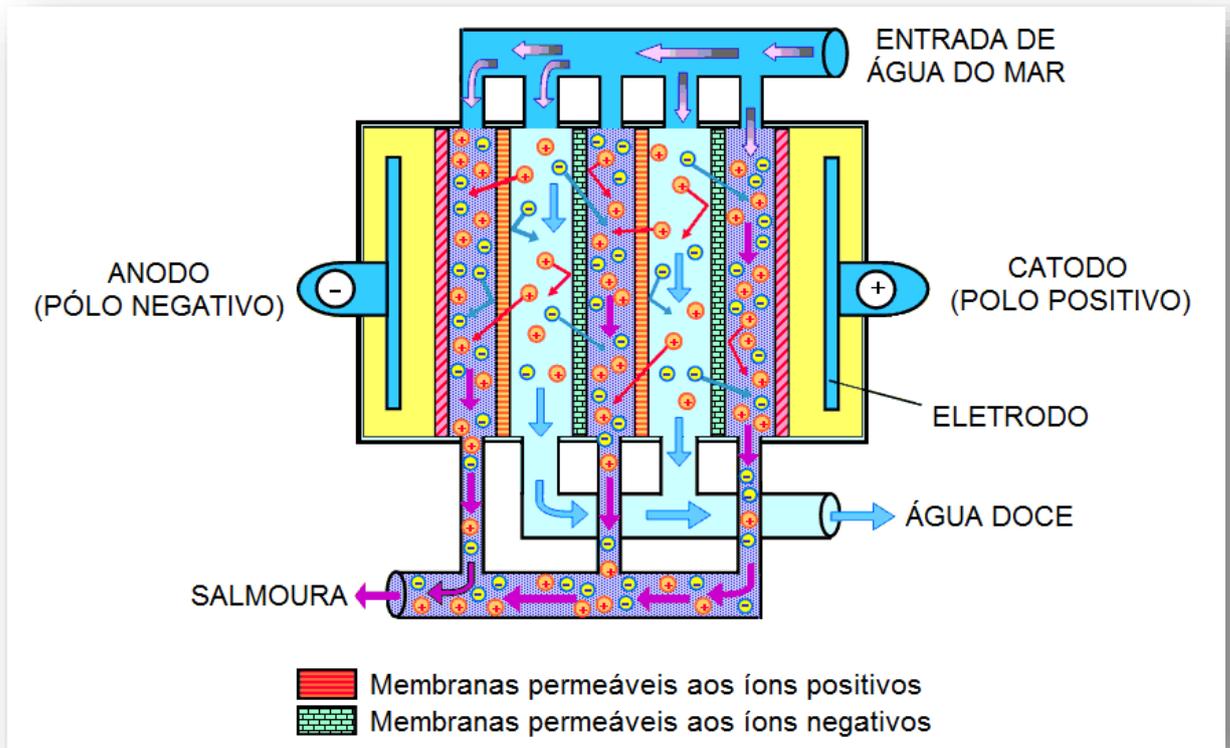


Figura 2.13 - Processo de eletrodialise.

2.4.6 Processos que envolvem destilação ou congelamento

Congelar a água salgada consiste em retirar calor da mesma, com a conseqüente redução de temperatura. Como se trata de uma mistura, cada elemento componente apresenta um ponto de fusão também diferente. Assim, ao atingir a temperatura de fusão, a água deixa de ser líquida e adquire estado sólido, e os sais antes presentes são “empurrados” para fora da água à medida que essa água se solidifica, situando-se, ao fim, na superfície do gelo. Tal processo encontra dificuldades de aplicação em escala industrial, uma vez que manter as baixas temperaturas para grandes volumes de água exige um grande sistema de isolamento térmico.

Já a destilação em si é uma tecnologia de separação muito antiga, embora atualmente seja reconhecida como a técnica de separação mais importante da indústria, sendo muito eficiente em separações que exigem elevada pureza.

Todos os processos que envolvem destilação partem do princípio de que uma mistura é composta por dois ou mais elementos que possuem diferentes pontos de ebulição. Fornecendo-se energia para essa mistura (energia térmica, energia elétrica e, em alguns casos, uma união entre ambas), o elemento que possui o menor ponto de ebulição sofre uma mudança de fase, tornando-se vapor, enquanto os demais elementos (cujos pontos de ebulição são mais elevados) permanecem em seus estados iniciais. Para o caso da água salgada (mistura entre água e vários sais), parte da água atinge o estado de vapor, ao passo que outra parte da água mantém-se no estado líquido juntamente com os sais dissolvidos, formando salmoura.

Os processos que envolvem destilação são abaixo listados:

- Destilação solar;
- Compressão mecânica de vapor;
- Evaporação multietapa por efeito flash (MSF);
- Destilação a múltiplos efeitos (MED);
- Destilação com membranas.

2.4.6.1 Destilação solar

A utilização do sol como fonte de energia para um processo de dessalinização pode ocorrer de forma direta ou indireta. Como exemplos de sistemas diretos tem-se os destiladores solares. Os destiladores solares consistem de recipientes normalmente pintados em preto fosco, com largura maior que profundidade, cheios com água salgada (salobra ou salina) e cobertos com vidros inclinados, que facilitam a transmissão de radiação solar para dentro do sistema e favorecem o processo de condensação (SHARON e REDDY, 2015). A radiação solar que entra no recipiente aquece o forro enegrecido que, por sua vez, aquece a água, causando evaporação. Devido à diferença de temperatura e de pressão parcial, o vapor d'água formado é

condensado ao entrar em contato com a cobertura de vidro e, como tal cobertura é instalada de maneira inclinada, o condensado escoa em direção às calhas de recolhimento de água doce. De acordo com Qiblawey e Banat (2008) *apud* Sharon e Reddy (2015), a água produzida apresenta alta qualidade, do ponto de vista da quantidade de sais presentes, entretanto em baixas quantidades, que variam entre 2 e 3 litros por dia, para cada metro quadrado. Além dos destiladores solares, que compõem a principal categoria da destilação solar direta, há também as chaminés solares e o processo que se utiliza de uma indução de sucessivos ciclos de umidificação e desumidificação do ar, tal como ocorre no processo de formação de chuvas em meio aos oceanos. Um esquema representando um destilador solar em seus componentes básicos é mostrado na Figura 2.14.

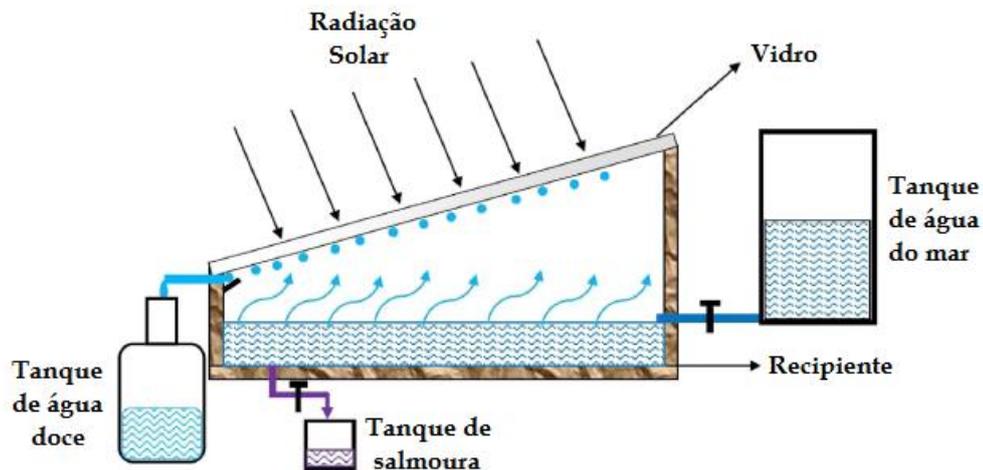


Figura 2.14 - Destilação solar.

Sharon e Reddy (2015) apresentam a energia solar atuando de maneira direta na dessalinização, ou integrada a outros processos, em uma revisão detalhada acerca dessas metodologias. No Brasil, Marinho *et. al.* (2012) realizaram o estudo de viabilidade técnica de um destilador solar no processo de dessalinização de água para consumo humano, composto por um coletor solar utilizado para aquecimento de água salina, e os volumes de produção obtidos são suficientes para atender às demandas de água destinada ao consumo direto de uma família na zona rural.

2.4.6.2 Compressão mecânica de vapor (MVC)

Em se tratando de processos dotados de um único estágio, o sistema MVC é o mais atraente (EL-DESSOUKY e ETTOUNEY, 2002), sendo compacto, além de não requerer fonte externa de energia térmica. Exige-se o uso de energia elétrica para o acionamento do compressor, sendo adequado, portanto, para locais remotos, porém dotados de rede elétrica. Outras vantagens listadas por El-Dessouky e Ettouney (2002) são os custos de investimento moderados, comprovada confiabilidade industrial para operar em longa vida, exigência de sistema de pré-tratamento simples, baixíssima ocorrência de *scaling*, dentre outros.

Admite-se a água salgada (água bruta) no evaporador-condensador. Ali, há uma troca de calor: essa água salgada recebe o calor latente de condensação do vapor contido no interior da tubulação, ganhando temperatura e, em seguida, mudando para o estado de vapor, para então ser admitida no compressor que, por sua vez, é acionado por um motor elétrico. No compressor, esse vapor é comprimido, ganhando energia, e é essa energia inserida no vapor que torna possível a continuidade desse ciclo, como pode ser visto na Figura 2.15.

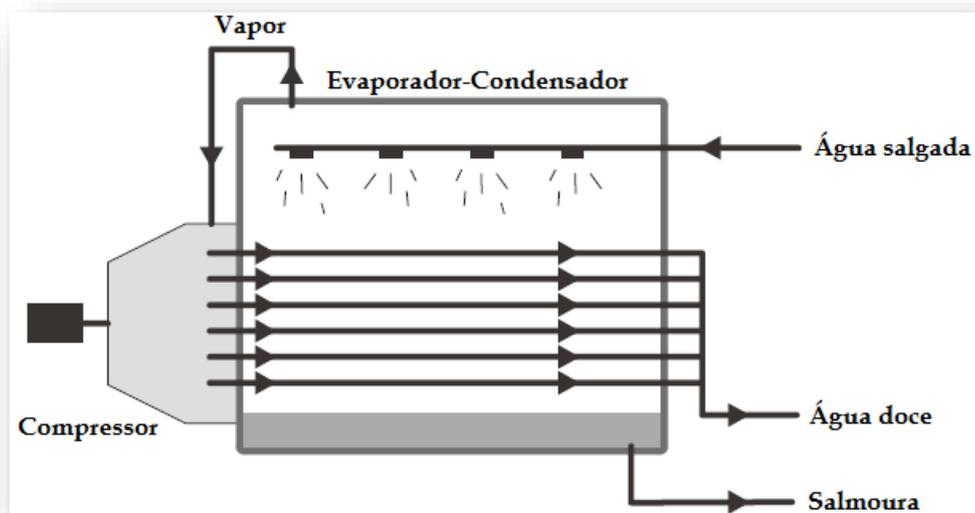


Figura 2.15 - Compressão mecânica de vapor.

2.4.6.3 Evaporação multietapa por efeito flash (MSF)

O processo MSF (Multi Stage Flash) é predominantemente na forma de calor, com esse calor sendo trazido normalmente por vapor d'água. Todavia, utiliza-se também de energia elétrica, embora em menor escala. O consumo elétrico é destinado apenas para o acionamento das várias bombas que compõem o processo, além de outros equipamentos auxiliares. A representação simples de uma unidade MSF pode ser visualizada na Figura 2.16.

Primeiramente, a água bruta chega preaquecida à seção de aquecimento, também conhecida como aquecedor de salmoura (do inglês, *brine heater*). A evaporação por efeito flash acontece quando essa água bruta, após receber calor no aquecedor de salmoura, encontra uma câmara onde há uma pressão menor, devido à indução de “vácuo” naquele local. Voutchkov (2013) afirma que a água a ser dessalinizada deve deixar o aquecedor de salmoura e encontrar a primeira câmara a uma temperatura situada entre 90 e 115 °C. Essa temperatura é conhecida como *Top Brine Temperature* (TBT). Então, devido a essa diferença de pressão, uma parte da água evapora instantaneamente, daí o termo *flash*. Após a condensação do vapor, essa água doce é inserida em bandejas coletoras, com essas bandejas presentes em todos os estágios de destilação.

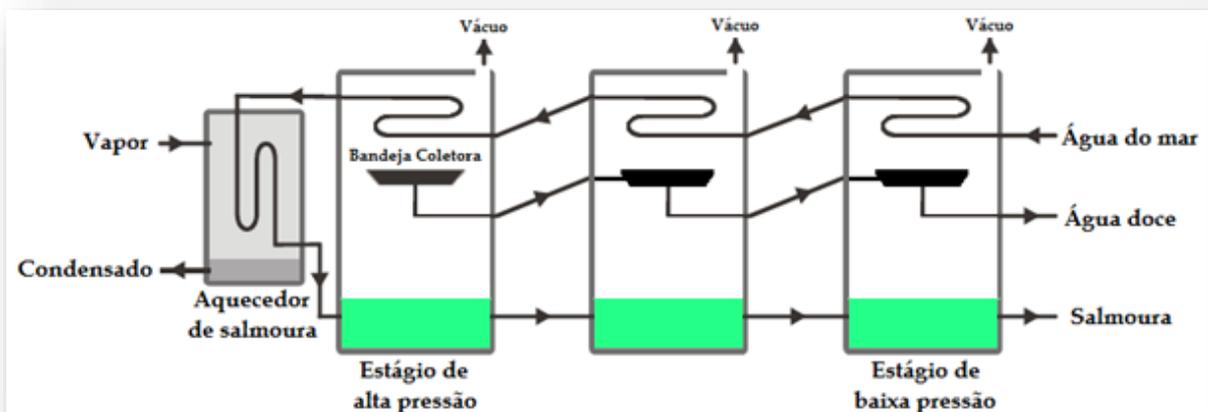


Figura 2.16 - Evaporação multietapa por efeito flash.

El-Dessouky e Ettouney (2002) classificam os processos de dessalinização via MSF em várias classes, conforme arranjo e grau de complexidade. São eles:

- *Single Stage Flashing*: processo de separação é efetuado em uma única etapa. É composto basicamente por aquecedor de salmoura, uma câmara flash com tubos condensadores/pré-aquecedores e bandejas coletoras;
- *Once Through MSF*: seu objetivo é melhorar a razão de desempenho do processo, o que é possível por meio do aumento do número de estágios;
- *Brine Mixing MSF*: ocorre recirculação de salmoura. Esse fator contribui em alguns aspectos, como na redução do volume da água admitida e redução na quantidade de vapor necessária para a evaporação, o que, por consequência, reduz o consumo de aditivos químicos, além de reduzir o tamanho dos equipamentos destinados ao pré-tratamento da água admitida;
- *MSF with Brine Recirculation and a Heat Rejection Section*: para esse caso, é adicionada uma seção de rejeição de calor, de modo a eliminar o excesso de calor que foi adicionado no sistema, na parte do aquecedor de salmoura. Essa melhoria também contribui para a redução do sistema de pré-tratamento da água admitida;
- *Conventional MSF*: unidade MSF convencional, dotada de vinte estágios de recuperação de calor e três estágios de rejeição de calor.

Um exemplo de sistema MSF completo é mostrado na Figura 2.17. Tal sistema foi inicialmente apresentado e estudado por Kahraman e Cengel (SHARQAWY *et. al.*, 2011). No caso, realizou-se uma análise exérgica da planta, de modo a quantificar em cada equipamento a exérgia destruída.

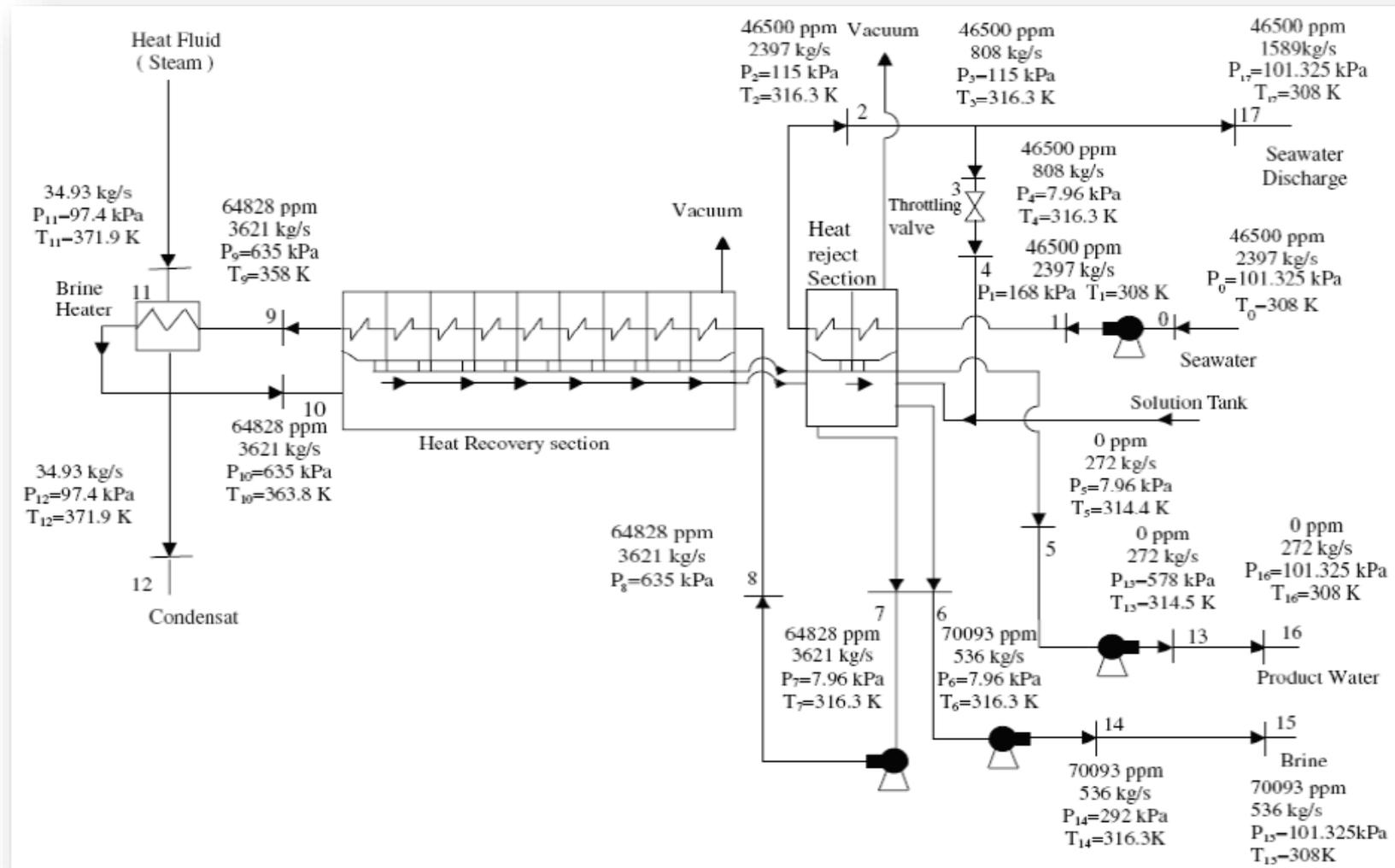


Figura 2.17 - Unidade MSF estudada por Kahraman e Çengel (Sharqawy et. al., 2011).

2.4.6.4 Destilação a múltiplos efeitos (MED)

Tal como a evaporação multietapa por efeito *flash*, a destilação a múltiplos efeitos (*Multiple Effect Distillation*) também se utiliza da criação de pressões “negativas” para a ocorrência de evaporação. A Figura 2.18 mostra um esquema simplificado dessa tecnologia de dessalinização.

O vapor produzido no interior de uma célula ascende e é direcionado à próxima célula, onde servirá de fonte de calor para a evaporação da água bruta ali contida, e assim sucessivamente. Como o vapor produzido por uma célula serve como fonte de calor para um processo de evaporação, esse vapor ao fim do processo sofre condensação. Por fim, os fluxos de água pura se unem. Esse processo pode ser subdividido em

- MED com termocompressão de vapor;
- MED com compressão mecânica de vapor;
- MED com bomba de calor por absorção.

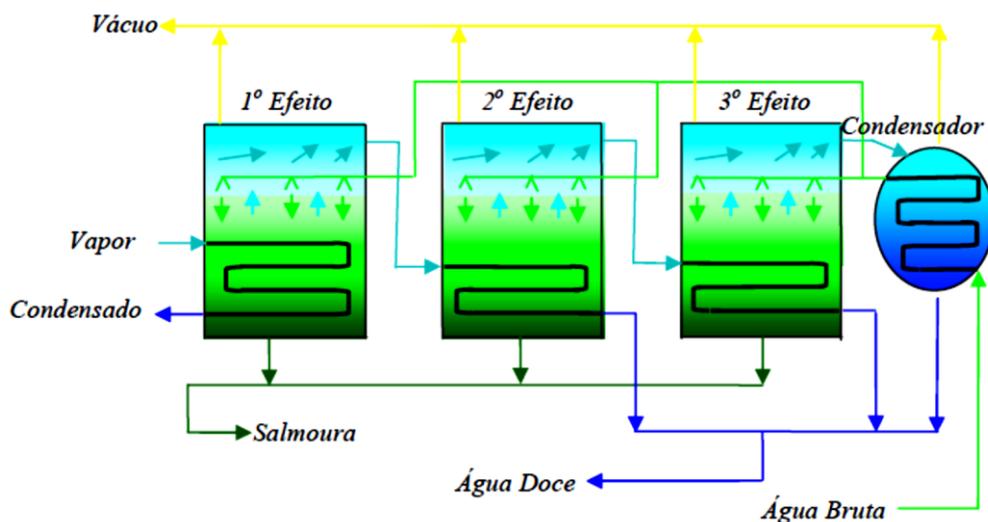


Figura 2.18 - Processo de destilação a múltiplos efeitos (MED) (Santos, 2005).

2.4.7 Destinação da salmoura

Muitas vezes, a salmoura formada nos processos de dessalinização é lançada diretamente ao mar. Isso ocorre porque normalmente trata-se de mar aberto, conseqüentemente a capacidade de rejeito é considerável. A erva-sal (cujo nome científico é *Atriplex nummularia*) é uma planta com alta capacidade de acumular quantidades significativas de sais em seus tecidos, além de suportar altas quantidades de sais também do complexo solo-água. Porto, Amorim e Araújo (2000) estudaram as potencialidades dessa planta irrigada com rejeitos da dessalinização de água salobra no semiárido brasileiro como alternativa de reutilização. Também há estudos no sentido de verificar a potencialidade do uso de salmoura na criação de animais marinhos, tais como camarões e tilápias.

2.4.8 Pós-tratamento

O produto da dessalinização (água doce) é caracteristicamente pobre em minerais, além de possuir baixa alcalinidade e pH. Logo, essa água precisa ser condicionada antes da distribuição final e uso. Tipicamente, o pós-tratamento da água produzida inclui os seguintes processos:

- Estabilização através da adição de carbonato;
- Inibição de corrosão;
- Remineralização por mistura com uma água rica em recursos minerais;
- Desinfecção;
- Remoção de compostos como sílica, boro, etc.

2.5 COGERAÇÃO

Segundo o Dicionário de Terminologia Energética (2001) *apud* Barja (2006), o conceito de cogeração envolve a produção simultânea e sequencial de duas utilidades – calor de processo e potência mecânica e/ou elétrica - a partir da energia disponibilizada por um ou mais combustíveis. Importante salientar que o(s) mesmo(s)

combustível(eis) serve(m) como fonte(s) primária(s) para a obtenção de duas formas distintas de energia.

A cogeração é encontrada com frequência em indústrias siderúrgicas, de papel e celulose, no setor sucroalcooleiro, plantas duais, além de hospitais, centros comerciais, dentre outros. A possibilidade de se produzir energia a partir de variadas classes de combustível faz da cogeração uma alternativa energética valiosa, haja vista que a energia oriunda da mesma provoca menor impacto ambiental quando de sua geração. Isso torna os sistemas nos quais a cogeração se faz presente menos vulneráveis, haja vista a instabilidade de oferta e preços de certos combustíveis. A cogeração também é capaz de oferecer condições para que certa planta seja autossuficiente (ou quase) no que diz respeito à autonomia de funcionamento, muitas vezes sem necessidade de compra deste insumo das concessionárias, aumentando, portanto, a oferta de energia.

Um exemplo de cogeração é fornecido por Lora e Nascimento (2004): uma central termelétrica, ainda que sejam adotados na mesma os equipamentos mais eficientes, converte, no máximo, a metade do calor que foi gerado a partir da queima do combustível em energia elétrica. Nesses casos, a implementação de cogeração tem como objetivo aplicar o fluxo de calor, que antes era levado pela água de resfriamento dos condensadores ou para a atmosfera (por meio de torres de resfriamento), em algum processo industrial que demande quantidades de calor em níveis de temperatura não muito elevados. Esta é uma forma de se obter energia elétrica e calor de processo sem a necessidade da existência de plantas distintas para a produção de cada um desses elementos individualmente.

Normalmente a cogeração é classificada de acordo com a sequência relativa da geração de energia. Tem-se uma cogeração do tipo *Topping* quando a produção de trabalho ocorre anteriormente ao fornecimento de calor útil. Já a cogeração do tipo *Bottoming* ocorre quando a geração de energia elétrica é precedida do fornecimento de calor útil. Na Figura 2.19 observa-se um esquemático acerca da cogeração do tipo *Topping*, onde, por exemplo, são realizadas extrações na turbina, extrações estas concebidas para enviar vapor a temperaturas relativamente elevadas a determinado processo. Isto pode também ser com o vapor de exaustão de turbinas de

contrapressão, ou ainda gases de exaustão de máquinas de combustão interna e água quente do resfriamento dos motores alternativos de combustão interna.



Figura 2.19 - Cogeração Topping (Nogueira apud Barja, 2006).

Através da Figura 2.20 é explicada de modo sucinto a cogeração do tipo *Bottoming*, onde se faz uso dos gases de exaustão ou vapor para a geração de energia eletromecânica após aproveitar a energia primária para o fornecimento de calor útil. Este tipo de cogeração é menos usual que a cogeração do tipo *Topping*.



Figura 2.20 - Cogeração Bottoming (Nogueira apud Barja, 2006).

2.5.1 A cogeração no Brasil

Em junho de 2001, o governo federal se viu obrigado a implantar um austero programa de racionamento para evitar um colapso na oferta de energia elétrica em grande parte do território nacional. Tanto pela intensidade quanto pela abrangência, o racionamento de 2001 foi o maior da história do país. A origem da crise energética do referido período remonta principalmente a dois fatores de suma importância:

- Condições hidrológicas bastante desfavoráveis nas regiões Sudeste e principalmente no Nordeste;
- Insuficiência de investimentos em geração e transmissão.

Como resultado, o sistema interligado teve seus principais reservatórios severamente esvaziados. Através de medidas drásticas, o governo determinou uma redução compulsória de 20% do consumo de eletricidade para impedir o completo esvaziamento dos reservatórios. O racionamento atingiu as regiões Sudeste, Centro-Oeste e Nordeste e parte da região Norte, e teve duração de oito meses, com fim no mês de fevereiro de 2002.

Aliada ao problema energético enfrentado no início do século XXI, também há a problemática do aumento do consumo de energia elétrica ligado ao novo padrão de desenvolvimento econômico-social que tem como objetivo diminuir as disparidades na distribuição da renda. Essa política adotada pelos últimos governos tende a fortalecer o poderio econômico das classes antes desfavorecidas, fornecendo condições para o aumento do consumo e aquisição de novos bens, dentre os quais se encontram inclusos os aparelhos que necessitam de energia elétrica para seu funcionamento, como chuveiros elétricos e aparelhos de ar condicionado. As indústrias de bens de consumo duráveis aumentam cada vez mais sua demanda por eletricidade para que seja possível atender uma maior quantidade de consumidores, exigindo uma quantidade de energia cada vez maior.

Nesse contexto, o papel da cogeração torna-se crucial. Ao serem utilizadas grandes quantidades de plantas de cogeração, maior a probabilidade dessas plantas não necessitarem de comprar energia elétrica das concessionárias e, visto que grandes indústrias são responsáveis por consumirem quantidades enormes de energia, entende-se que haverá um aumento na oferta de energia para uso comercial e doméstico.

2.5.2 Cogeração com turbinas a vapor

A geração combinada de calor e eletricidade pode ser obtida por meio de:

- Motores de combustão interna;
- Turbinas a vapor;
- Turbinas a gás;
- Ciclo Combinado (turbina a gás e turbina a vapor).

Lora e Nascimento (2004) descrevem de modo geral o funcionamento de uma turbina inserida em uma planta de cogeração:

O acionamento da turbina se produz pela expansão do vapor de alta pressão procedente de uma caldeira convencional. Esta expansão se realiza nos bocais fixos e nas palhetas móveis, montados nos rotores, em um ou mais estágios, onde a energia contida no vapor se transforma primeiro em energia cinética e, em seguida, em energia mecânica, impulsionando as palhetas. (LORA e NASCIMENTO, 2004)

A título de exemplo, são tomadas duas instalações, onde a primeira opera com o intuito de somente gerar energia elétrica, e a segunda, por sua vez, é uma planta de cogeração. Essas instalações estão representadas na Figura 2.21.

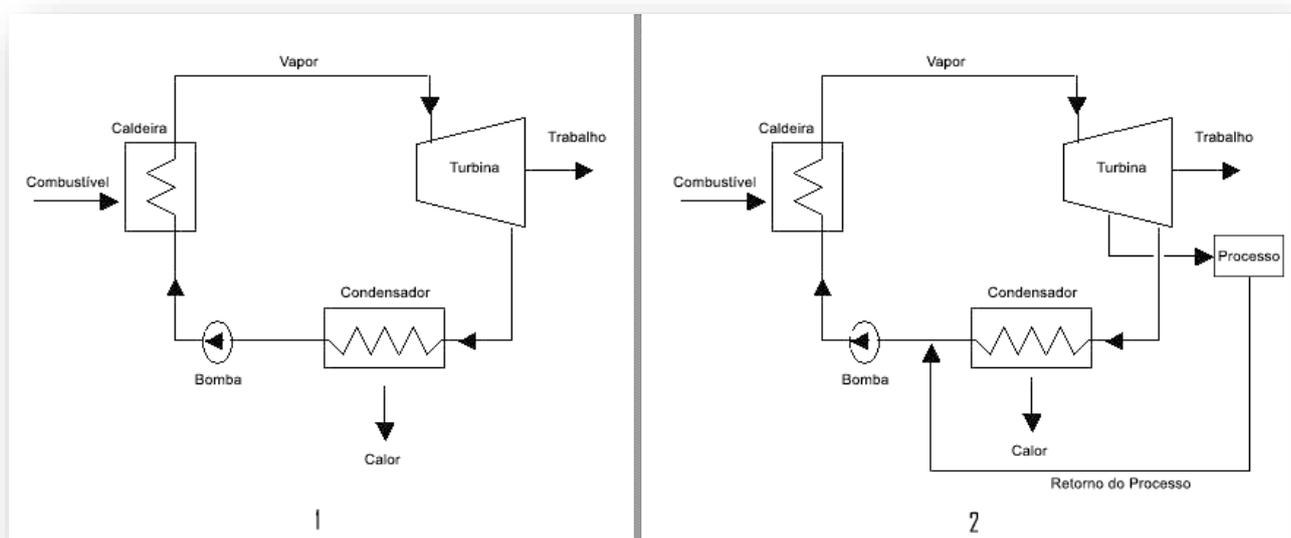


Figura 2.21 - Esquema de uma turbina a vapor operando sem cogeração e outra em um sistema de cogeração (Lora e Nascimento, 2004).

Para uma mesma quantidade de combustível inserida em cada um dos sistemas, a planta sem cogeração possui eficiência elétrica de 28%, resultando em um montante de perdas da ordem de 72%. Em contrapartida, a planta de cogeração, por meio do vapor de escape da turbina, atinge um valor de eficiência elétrica mais reduzido, sendo este de 20%, porém as perdas totais são reduzidas a 18%, tendo em vista que o vapor de escape agora é utilizado em um processo industrial, o que totaliza uma eficiência global de 82% (LORA; NASCIMENTO, 2004). Esses valores são melhores ilustrados através da Figura 2.22.

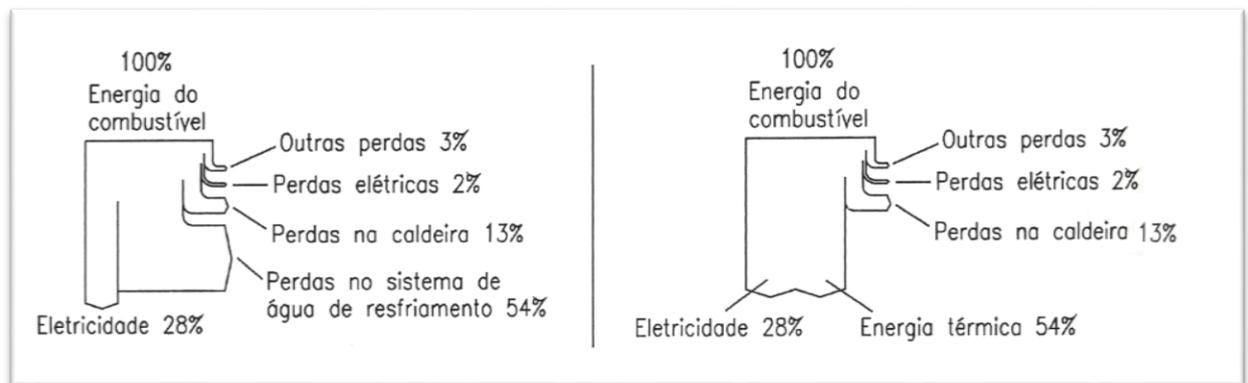


Figura 2.22 - Balanço térmico de uma turbina a vapor operando sem cogeração e outra em um sistema de cogeração industrial (Lora e Nascimento, 2004).

Comparada à turbina a gás, a turbina a vapor é mais simples. Entretanto, o uso de turbinas a vapor implica no uso de componentes como caldeira, trocadores de calor, bombas, condensador, desaeradores, etc., o que torna a instalação em si mais complexa. Mas há de se considerar que a tecnologia utilizada na concepção das turbinas a vapor é mais conhecida e bem dominada, particularmente na faixa de potência correspondente aos sistemas de cogeração (LORA e NASCIMENTO, 2004).

Uma outra vantagem da cogeração a vapor é a possibilidade de se usar quaisquer combustíveis, que podem ser resíduos industriais ou combustíveis de natureza mais nobre. Ainda, o vapor costuma ser amplamente utilizado como veículo de aquecimento de uma variada quantidade de processos industriais (LORA e NASCIMENTO, 2004).

2.6 PLANTAS DUAIS

Define-se uma planta dual como sendo um sistema projetado com o objetivo de produzir água e eletricidade de maneira combinada. Não há a distinção entre produto e subproduto, com ambos os recursos sendo considerados produtos (SANTOS, 2005).

No caso das plantas duais, queima-se o combustível (em geral gás natural) na caldeira, com a finalidade de produzir vapor superaquecido a uma pressão elevada. Esse vapor é utilizado para alimentar uma turbina e, quando de sua expansão, gera-se energia elétrica. Parte do vapor produzido é endereçado a um processo de dessalinização térmica. Tal processo pode ser o MSF ou aqueles que se utilizam da tecnologia MED. Esse arranjo de cogeração pode utilizar turbinas de contrapressão ou turbinas de condensação com extração(ões), com o vapor sempre sendo fornecido ao processo de dessalinização a uma pressão abaixo de 3 bar (AL-MUTAZ e AL-NAMLAH, 2004). Em se utilizando turbina de contrapressão (turbinas cujo vapor, após expansão, possui pressão maior que a pressão atmosférica), a planta dual não apresenta condensador.

Para uma produção de vapor fixa por parte da caldeira, uma planta dual dotada de turbinas de condensação com extração em geral produz mais potência que aquelas que possuem apenas turbinas de contrapressão, embora a capacidade de produção de água dessalinizada sofra uma redução de cerca de 40% em seu valor, uma vez que parte do vapor precisa ser direcionada às turbinas de baixa para que seja mantido o ciclo (EL-NASHAR, 2001).

Associar as produções de água e eletricidade acarreta em aumento de eficiência, no que tange ao aproveitamento do combustível utilizado: se, em muitas situações, queima-se combustível apenas para gerar eletricidade, no caso das plantas duais parte da energia que antes era perdida agora é aproveitada no intuito de obter outro produto. Ainda, a eletricidade produzida também é utilizada como energia para o funcionamento de equipamentos auxiliares do sistema de dessalinização, com bombas, sistema de vácuo, etc. Em regiões como o Oriente Médio, onde há

abundância de combustível fóssil, utiliza-se sistemas de dessalinização térmica em grande escala, associados à geração de eletricidade.

Em alguns casos, a eletricidade produzida na cogeração pode ser também utilizada como força motriz de algum processo de dessalinização elétrica, como osmose inversa, eletrodialise ou compressão mecânica de vapor. Tais sistemas, com produção de eletricidade e água dessalinizada (esta, em duas frentes), são conhecidos como sistemas híbridos, e encontram uma série de vantagens, quando de sua utilização, as quais foram listadas por Santos (2005):

Uma planta dual que usa a cogeração, operando em sua plena carga característica, por si só, já apresenta a vantagem de gerar eletricidade a um custo energético menor que uma central termelétrica convencional e produzir água dessalinizada mais barata do que se fosse produzida separadamente usando o mesmo processo de dessalinização térmica. Num sistema híbrido a eletricidade mais barata gerada na unidade de cogeração pode ser aproveitada para produzir água dessalinizada na unidade de dessalinização elétrica a custos energéticos ainda menores que a produzida na própria planta dual usando simplesmente a cogeração, o que resulta num menor custo energético médio da água dessalinizada. Em caso de aumento da demanda de água dessalinizada o sistema híbrido pode ser a solução (SANTOS, 2005).

Um esquema simplificado de um processo híbrido é mostrado na Figura 2.23.

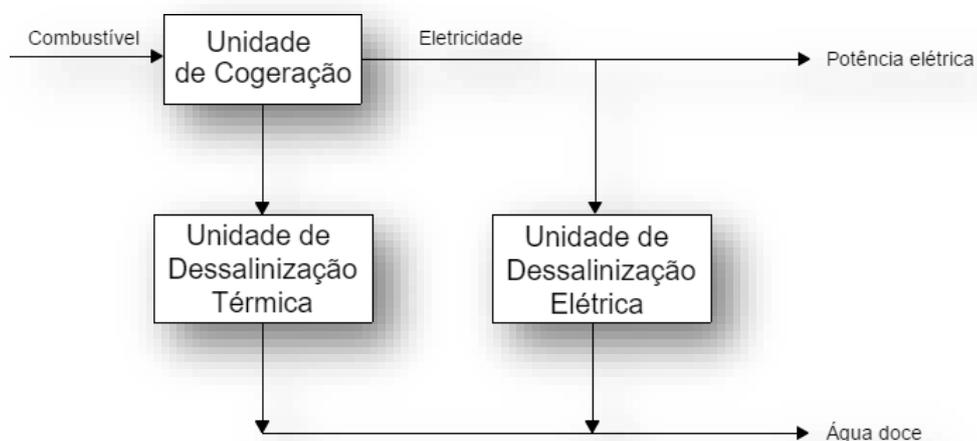


Figura 2.23 - Sistema híbrido de produção de água e eletricidade.

A maior planta de dessalinização híbrida (que associa tecnologias de dessalinização térmica e elétrica a fim de produzir água doce e eletricidade) do mundo encontra-se no centro industrial Ras Al Khair, na Arábia Saudita. Essa planta começou a ser construída em 2011, com o comissionamento sendo feito em abril de 2014. A instalação utiliza-se das tecnologias de dessalinização MSF e osmose inversa, e tem capacidade para produzir 228 milhões de galões imperiais por dia, o que equivale a cerca de 728 milhões de litros, a cada 24 horas.

Os sistemas de cogeração que se utilizam de turbinas a vapor têm a vantagem de, na caldeira, poder ser queimado praticamente qualquer tipo de combustível, ao passo em que há restrições de combustível para os sistemas dotados de motores de combustão interna ou de turbinas a gás.

CAPÍTULO 3

METODOLOGIAS TERMOECONÔMICAS

Em linhas gerais, as metodologias termoeconômicas, com o passar dos anos, adquiriram características que as permitem ser divididas em três vertentes, onde a primeira delas dedica-se exclusivamente à alocação de custos, ao passo que a segunda tem como foco a otimização, enquanto a terceira destina-se ao diagnóstico. Um esquema com a divisão das metodologias em categorias é mostrado na Figura 3.1.

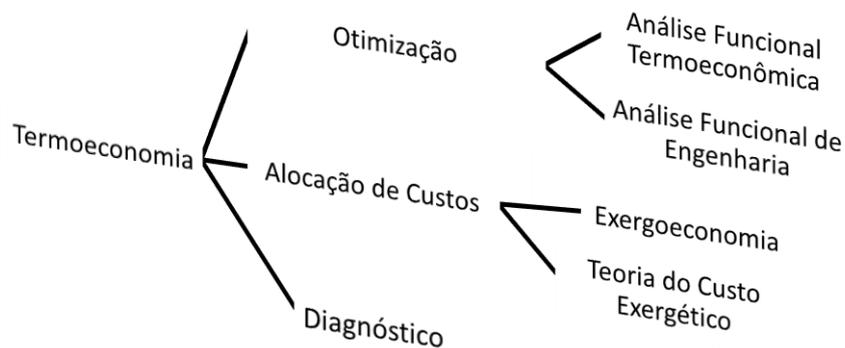


Figura 3.1 - Divisão das metodologias termoeconômicas com base em seus focos.

3.1 CONCEITOS E DEFINIÇÕES

3.1.1 Custo, insumo e produto

O custo de um fluxo pode ser definido como a quantidade de recursos a serem empregados em um processo, objetivando sua produção (SANTOS, 2009), e sua quantificação não necessariamente deve ser dada em base monetária, podendo ser fornecida também em base exergética. Ou seja, custo monetário reflete a quantidade de recursos monetários a serem empregados na produção de um fluxo, enquanto custo exergético mostra a quantidade de recursos exergéticos necessários para

produzirem o mesmo fluxo. Duas maneiras distintas de tratar uma mesma situação. Neste trabalho, utiliza-se como base de valorização os custos exergéticos.

Nem todos os recursos incorporados a um processo são convertidos integralmente no fluxo de saída, dado que todo processo real é dotado de irreversibilidades. Sendo assim, a aplicação de técnicas baseadas na Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica, com balanços de custos aplicados em cada componente da planta estudada auxilia no reconhecimento dos equipamentos que gerar irreversibilidades, em maior ou menor grau (KOTAS, 1995).

A termoeconomia define o custo exergético unitário (k_i) de um fluxo interno de exergia (E_i) como a quantidade de exergia externa (normalmente exergia oriunda de um combustível) que precisa ser atribuída ao sistema térmico considerado para produzir uma unidade do referido fluxo. A equação 3.1 representa a relação matemática entre o custo exergético total (K_i) e o custo exergético unitário (k_i):

$$K_i = k_i \cdot E_i \quad (3.1)$$

Para o cálculo do custo exergético unitário dos fluxos internos, basta ignorar o fluxo financeiro externo que representa os gastos devido ao investimento, operação e manutenção. Além disso, assume-se que o custo exergético unitário do combustível utilizado pela planta é igual à unidade, o que pode ser visto na equação 3.2.

$$\sum k_i \cdot E_i = 0 \quad (3.2)$$

3.1.2 Estrutura produtiva e diagrama produtivo

A utilização de algumas metodologias termoeconômicas exige que, além da estrutura física da planta, seja conhecida a estrutura produtiva ou o diagrama produtivo do sistema, de forma que o processo de formação de custos ao longo da instalação possa ser esclarecido. O nível de detalhamento para cada equipamento, em relação à formação de custos, é definido conforme informações disponíveis e objetivo do analista. Para Uche (2000), a quantificação dos custos dos fluxos principais do sistema

térmico é possível a partir da definição de um modelo termoeconômico que permita considerar a finalidade produtiva dos subsistemas que compõem o todo.

Santos (2009) afirma que as estruturas produtivas definidas por cada uma das metodologias termoeconômicas diferem-se com base nos tipos de fluxos empregados e do direcionamento dado para a elaboração do equacionamento dos modelos.

Algumas metodologias representam a estrutura produtiva em formato de tabelas, onde essas tabelas especificam os produtos e insumos de cada equipamento, enquanto outras utilizam-se de recursos gráficos para a identificação de unidades produtivas. No primeiro caso, têm-se como exemplo algumas metodologias que se baseiam na exergia total dos fluxos físicos, tais como a TCE, AVCO e LIFO. Embora as metodologias citadas direcionem suas equações de custo para o cálculo dos fluxos físicos, elas necessitam da definição da estrutura produtiva da planta, com isso sendo feito em forma de tabelas, mostrando de maneira clara os produtos e insumos relativos a cada subsistema considerado. Para exemplificar, toma-se como exemplo um ciclo Brayton regenerativo de cogeração, representado na Figura 3.2, que consiste de uma turbina a gás, compressor de ar, câmara de combustão, regenerador e caldeira recuperativa, produzindo uma potência líquida P_L , com um consumo Q_L de combustível. Quanto às equações auxiliares, as mesmas são formuladas tendo como referência a estrutura produtiva definida para a planta.

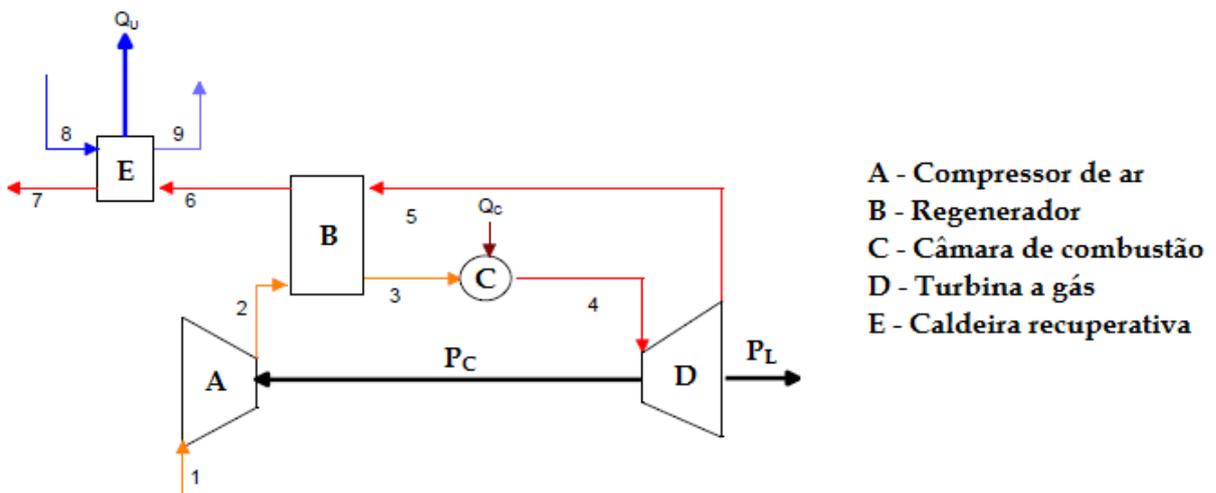


Figura 3.2 - Ciclo Brayton regenerativo de cogeração. (Santos, 2015)

A Figura 3.3 mostra graficamente a alocação do custo dos resíduos do sistema, bem como a estrutura produtiva em forma de tabela, segundo a TCE. Pode-se observar que os custos dos gases de exaustão, cujo fluxo é representado pelo número 7, são atribuídos à caldeira de recuperação, uma vez que a TCE não tinha uma definição muito clara quanto à maneira de alocar os referidos resíduos.

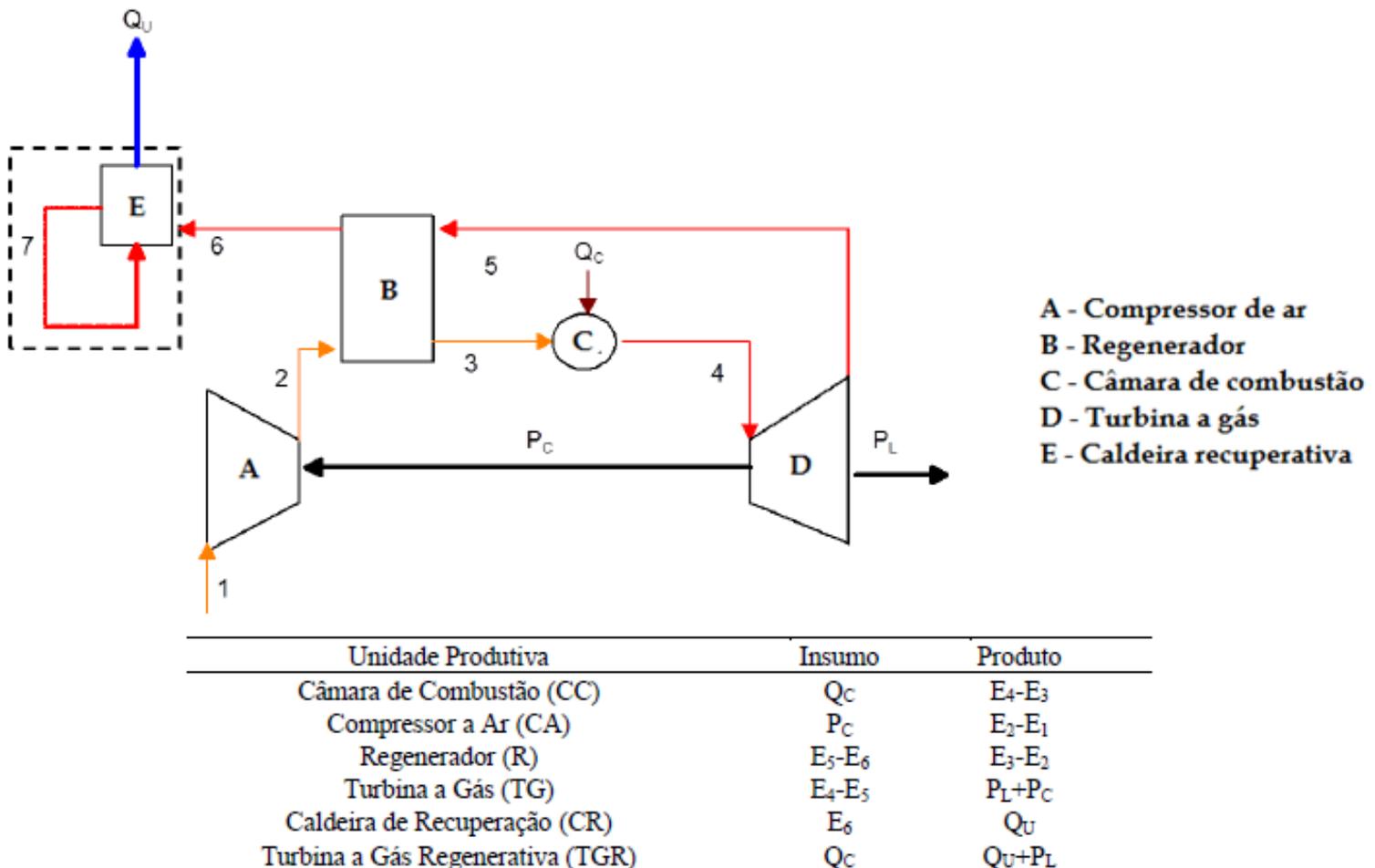


Figura 3.3 - Representação gráfica e estrutura produtiva da TCE. (Adaptado de Santos, 2015)

Com a estrutura produtiva definida conforme a tabela, são montadas as equações de balanço de custo exergético referentes a cada subsistema. Os balanços de custos para o compressor de ar, regenerador, câmara de combustão, turbina a gás e caldeira recuperativa encontram-se representados pelas equações 3.3, 3.4, 3.5, 3.6 e 3.7, respectivamente. Em relação à equação 3.3, o fluxo 1 é considerado, entretanto a exergia a ele correspondente é igual a zero, uma vez que se trata do ar atmosférico.

$$k_2 \cdot E_2 - k_{PC} \cdot P_C = 0 \quad (3.3)$$

$$k_3 \cdot E_3 - k_2 \cdot E_2 + k_6 \cdot E_6 - k_5 \cdot E_5 = 0 \quad (3.4)$$

$$k_4 \cdot E_4 - k_3 \cdot E_3 = k_{QC} \cdot Q_C \quad (3.5)$$

$$k_{PC} \cdot P_C + k_{PL} \cdot P_L + k_5 \cdot E_5 - k_4 \cdot E_4 = 0 \quad (3.6)$$

$$k_{QU} \cdot Q_U - k_6 \cdot E_6 = 0 \quad (3.7)$$

A partir da análise do conjunto de equações 3.3 – 3.7, verifica-se que há mais incógnitas (oito) que equações (cinco). Daí, a necessidade de equações auxiliares, para que se tenha um sistema possível e determinado. Primeiramente, analisa-se a turbina a gás, que apresenta três fluxos de saída: uma equação (3.8) é montada partindo-se do princípio que a potência produzida pela turbina tem custo único, o que significa que a potência líquida produzida deve ter o mesmo custo unitário da potência encaminhada ao compressor (esse princípio é definido como regra do produto); a segunda equação (3.9) é dada pela regra do insumo.

$$k_{PC} = k_{PL} \quad (3.8)$$

$$k_{PC} = k_{PL} \quad (3.9)$$

Da análise do regenerador, obtém-se mais uma equação auxiliar (3.10), também com base na regra do insumo.

$$k_5 = k_6 \quad (3.10)$$

Segundo Lozano e Valero (1993), propositores da TCE, essa teoria apresenta certas limitações, quando de sua formulação original. Uma delas é a respeito da estrutura produtiva, que é definida com base nos mesmos fluxos e componentes inicialmente presentes na estrutura física, o que ocorria pela dificuldade no tratamento de resíduos, bem como dos equipamentos dissipativos. A Teoria Estrutural do Custo Exergético (TECE) baseia-se não em fluxos físicos, mas em fluxos produtivos, representando-os graficamente por meio dos diagramas produtivos, o que vantajoso pois é exposto de maneira clara a forma como o produto de certo subsistema é rateado de forma a ser aproveitado em outro(s) subsistema(s) distinto(s), ou até mesmo como produto final da planta (SANTOS, 2009).

Nos diagramas produtivos, os retângulos são usados para representar unidades reais. Losangos (chamados de junções) são equipamentos fictícios usados quando uma unidade possui mais de um insumo. Assim, torna-se possível unificar esses insumos em um único fluxo, e em seguida encaminhá-lo para a referida unidade. Círculos (chamados de bifurcações) são equipamentos fictícios utilizados quando uma unidade apresenta múltiplos produtos. A Figura 3.4 mostra os itens supracitados.

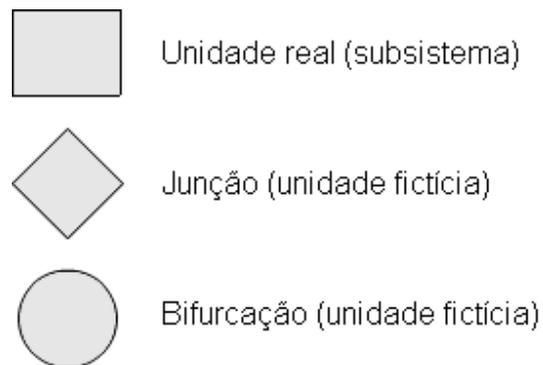


Figura 3.4 - Formas geométricas utilizadas para a representação de diagramas produtivos.

O diagrama produtivo age de forma a complementar à estrutura produtiva, contribuindo na construção do modelo termoeconômico, tornando mais amigável a análise da função produtiva de cada subsistema (BELISARIO, 2012).

Tendo como referência o mesmo ciclo Brayton regenerativo de cogeração, o diagrama produtivo com base na exergia total dos fluxos produtivos é definido conforme mostrado na Figura 3.5.

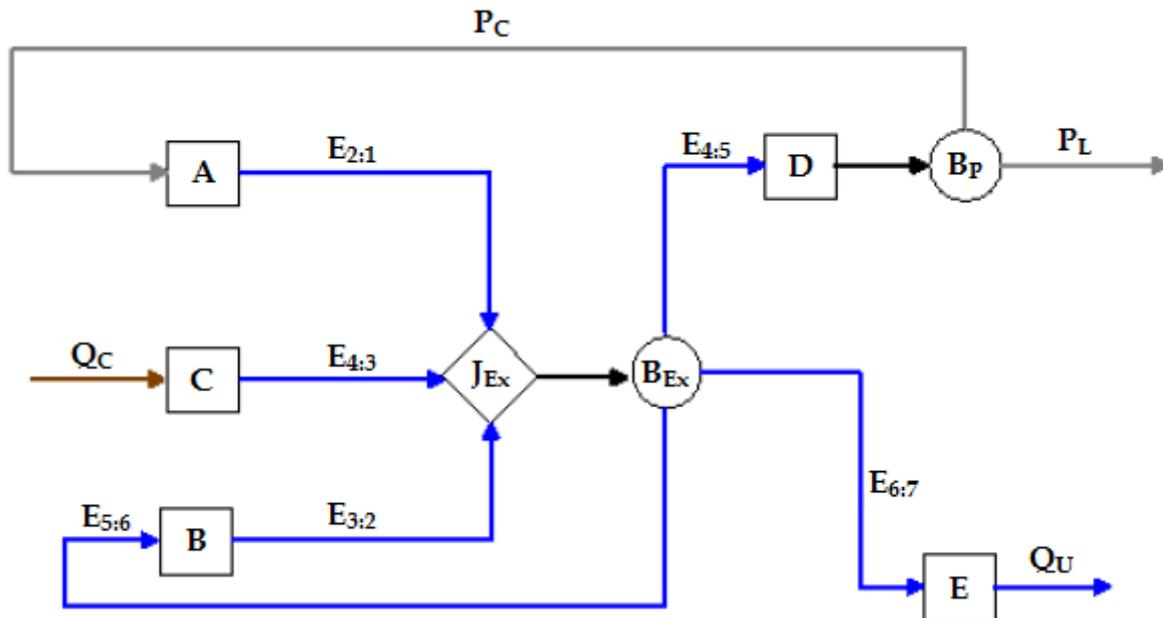


Figura 3.5 - Diagrama produtivo de um ciclo Brayton regenerativo de cogeração, com base na exergia total dos fluxos produtvos.

Os insumos e os produtos definidos com base na exergia retirada e acrescentada ao fluido do ciclo podem ser definidos conforme as equações (3.11) e (3.12). Em outras palavras, o insumo de um subsistema que consome exergia consiste na diferença entre a exergia total do fluido que adentra ao subsistema (estado “i”) e a exergia total do mesmo fluido que o deixa (estado “j”), ao passo que o aumento de exergia é o produto (ou um dos produtos) de um subsistema responsável por aumentar a exergia.

$$E_{i;j} = \dot{m}_i \cdot (e_i - e_j) \quad (3.11)$$

$$E_{i;j'} = \dot{m}_j \cdot (e_i - e_j) \quad (3.12)$$

Uma forma eficiente para organizar os diagramas produtivos consiste em posicionar à esquerda do diagrama os equipamentos responsáveis pelo aumento de exergia no ciclo, e à direita, aqueles que consomem exergia. Os fluxos produtivos que apresentam como origem os equipamentos aumentadores de exergia convergem para a unidade fictícia junção de exergia (JEx), de onde são encaminhados para a unidade fictícia bifurcação de exergia (BEx) e, daí, ocorre a distribuição dos fluxos para os equipamentos consumidores de exergia. A bifurcação de potência (Bp) é usada para fazer o rateio da potência total produzida, uma vez que parte dessa potência é destinada para o funcionamento do compressor.

As equações de balanço de custos para o sistema indicado tomam as formas mostradas abaixo, da equação (3.13) até a equação (3.18).

$$k_{2:1} \cdot E_{2:1} - k_{PC} \cdot P_C = 0 \text{ (Compressor de ar)} \quad (3.13)$$

$$k_{3:2} \cdot E_{3:2} - k_{5:6} \cdot E_{5:6} = 0 \text{ (Regenerador)} \quad (3.14)$$

$$k_{4:3} \cdot E_{4:3} = k_C \cdot Q_C \text{ (Câmara de combustão)} \quad (3.15)$$

$$k_P \cdot (P_L + P_C) - k_{4:5} \cdot E_{4:5} = 0 \text{ (Turbina a gás)} \quad (3.16)$$

$$k_{EX} \cdot (E_{4:5} + E_{6:7} + E_{5:6}) - k_{2:1} \cdot E_{2:1} - k_{3:2} \cdot E_{3:2} - k_{4:3} \cdot E_{4:3} = 0 \quad (3.17)$$

$$k_{QU} \cdot Q_U - k_{6:7} \cdot E_{6:7} = 0 \text{ (Caldeira recuperativa)} \quad (3.18)$$

3.1.3 Neguentropia

Algumas metodologias baseiam-se na exergia total dos fluxos produtivos. Desta forma, torna-se impossível, em ciclos a vapor, definir um produto para os equipamentos dissipativos, mais especificamente o condensador. O condensador é responsável por reduzir a entropia do fluido de trabalho, uma vez que a condensação é um processo exotérmico (liberação de energia), que se faz essencial devido ao fato de que todos os demais equipamentos (bombas, turbinas, etc.) aumentam a entropia do fluido. O condensador, portanto, precisa estar presente para que o fluido retorne ao seu estado inicial, de forma a fechar o ciclo termodinâmico. Nesses casos, define-se a “redução de entropia” (ou entropia negativa) como sendo a função produtiva desses equipamentos, com Frangopoulos (1987) chamando esse termo de neguentropia. A definição matemática desse termo encontra-se exposta na seção de Modelagem Termoeconômica (Capítulo 5). A neguentropia, então, é utilizada de maneira recorrente, ora como um fluxo fictício, ora como parcela da exergia.

3.1.4 Critérios Multiproduto (MP) e Subproduto (SP)

A formulação dos critérios multiproduto e subproduto permitem que sejam definidas as equações auxiliares. Alguns modelos termoeconômicos utilizam-se do critério multiproduto, como é o caso do modelo H&S, embora neste trabalho tenha-se aplicado o conceito de subproduto a esse modelo, como forma de verificar as diferenças

decorrentes dessa hipótese. Já outros fundamentalmente utilizam-se do critério subproduto, como o modelo E&S.

O critério multiproduto (MP) parte do princípio que todos os fluxos produzidos por um subsistema devem ser considerados como produtos. Se dois fluxos são produzidos por um equipamento, ambos devem possuir o mesmo custo unitário, já que os referidos fluxos estão sujeitos aos mesmos custos e irreversibilidades (SANTOS, 2009). Assim, embora exergia e neguentropia sejam termos distintos, ambos possuem o mesmo custo unitário caso saiam de um mesmo subsistema.

Já no critério subproduto (SP), as unidades produtivas de um sistema trabalham com o objetivo de produzir um único produto, e os fluxos adicionais que surgem como consequência dessa produção são considerados subprodutos. Assim, a neguentropia produzida por equipamentos como os aquecedores são consideradas subprodutos, uma vez que esses dispositivos têm como finalidade produzir exergia. Quanto ao custo unitário desses subprodutos, deve ser atribuído o mesmo custo unitário dos fluxos produzidos pelo condensador (para o caso de um ciclo a vapor), que é um equipamento cuja finalidade é produzir neguentropia.

3.2 METODOLOGIAS TERMOECONÔMICAS

No intuito de quantificar o custo dos principais fluxos de um sistema térmico, é preciso definir inicialmente o modelo termoeconômico a ser adotado. E os modelos abordados nessa obra são os modelos E, E&S e H&S. Maiores detalhes sobre a aplicação de cada modelo aqui apresentado encontram-se no Capítulo 5.

3.2.1 Modelo E

O modelo E é uma metodologia baseada na exergia total dos fluxos produtivos, assim como outros modelos outrora muito utilizados, tal como a TCE. Dado o fato de o fluxo exergético não ser desmembrado em outras parcelas, diz-se que o mesmo compõe a classe dos modelos pertinentes ao nível I de desagregação de exergia. Porém, de maneira diferente à TCE, cuja estrutura produtiva é apresentada em formato de

equações, o modelo E utiliza diagrama produtivo na forma gráfica, da mesma forma que a vertente TECE, baseado no conceito de que cada subsistema da planta possui produto e insumo definidos em termos de fluxos exergéticos.

Caso o sistema analisado seja equipado com elementos dissipativos, não é possível definir seus produtos em termos exergéticos. Assim, cabe, na análise, aloca-los em conjunto com outros equipamentos. Como exemplo, neste trabalho, para o modelo E, aloca-se condensador em conjunto com turbina, e válvulas em conjunto com aquecedores.

3.2.2 Modelo E&S

Em conjunto com o fluxo de exergia total, utiliza-se um fluxo de neguentropia ao sistema, suprimindo uma limitação na análise de alguns equipamentos dissipativos, apresentada pelo modelo E, tratando-se, portanto, de um fluxo fictício. Equipamentos cujo funcionamento implique em aumento da entropia são consumidores de neguentropia, ao passo que equipamentos que reduzem o valor da entropia são produtores de neguentropia.

3.2.3 Modelo H&S

Para o modelo H&S, o diagrama produtivo é feito de modo que a exergia seja desagregada em suas parcelas entálpicas (H) e entrópica (S). Originalmente, o modelo H&S é adepto ao critério do multiproduto, embora neste trabalho ambos os critérios de atribuição de custos (MP e SP) tenham sido adotados para este modelo.

CAPÍTULO 4

DESCRIÇÃO DA PLANTA E SIMULAÇÃO

No presente estudo, tem-se uma planta de cogeração de ciclo a vapor associada a um processo de dessalinização MSF. Os produtos finais do processo são cerca de 122MW elétricos, juntamente com 2400m³ de água dessalinizada por hora, enquanto o insumo é um combustível responsável por fornecer um valor em base exergética equivalente a 443,798MW.

No que diz respeito à geração de eletricidade, o ciclo a vapor adotado é o ciclo Rankine regenerativo com turbina de condensação com extração, constituído de quatro aquecedores de alimentação fechados (dois de alta e dois de baixa pressão) e um aquecedor de alimentação aberto (desaerador). São quatro as turbinas de alta pressão utilizadas, ao passo que duas são as turbinas de baixa pressão.

Uma vez produzido na caldeira, o vapor superaquecido, ao passar pelas pás da turbina de condensação, sofre sucessivas expansões à medida que vence os seis estágios, com quatro desses estágios sendo de alta pressão (TA) e dois de baixa pressão (TB). Ao final, o vapor condensa na saída do último estágio da turbina (segundo estágio de baixa pressão) e, logo após, troca calor no condensador, onde o fluido de resfriamento é a água do mar. Em seguida, o condensado é bombeado pela bomba de condensado (BC), passando pelos aquecedores fechados de baixa pressão, pelo aquecedor aberto, e finalmente bombeado pela bomba alimentadora de caldeira (BAC), que força a passagem do fluido do ciclo pelos aquecedores fechados de alta pressão e, finalmente, o entrega à caldeira, onde a água é convertida em vapor e o ciclo se repete.

A turbina é dotada de extrações, e essas extrações têm como função enviar o vapor para certas partes do processo, onde essas quantidades de vapor podem se misturar (aquecedor aberto) ou não (aquecedores fechados) à água proveniente do

condensador. A ideia é sempre a de elevar a temperatura na qual a água do ciclo entra na caldeira.

A primeira dessas extrações ocorre após a expansão na primeira turbina de alta pressão e é responsável pelo envio de vapor ao primeiro aquecedor fechado de alta pressão (AA1). A segunda extração, por sua vez, ocorre posteriormente à expansão na segunda turbina de alta e promove o envio de uma parcela de vapor para o segundo aquecedor fechado de alta pressão (AA2). A terceira extração tem como função promover o envio de vapor ao desaerador, enquanto a quarta extração apresenta duas funções: uma parte correspondente a 89,68 kg de vapor por segundo é enviada para a unidade MSF, mais especificamente para um equipamento denominado aquecedor de salmoura, fornecendo aproximadamente 198MW de vapor para a ocorrência da dessalinização, e o restante é encaminhado para o primeiro aquecedor fechado de baixa pressão (AB1). Por fim, a última extração encaminha vapor para o segundo aquecedor de baixa pressão (AB2), com o restante (o que não foi extraído) sendo destinado ao condensador. Um esquema detalhado indicando todos os equipamentos utilizados no processo, bem como a representação simplificada da unidade dessalinizadora, encontra-se disponível na Figura 4.1.

A unidade MSF da planta estudada é composta por vinte etapas, onde 2400 m³ de água dessalinizada são produzidos por hora. É dividido em três partes: aquecedor de salmoura (ou brine heater), seções de recuperação de calor (onde ocorre o preaquecimento da água a ser dessalinizada) e seções de rejeição de calor (onde o calor excedente é rejeitado). As seções de recuperação e rejeição de calor contém uma série de etapas, compostas por uma câmara flash e um condensador. Para efeitos de análise, a unidade MSF é, em alguns momentos, dividida em duas unidades, com uma delas sendo o aquecedor de salmoura, e a outra sendo o resultado do agrupamento das seções de recuperação e rejeição.

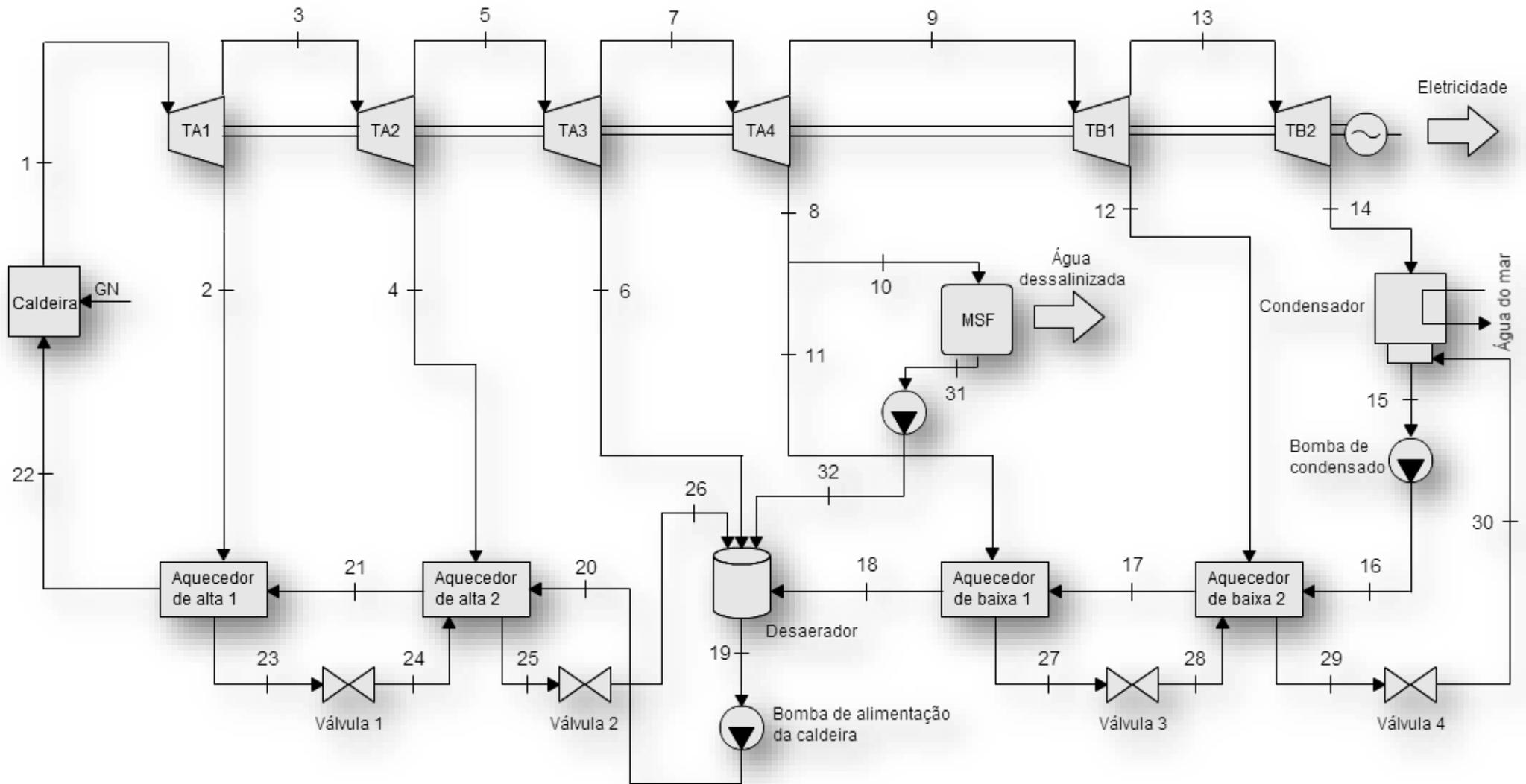


Figura 4.1 - Estrutura física da planta dual.

A água bruta é inicialmente pressurizada, e em seguida é encaminhada para o aquecedor de salmoura. Entretanto, antes de alcançar o aquecedor, a água a ser dessalinizada passa por uma tubulação que percorre as câmaras de “flasheamento”. Deste modo, sua temperatura é aumentada devido à troca de calor existente entre a própria água bruta (dentro dos tubos) e o vapor originado dentro da câmara (região externa aos tubos). Na saída do aquecedor de salmoura (isto é, na entrada da câmara flash), a água bruta encontra uma pressão muito menor, e essa queda de pressão provoca uma evaporação quase que instantânea da água (por isso o termo *flash*).

Assim, a água bruta é aquecida, enquanto o vapor produzido na câmara, que corresponde à parcela da água bruta que passou pelo processo de mudança de fase, sofre condensação, sendo depositado nas chamadas bandejas coletoras, que percorrem todos os estágios do processo. O condensado recolhido corresponde à água dessalinizada produzida.

Como forma de simplificar as análises, a unidade MSF é trabalhada de duas maneiras, conforme o tipo de avaliação a ser feita. Na primeira delas, todos os seus componentes são agrupados em uma única unidade, como mostrado na Figura 4.2. Já na segunda situação, divide-se a MSF em duas unidades: aquecedor de salmoura (AS) e seções de recuperação e rejeição, com estas sendo agrupadas em uma única unidade (Figura 4.3).

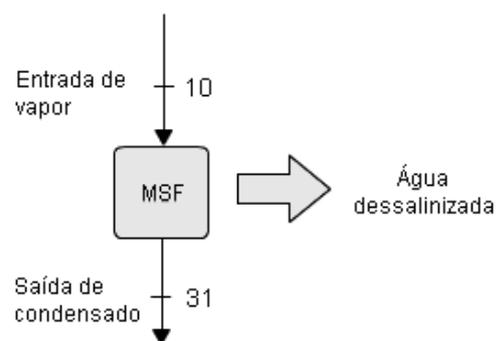


Figura 4.2 - MSF Completa.

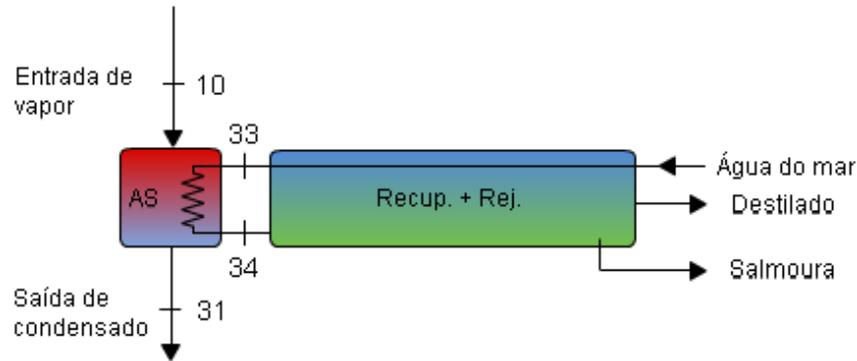


Figura 4.3 - MSF desmembrada em duas unidades (AS e RR).

Descrita a planta dual, sua simulação é realizada fazendo-se o uso de um simulador computacional da companhia AspenTech®, o AspenPlus® V8.8. Como dados de entrada no programa, são utilizados parâmetros globais da planta, como eletricidade produzida, extração de vapor para a unidade MSF, vazão volumétrica de água doce produzida, além de valores estabelecidos pela otimização local realizada por Uche, Serra e Valero (2001), conforme mostrado na Tabela 4.1. Convém frisar que alguns desses valores, após a simulação, sofreram alterações, com o objetivo de que fossem obedecidos e conservados os balanços de massa e energia.

Tabela 4.1 - Vazões, pressões e temperaturas obtidas após processo de otimização realizado por Uche, Serra e Valero (2001).

| | |
|---|-----------|
| Vazão mássica de vapor oriundo da caldeira | 154 kg/s |
| Temperatura na entrada do condensador | 38,83 °C |
| Título na entrada do condensador | 0,868 |
| Temperatura da água de alimentação na entrada do desaerador | 128,5 °C |
| Temperatura da água de alimentação na saída do desaerador | 161,8 °C |
| Temperatura na saída da caldeira | 535 °C |
| Pressão na saída da caldeira | 93 bar |
| Vazão mássica de condensado oriundo do condensador | 28,4 kg/s |
| Pressão da mistura encaminhada para a unidade MSF | 2,76 bar |
| Temperatura da água de alimentação na entrada da caldeira | 227,5 °C |

Em relação à turbina, a Tabela 4.2 mostra os valores de potência produzida por cada estágio, bem como as respectivas eficiências isentrópicas. Convém ressaltar que, para todas as turbinas, foram adotadas eficiências mecânicas iguais à unidade.

Tabela 4.2 - Valores de potência mecânica produzida por cada estágio da turbina.

| Estágios da turbina | Potência produzida (kW) | Eficiência isentrópica |
|----------------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| 1º de alta (TA1) | 48213 | 0,924 |
| 2º de alta (TA2) | 22726 | 0,929 |
| 3º de alta (TA3) | 20211 | 0,931 |
| 4º de alta (TA4) | 21001 | 0,932 |
| 1º de baixa (TB1) | 6609 | 0,801 |
| 2º de baixa (TB2) | 5780 | 0,805 |

No que se refere às bombas, a Tabela 4.3 expõe os valores de potência consumida pela bomba de alimentação de caldeira (BAC), pela bomba de condensado (BC), pela bomba do aquecedor de salmoura (BAS) e pelo conjunto de bombas que compõem a unidade MSF, juntamente com as eficiências isentrópicas da BAC e da BC.

Tabela 4.3 - Potências consumidas pelas bombas.

| BOMBAS | POTÊNCIA CONSUMIDA (KW) | EFICIÊNCIA ISENTRÓPICA |
|---------------|--------------------------------|-------------------------------|
| BAC | 2240 | 0,863 |
| BC | 49 | 0,838 |
| Bombas da MSF | 8000 | - |

Quanto aos aquecedores fechados e a unidade MSF, as variáveis locais são as diferenças terminais de temperatura, do inglês *terminal temperature difference* (TTD), que são as diferenças de temperatura entre o vapor de certa extração (fluido quente) e a água de alimentação que deixa esse aquecedor (fluido frio), representadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Diferença de temperatura terminal (TTD) para cada aquecedor fechado.

| AQUECEDORES FECHADOS | TTD (°C) |
|-----------------------------|-----------------|
| AA1 | 0,556 |
| AA2 | 0,556 |
| AB1 | 2,778 |
| AB2 | 1,111 |
| MSF | 1,667 |

Definidos os parâmetros de entrada, é possível realizar a simulação. A Figura 4.4 mostra a interface do AspenPlus® V8.8, com a planta descrita anteriormente.

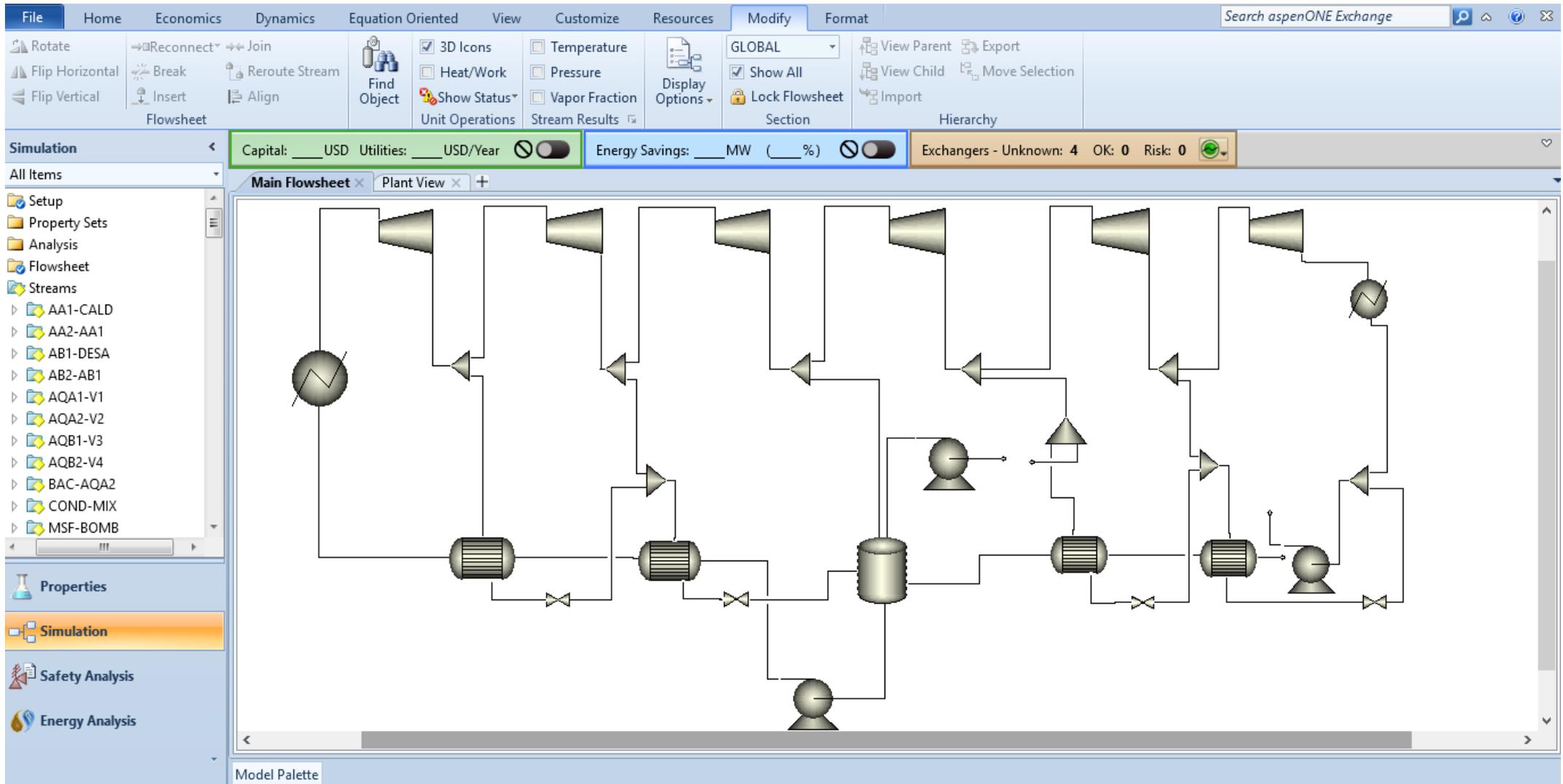


Figura 4.4 - Simulação da estrutura física para obtenção dos estados termodinâmicos no AspenPlus® V8.8.

Os estados termodinâmicos obtidos por meio da simulação são representados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 - Propriedades termodinâmicas específicas dos fluxos físicos da planta dual.

| ESTADOS | Temperatura (°C) | Pressão (bar) | Estado Físico | Vazão Mássica (kg/s) | Entalpia (kJ/kg) | Entropia (kJ/kg.K) |
|---------|------------------|---------------|----------------------|----------------------|------------------|--------------------|
| Ref. | 25 | 1,01 | - | - | 104,8 | 0,3669 |
| 1 | 535 | 93 | Vapor Superaquecido | 154 | 3470,7 | 6,7506 |
| 2 | 369,4 | 31,33 | Vapor Superaquecido | 9,8 | 3157,5 | 6,7905 |
| 3 | 369,4 | 31,33 | Vapor Superaquecido | 144,2 | 3157,5 | 6,7905 |
| 4 | 285,3 | 16,39 | Vapor Superaquecido | 8,24 | 2999,7 | 6,8117 |
| 5 | 285,3 | 16,39 | Vapor Superaquecido | 135,96 | 2999,7 | 6,8117 |
| 6 | 205,8 | 8,11 | Vapor Superaquecido | 10,94 | 2851,4 | 6,8354 |
| 7 | 205,8 | 8,11 | Vapor Superaquecido | 125,02 | 2851,4 | 6,8354 |
| 8 | 131,3 | 2,81 | Mistura (x = 0,98) | 94,8 | 2684,8 | 6,9223 |
| 9 | 131,3 | 2,81 | Mistura (x = 0,98) | 30,22 | 2684,8 | 6,9223 |
| 10 | 131,3 | 2,81 | Mistura (x = 0,98) | 89,68 | 2684,8 | 6,9223 |
| 11 | 131,3 | 2,81 | Mistura (x = 0,98) | 5,12 | 2684,8 | 6,9223 |
| 12 | 80,2 | 0,48 | Mistura (x = 0,92) | 0,16 | 2465,8 | 7,1065 |
| 13 | 80,2 | 0,48 | Mistura (x = 0,92) | 30,06 | 2465,8 | 7,1065 |
| 14 | 42,0 | 0,082 | Mistura (x = 0,87) | 30,06 | 2273,3 | 7,2538 |
| 15 | 39,0 | 0,07 | Mistura (x = 0,0011) | 35,34 | 166,1 | 0,5679 |
| 16 | 39,8 | 11,60 | Líquido comprimido | 35,34 | 167,7 | 0,5692 |
| 17 | 79,0 | 11,60 | Líquido comprimido | 35,34 | 331,8 | 1,0632 |
| 18 | 128,5 | 11,60 | Líquido comprimido | 35,34 | 540,6 | 1,6179 |
| 19 | 161,8 | 6,47 | Líquido saturado | 154 | 683,5 | 1,9609 |
| 20 | 163,7 | 116,16 | Líquido comprimido | 154 | 698,0 | 1,9666 |
| 21 | 194,0 | 116,16 | Líquido comprimido | 154 | 830,0 | 2,2586 |
| 22 | 227,0 | 116,16 | Líquido comprimido | 154 | 978,0 | 2,5647 |
| 23 | 194,5 | 31,33 | Líquido comprimido | 9,8 | 828,4 | 2,2759 |
| 24 | 194,6 | 18,31 | Líquido comprimido | 9,8 | 828,4 | 2,2791 |
| 25 | 164,1 | 16,39 | Líquido comprimido | 18,04 | 694,0 | 1,9825 |
| 26 | 161,8 | 6,47 | Mistura (x = 0,0051) | 18,04 | 694,0 | 1,9851 |
| 27 | 131,3 | 2,81 | Mistura (x = 0,32) | 5,12 | 1244,0 | 3,3596 |
| 28 | 85,8 | 0,60 | Mistura (x = 0,39) | 5,12 | 1243,8 | 3,6083 |
| 29 | 43,5 | 0,48 | Líquido comprimido | 5,28 | 182,0 | 0,6183 |
| 30 | 40,3 | 0,075 | Mistura (x = 0,0055) | 5,28 | 182,0 | 0,6186 |
| 31 | 116,4 | 2,76 | Líquido comprimido | 89,68 | 488,6 | 1,4889 |
| 32 | 116,5 | 6,47 | Líquido comprimido | 89,68 | 489,1 | 1,4891 |

O desmembramento da unidade MSF em aquecedor de salmoura e seções de recuperação e rejeição também é realizado no AspenPlus® V8.8, porém em simulação separada, com os estados 10 e 31 sendo utilizados como entrada e saída de fluido quente, respectivamente. A interligação entre a termelétrica a vapor e a unidade dessalinizadora é obtida por meio da TTD da unidade MSF. Com essa informação, além dos demais estados termodinâmicos que envolvem a unidade MSF, torna-se possível a obtenção da temperatura de entrada da água do mar no aquecedor de salmoura. O aquecedor utilizado encontra-se representado na Figura 4.5.

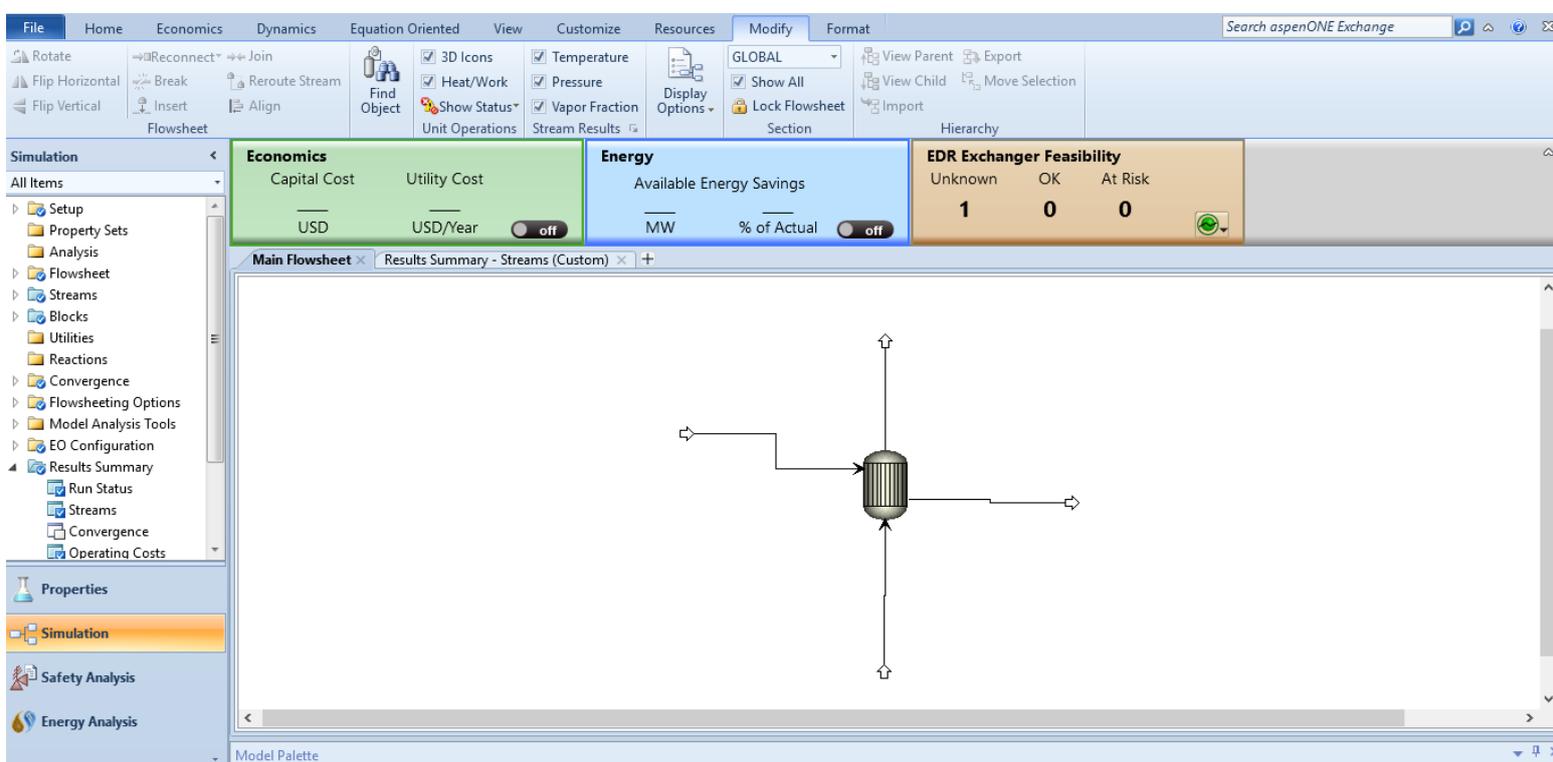


Figura 4.5 - Simulação da unidade MSF para obtenção dos estados termodinâmicos no AspenPlus® V8.8.

Os dados já conhecidos a respeito da água do mar, bem como aqueles obtidos via simulação, são mostrados na Tabela 4.6. Ressalta-se que a água do mar é aqui considerada como uma mistura homogênea de água e cloreto de sódio (NaCl), e que a concentração da água do mar utilizada é de 45000 partes por milhão (ppm).

Tabela 4.6 - Propriedades do fluxo de água do mar.

| ESTADOS | Temperatura (°C) | Pressão (bar) | Estado físico | Vazão Mássica (kg/s) |
|---------|------------------|---------------|---------------------|----------------------|
| 33 | 108,0 | 3 | Líquido (45000 ppm) | 2241,413889 |
| 34 | 129,6 | 3 | Líquido (45000 ppm) | 2241,413889 |

CAPÍTULO 5

MODELAGEM E ANÁLISE TERMOECONÔMICA

A Segunda Lei da Termodinâmica afirma que, na prática, não há processos de natureza reversível, o que significa dizer que cada processo ao qual um fluido é submetido provoca uma degradação dos recursos energéticos nele empregados (no tocante à “qualidade” desses recursos), sendo essa degradação normalmente denominada irreversibilidade. Essas irreversibilidades podem ser quantificadas por meio do balanço de exergia (LOZANO e VALERO, 1993). Moran *et. al.* (2014) definem **exergia** como sendo o trabalho máximo teórico possível de ser obtido ao alterar o estado do sistema de interesse até que atinja o equilíbrio com o ambiente de referência. Adota-se como estado de referência, neste trabalho, valores de pressão e temperatura de um ambiente a 1 atm e 25 °C, respectivamente.

Como afirma Santos (2005), é necessário que sejam adotados métodos racionais de rateio, de modo que cada um dos produtos finais da planta tenham um preço que mostre de fato os custos reais envolvidos em sua produção. Para tal, são propostos alguns métodos para correlacionar potência e calor, que são formas de energia de naturezas distintas. No presente estudo, esse calor é enviado a um processo de dessalinização, o que permite tratar a água para dessalinizá-la, obtendo-a como um produto final da planta dual.

A termoeconomia ganhou corpo e importância ao longo de décadas de estudos. Desde a proposição desta nomenclatura, sugerida por Tribus e Evans em 1962, até os dias atuais, ainda surgem novas ideias, de forma que modelos termoeconômicos para desagregação da exergia aplicados nesta obra são, portanto, passíveis de desagregação em mais níveis, dependendo do sistema analisado, como propõe Lourenço (2012) ao sugerir a utilização de um modelo que trate de maneira mais adequada (sob a perspectiva da definição de um produto) componentes dissipativos, como válvulas, que trabalhem com fluidos reais.

Falar em modelagem termoeconômica significa criar sistemas de equações de balanço de custos que podem ser representadas em forma matricial, de maneira a caracterizar o processo de formação de custos do sistema térmico analisado. Antes da elaboração das equações, porém, é importante definir a estrutura produtiva de tal sistema. Para isso, torna-se crucial a representação precisa de cada unidade formadora do sistema, bem como seus respectivos insumos e produtos.

Para que a montagem das equações de balanço de custos e a consequente resolução do sistema de equações sejam feitas de maneira adequada, deve-se obedecer uma série de recomendações listadas por Lozano e Valero (1993). Três procedimentos aqui adotados são os seguintes:

- Os custos exergéticos permitem que sejam escritas equações para cada unidade do sistema, independentemente de a unidade ser real ou fictícia;
- Atribui-se custo exergético unitário igual a um para insumos externos à planta, em geral.
- Se o produto de uma unidade for formado por fluxos de mesma natureza, os custos exergéticos unitários desses fluxos são iguais.

Após definidas as equações, são montados, para cada modelo termoeconômico, sistemas de equações matriciais, com o formato mostrado na equação (5.1):

$$[A].\{x\} = \{b\} \quad (5.1)$$

A matriz $[A]$ é chamada de matriz de valorização interna, que descreve todo o processo de distribuição dos recursos externos aplicados ao sistema. Essa matriz é responsável por conter todos os fluxos internos indicados pelo diagrama produtivo. O vetor $\{x\}$ (vetor solução) contém os custos exergéticos unitários de cada fluxo, enquanto o vetor $\{b\}$ contém todos os recursos externos que são atribuídos ao sistema.

5.1 MODELO E

Sabe-se que todas as metodologias termoeconômicas têm como base o uso da exergia para a definição da estrutura produtiva do sistema que se pretende analisar. O primeiro modelo utilizado para alocação de custos neste trabalho é o modelo E, baseado na exergia total dos fluxos produtivos. A Figura 5.1 mostra o diagrama produtivo da planta dual, levando em consideração apenas a exergia total dos fluxos internos.

O Modelo E baseia-se na ideia de que cada equipamento da planta possui um produto e um insumo definidos em termos dos fluxos exergéticos totais. Os equipamentos cujo produto é utilizado como insumo em mais de uma unidade produtiva apresentam bifurcações em sua saída para que, a partir daí, seja feito o rateio adequado. São os casos do desaerador e do gerador. Em contrapartida, aqueles que possuem mais de um insumo, como o segundo aquecedor de alta, o segundo aquecedor de baixa, o subsistema formado pela união da segunda turbina de baixa pressão com o condensador, a unidade MSF e o próprio desaerador, apresentam junções em sua entrada, de modo a unificar os insumos em um único fluxo.

Com o intuito de promover a montagem do diagrama produtivo de maneira conveniente, os equipamentos que aumentam a exergia do fluido de trabalho, ou seja, equipamentos produtores de exergia, juntamente com os aquecedores de água de alimentação (que tanto aumentam como reduzem a exergia) são colocados do lado esquerdo da Figura 5.1, e os que apenas consomem exergia do fluido de trabalho são colocados do lado direito, conforme dito no capítulo 3.

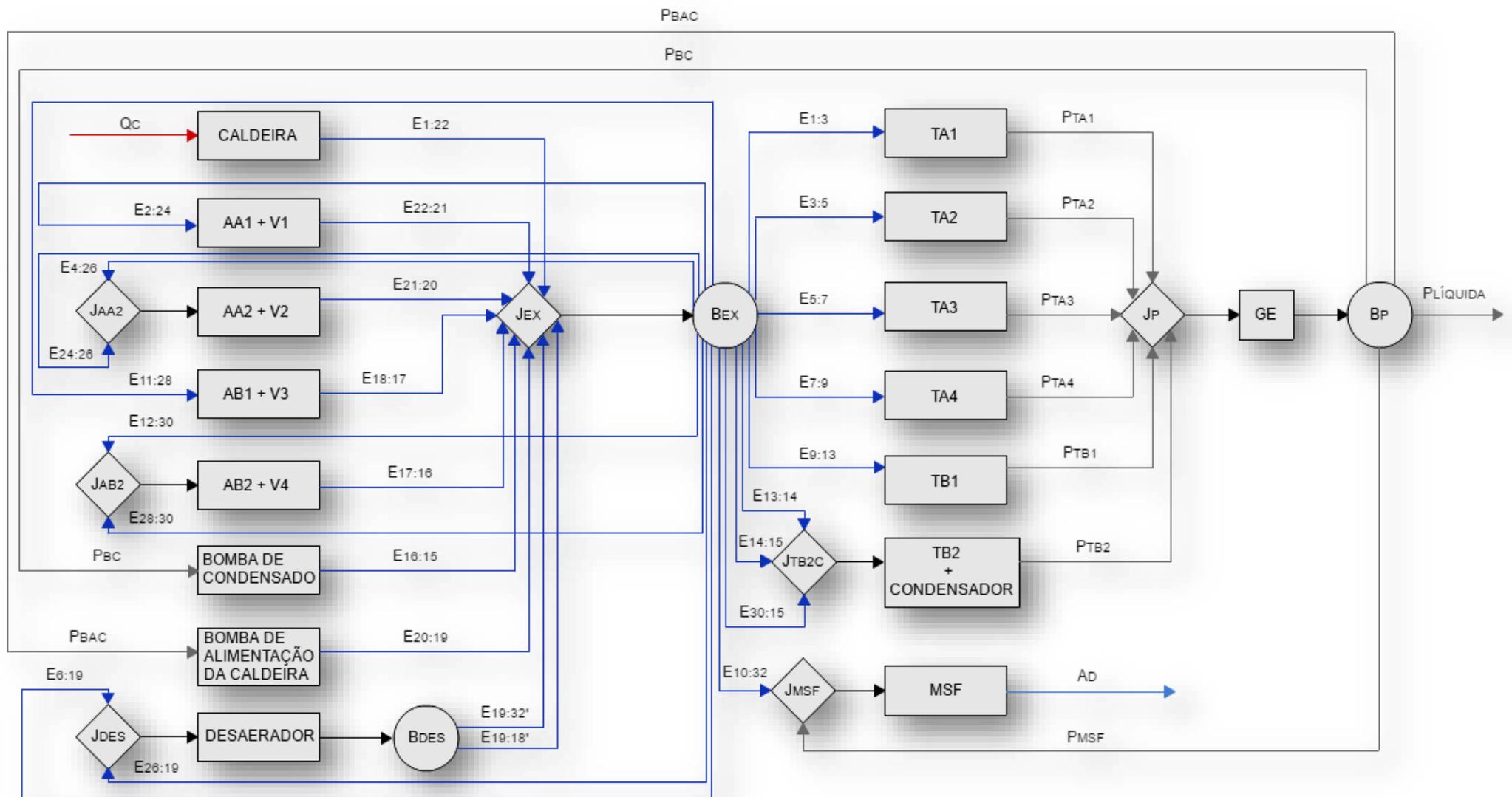


Figura 5.1 - Diagrama produtivo segundo Modelo E.

Os fluxos produtivos oriundos dos equipamentos que aumentam a exergia são unidos na junção de exergia do ciclo (JEx), e ali são direcionados para a bifurcação de exergia (BEx), de onde são encaminhados para os equipamentos consumidores de exergia.

Por não ter um produto definido em termos de exergia, o condensador deve ser agrupado ao segundo estágio de baixa pressão, o que dá origem a uma unidade produtiva constituída por dois equipamentos distintos. Portanto, o Modelo E não pode ser enquadrado entre os modelos termoeconômicos mais adequados para a realização de otimização local e diagnóstico de sistemas dotados de equipamentos dissipativos, uma vez que não há produto definido para tais equipamentos (SERRA, 1994), dificultando o seu isolamento. Do mesmo modo, as válvulas são agrupadas aos aquecedores de água de alimentação fechados:

- Válvula 1 (V1) alocada com o aquecedor fechado de alta pressão 1 (AA1);
- Válvula 2 (V2) alocada com o aquecedor fechado de alta pressão 2 (AA2);
- Válvula 3 (V3) alocada com o aquecedor fechado de baixa pressão 1 (AB1);
- Válvula 4 (V4) alocada com o aquecedor fechado de baixa pressão 2 (AB2).

Com as devidas considerações sendo realizadas, é possível a montagem das equações de balanço de custos exergéticos. Os fluxos de saída de cada equipamento são considerados positivos, ao passo que os fluxos de entrada são adotados como negativos. Os insumos e os produtos definidos com base na exergia retirada e acrescentada ao fluido do ciclo podem ser definidos conforme as equações (5.2) e (5.3). Então, o conjunto de equações para o Modelo E é representado na Tabela 5.1.

$$E_{i,j} = \dot{m}_i \cdot (e_i - e_j) = \dot{m}_i \cdot \left((h_i - h_j) - T_0(s_i - s_j) \right) \quad (5.2)$$

$$E_{i,j'} = \dot{m}_j \cdot (e_i - e_j) = \dot{m}_j \cdot \left((h_i - h_j) - T_0(s_i - s_j) \right) \quad (5.3)$$

Tabela 5.1 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E.

| | |
|-------------------|---|
| Caldeira | $k_{1:22} \cdot E_{1:22} = k_C \cdot Q_C$ |
| AA1 + V1 | $k_{22:21} \cdot E_{22:21} - k_{2:24} \cdot E_{2:24} = 0$ |
| AA2 + V2 | $k_{21:20} \cdot E_{21:20} - k_{4:26} \cdot E_{4:26} - k_{24:26} \cdot E_{24:26} = 0$ |
| AB1 + V3 | $k_{18:17} \cdot E_{18:17} - k_{11:28} \cdot E_{11:28} = 0$ |
| AB2 + V4 | $k_{17:16} \cdot E_{17:16} - k_{12:30} \cdot E_{12:30} - k_{28:30} \cdot E_{28:30} = 0$ |
| BC | $k_{16:15} \cdot E_{16:15} - k_{PBC} \cdot P_{BC} = 0$ |
| BAC | $k_{20:19} \cdot E_{20:19} - k_{PBAC} \cdot P_{BAC} = 0$ |
| DES | $k_{19:32'} \cdot E_{19:32'} + k_{19:18'} \cdot E_{19:18'} - k_{6:19} \cdot E_{6:19} - k_{26:19} \cdot E_{26:19} = 0$ |
| TA1 | $k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{1:3} \cdot E_{1:3} = 0$ |
| TA2 | $k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{3:5} \cdot E_{3:5} = 0$ |
| TA3 | $k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{5:7} \cdot E_{5:7} = 0$ |
| TA4 | $k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{7:9} \cdot E_{7:9} = 0$ |
| TB1 | $k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{9:13} \cdot E_{9:13} = 0$ |
| TB2 + CONDENSADOR | $k_{PTB2} \cdot P_{TB2} - k_{13:14} \cdot E_{13:14} - k_{14:15} \cdot E_{14:15} - k_{30:15} \cdot E_{30:15} = 0$ |
| MSF | $k_{AD} \cdot \dot{A}_D - k_{10:32} \cdot E_{10:32} - k_{PMSF} \cdot P_{MSF} = 0$ |
| JEx – BEx | $\sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{BEx} - \sum (k_{i:j} \cdot E_{i:j})_{JEx} = 0$ |
| GE | $k_{PLIQ} \cdot P_{LIQ} + k_{PBAC} \cdot P_{BAC} + k_{PBC} \cdot P_{BC} + k_{PMSF} \cdot P_{MSF} - k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{PTB2} \cdot P_{TB2} = 0$ |

A Tabela 5.2 mostra o valor de cada fluxo da estrutura produtiva da Figura 5.1, além dos custos exergéticos unitários, que são obtidos após a resolução do sistema de equações formado. Destaca-se aqui que, para o Modelo E, foi utilizado apenas o critério multiproduto. Neste critério, tudo aquilo que é produzido em uma unidade produtiva possui o mesmo custo unitário.

Tabela 5.2 - Custo exergetico unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E.

| FLUXO | VALOR (kW) | CUSTO EXERGETICO | |
|--------------------------|---------------|------------------|---------------|
| | | Unitário (kW/kW) | Total (kW) |
| Q _{COMBUSTIVEL} | 443798,00 | 1,00 | 443798,00 |
| E _{1:3} | 50069,46 | 2,37 | 118862,38 |
| E _{1:22} | 191826,90 | 2,31 | 443798,00 |
| E _{2:24} | 9654,10 | 2,37 | 22918,35 |
| E _{3:5} | 23657,07 | 2,37 | 56160,70 |
| E _{4:26} | 7151,01 | 2,37 | 16976,15 |
| E _{5:7} | 21147,23 | 2,37 | 50202,46 |
| E _{6:19} | 7828,88 | 2,37 | 18585,37 |
| E _{7:9} | 24110,95 | 2,37 | 57238,19 |
| E _{9:13} | 8274,20 | 2,37 | 19642,53 |
| E _{10:32} | 51697,01 | 2,37 | 122726,10 |
| E _{11:28} | 2320,71 | 2,37 | 5509,25 |
| E _{12:30} | 56,06 | 2,37 | 133,07 |
| E _{13:14} | 7103,76 | 2,37 | 16863,97 |
| E _{14:15} | 3451,53 | 2,37 | 8193,76 |
| E _{16:15} | 41,81 | 3,12 | 130,62 |
| E _{17:16} | 597,22 | 3,70 | 2210,15 |
| E _{18:17} | 1536,99 | 3,58 | 5509,25 |
| E _{19:18'} | 1434,88 | 3,00 | 4299,14 |
| E _{19:32'} | 4815,62 | 3,00 | 14428,35 |
| E _{20:19} | 1981,09 | 3,01 | 5971,35 |
| E _{21:20} | 6921,39 | 2,61 | 18064,62 |
| E _{22:21} | 8763,54 | 2,62 | 22918,35 |
| E _{24:26} | 458,51 | 2,37 | 1088,47 |
| E _{26:19} | 59,86 | 2,37 | 142,11 |
| E _{28:30} | 874,94 | 2,37 | 2077,07 |
| E _{30:15} | 4,16 | 2,37 | 9,88 |
| P _{TA1} | 48213,00 | 2,47 | 118862,38 |
| P _{TA2} | 22726,00 | 2,47 | 56160,70 |
| P _{TA3} | 20211,00 | 2,48 | 50202,46 |
| P _{TA4} | 21001,00 | 2,73 | 57238,19 |
| P _{TB1} | 6609,00 | 2,97 | 19642,53 |
| P _{TB2} | 5780,00 | 4,34 | 25067,61 |
| P _{BC} | 49,00 | 2,67 | 130,62 |
| P _{BAC} | 2240,00 | 2,67 | 5971,35 |
| P _{LÍQUIDA} | 112442,00 | 2,67 | 299745,66 |
| P _{MSF} | 8000,00 | 2,67 | 21326,24 |
| A _D | 2400,00* | 60,02** | 144052,34 |

*[m³/h]**[kWh/m³]

5.2 MODELO E&S: NEGUENTROPIA COMO FLUXO FICTÍCIO

Aplicar os modelos que se utilizam de fluxos fictícios para a definição da estrutura produtiva abre a possibilidade para que o condensador seja isolado do segundo estágio de baixa pressão da turbina, haja vista que o condensador passa a ter um produto definido: a neguentropia, ou entropia negativa. Em outras palavras, o condensador tem a propriedade de reduzir a entropia inerente ao sistema proposto. O condensador (COND) agora encontra-se representado no diagrama produtivo da Figura 5.2 juntamente com os demais equipamentos. Por definição, todo equipamento que aumenta a entropia do fluido de trabalho é um consumidor de neguentropia. Da mesma forma, todo equipamento que reduz a entropia do sistema é um produtor de neguentropia.

Além do condensador, os aquecedores de água de alimentação fechados e o desaerador também produzem neguentropia pois, assim como o condensador, reduzem a entropia do fluido do ciclo. Todos os fluxos de neguentropia produzida tanto pelo condensador quanto pelos aquecedores são enviados à junção de neguentropia (J_s), onde são agrupados e encaminhados à bifurcação de neguentropia (B_s). Finalmente, os fluxos de neguentropia são distribuídos para todos os equipamentos que aumentam a entropia do ciclo, e esses fluxos são calculados por meio das equações (5.4) e (5.5). Para os fluxos de exergia, todos aqueles utilizados no Modelo E são conservados.

$$S_{i;j} = -T_0 \cdot \dot{m}_i \cdot (s_i - s_j) \quad (5.4)$$

$$S_{i;j'} = -T_0 \cdot \dot{m}_j \cdot (s_i - s_j) \quad (5.5)$$

5.2.1 Modelo E&S sem desmembramento da unidade MSF

A unidade MSF pode ser olhada sob duas óticas distintas, como especificado no CAPÍTULO 4, onde a primeira delas é com todos os seus elementos agrupados, formando uma única unidade produtiva, designada MSF, como pode ser visto na Figura 5.2.

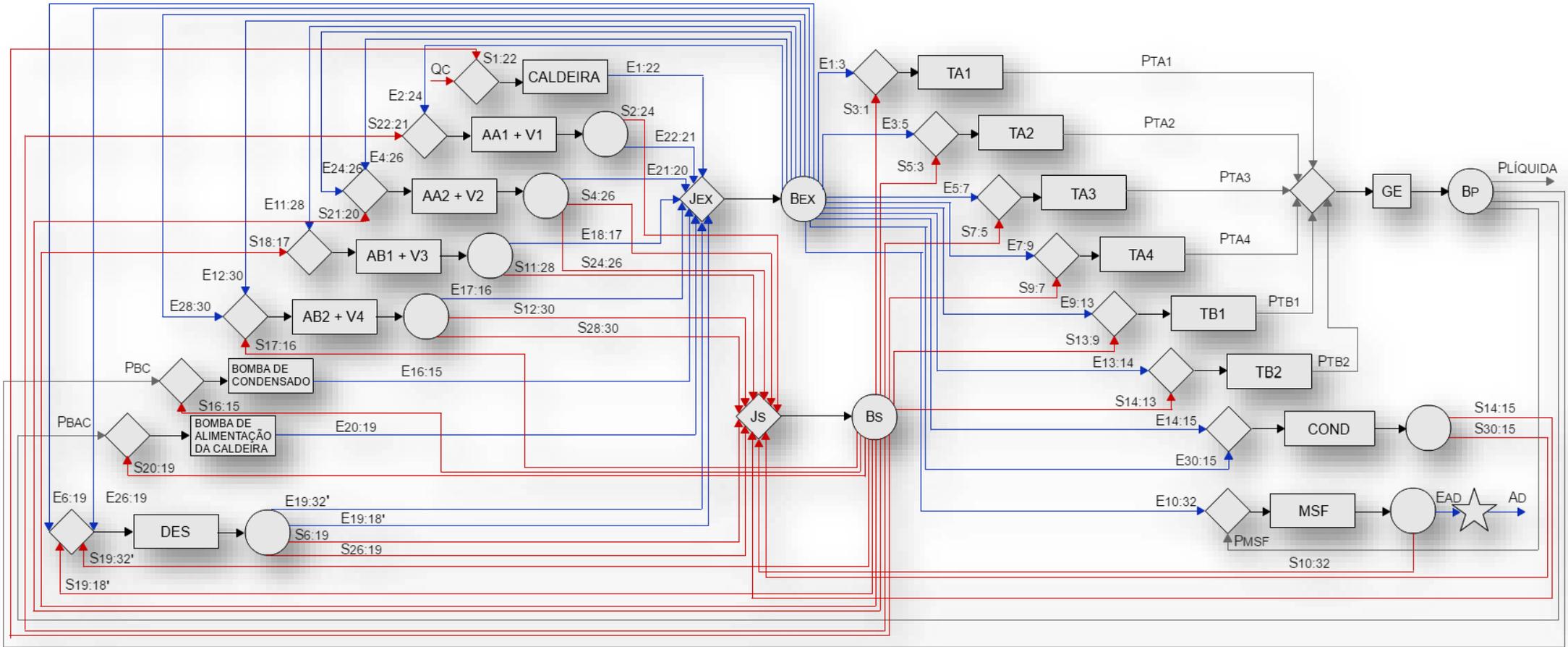


Figura 5.2 - Diagrama produtivo segundo Modelo E&S (MSF completa).

Um novo elemento representativo é utilizado no diagrama produtivo da Figura 5.2: além de retângulos (que representam os equipamentos), círculos (que representam as bifurcações) e losangos (que representam as junções), aplica-se o elemento **estrela** ao caso estudado. A unidade MSF é responsável por produzir água dessalinizada. Porém, como é adotada a neguentropia como um fluxo fictício, a unidade MSF também produz neguentropia, uma vez que a entropia do fluido de trabalho é reduzida. Logo, há dois produtos de naturezas distintas e com unidades de medida distintas sendo gerados pela unidade MSF. Quando da análise de elementos representativos utilizados na montagem dos diagramas produtivos, não pode haver dois produtos de naturezas distintas e unidades distintas saindo de um mesmo elemento representativo. Assim, no caso estudado, não é possível que a água dessalinizada (A_D , cuja unidade deve ser m^3/h) e um fluxo de neguentropia ($S_{10:32}$, cuja unidade é kW) saiam da mesma bifurcação. Daí, a necessidade do uso da estrela, e do surgimento da exergia da água dessalinizada (E_{AD} , cuja unidade é kW, igual à da neguentropia). A Figura 5.3 ilustra a situação.

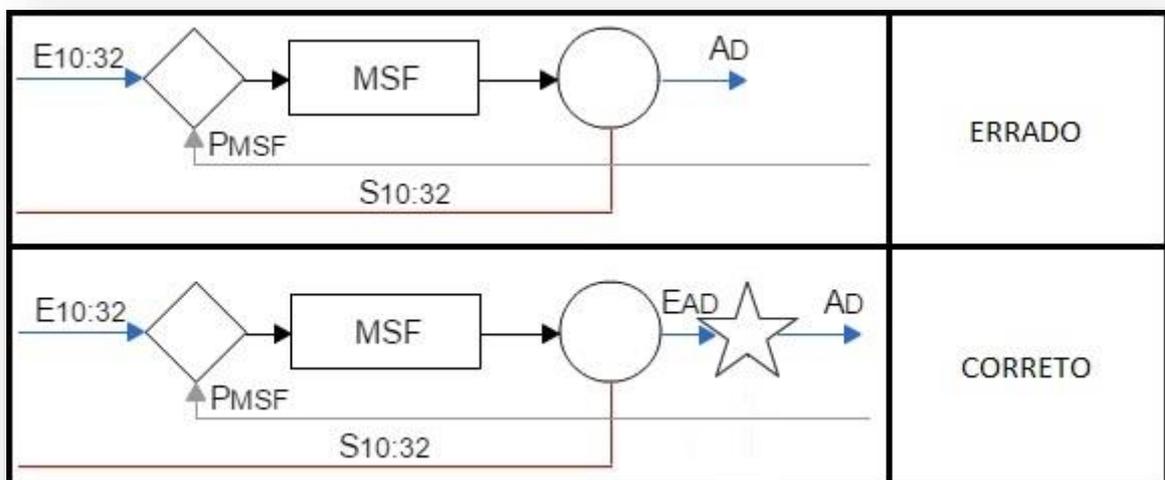


Figura 5.3 - Adaptação aplicada ao Modelo E&S para corrigir inconsistência quando há dois produtos de naturezas distintas, com unidades de medida distintas, sendo produzidos pelo mesmo equipamento.

Feitas as devidas considerações, são montadas as equações de custo tomando como base o modelo E&S, e as mesmas são mostradas na Tabela 5.3. Para distinguir os

custos exergéticos unitários dos fluxos exergéticos e os custos exergéticos unitários dos fluxos de neguentropia, são utilizados os sobrescritos E ($k_{i;j}^E$) e S ($k_{i;j}^S$) para representar os custos exergéticos unitários dos fluxos exergéticos e neguentrópicos, respectivamente.

Tabela 5.3 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (MSF completa).

| | |
|-----------|---|
| Caldeira | $k_{1:22}^E \cdot E_{1:22} - k_{1:22}^S \cdot S_{1:22} = k_C \cdot Q_C$ |
| AA1 + V1 | $k_{22:21}^E \cdot E_{22:21} + k_{2:24}^S \cdot S_{2:24} - k_{2:24}^E \cdot E_{2:24} - k_{22:21}^S \cdot S_{22:21} = 0$ |
| AA2 + V2 | $k_{21:20}^E \cdot E_{21:20} + k_{24:26}^S \cdot S_{24:26} + k_{4:26}^S \cdot S_{4:26} - k_{4:26}^E \cdot E_{4:26} - k_{24:2}^E \cdot E_{24:2} = 0$ |
| AB1 + V3 | $k_{18:17}^E \cdot E_{18:17} + k_{11:28}^S \cdot S_{11:28} - k_{11:28}^E \cdot E_{11:28} - k_{18:17}^S \cdot S_{18:17} = 0$ |
| AB2 + V4 | $k_{17:16}^E \cdot E_{17:16} + k_{12:30}^S \cdot S_{12:30} + k_{28:30}^S \cdot S_{28:30} - k_{12:30}^E \cdot E_{12:30} - k_{28:30}^E \cdot E_{28:30} - k_{17:16}^S \cdot S_{17:16} = 0$ |
| BC | $k_{16:15}^E \cdot E_{16:15} - k_{PBC} \cdot P_{BC} - k_{16:15}^S \cdot S_{16:15} = 0$ |
| BAC | $k_{20:19}^E \cdot E_{20:19} - k_{PBAC} \cdot P_{BAC} - k_{20:19}^S \cdot S_{20:19} = 0$ |
| DES | $k_{19:32'}^E \cdot E_{19:32'} + k_{19:18'}^E \cdot E_{19:18'} + k_{6:19}^S \cdot S_{6:19} + k_{26:19}^S \cdot S_{26:19} - k_{6:19}^E \cdot E_{6:19} - k_{26:19}^E \cdot E_{26:19} - k_{19:32'}^S \cdot S_{19:32'} - k_{19:18'}^S \cdot S_{19:18'} = 0$ |
| TA1 | $k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{1:3}^E \cdot E_{1:3} - k_{3:1}^S \cdot S_{3:1} = 0$ |
| TA2 | $k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{3:5}^E \cdot E_{3:5} - k_{5:3}^S \cdot S_{5:3} = 0$ |
| TA3 | $k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{5:7}^E \cdot E_{5:7} - k_{7:5}^S \cdot S_{7:5} = 0$ |
| TA4 | $k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{7:9}^E \cdot E_{7:9} - k_{9:7}^S \cdot S_{9:7} = 0$ |
| TB1 | $k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{9:13}^E \cdot E_{9:13} - k_{13:9}^S \cdot S_{13:9} = 0$ |
| TB2 | $k_{PTB2} \cdot P_{TB2} - k_{13:14}^E \cdot E_{13:14} - k_{14:13}^S \cdot S_{14:13} = 0$ |
| COND | $k_{14:15}^S \cdot S_{14:15} + k_{30:15}^S \cdot S_{30:15} - k_{14:15}^E \cdot E_{14:15} - k_{30:15}^E \cdot E_{30:15} = 0$ |
| MSF | $k_{AD}^E \cdot E_{AD} + k_{10:32}^S \cdot S_{10:32} - k_{PMSF} \cdot P_{MSF} - k_{10:32}^E \cdot E_{10:32} = 0$ |
| GE | $k_{PLIQ} \cdot P_{LIQ} + k_{PBAC} \cdot P_{BAC} + k_{PBC} \cdot P_{BC} + k_{PMSF} \cdot P_{MSF} - k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{PTB2} \cdot P_{TB2} = 0$ |
| ESTRELA | $k_{AD} \cdot \dot{A}_D - k_{AD}^E \cdot E_{AD} = 0$ |
| JEx – BEx | $\sum (k_{i;j}^E \cdot E_{i;j})_{BEx} - \sum (k_{i;j}^E \cdot E_{i;j})_{JEx} = 0$ |
| JS – BS | $\sum (k_{i;j}^S \cdot S_{i;j})_{BS} - \sum (k_{i;j}^S \cdot S_{i;j})_{JS} = 0$ |

Os fluxos de exergia que saem da mesma bifurcação possuem o mesmo custo exergético unitário. Da mesma forma, os fluxos de neguentropia que têm como origem a mesma bifurcação também apresentam o mesmo custo exergético unitário. Todavia, há casos em que uma bifurcação dá origem a ambos os tipos de fluxo e, nessas situações, pode-se adotar dois critérios distintos de atribuição de custos: critério multiproduto (E&S-MP) e critério subproduto (E&S-SP), onde cada um deles possuem suas peculiaridades para a definição das equações auxiliares. O critério multiproduto está explicado na seção 5.1.

No critério subproduto (SP), considera-se que o condensador é o único equipamento que tem como finalidade gerar apenas fluxos de neguentropia. Assim, fluxos de neguentropia produzidos pelos aquecedores de água de alimentação e pela unidade MSF são considerados subprodutos desses equipamentos, com seus custos exergéticos unitários sendo igualados ao custo exergético unitário dos fluxos produzidos pelo condensador.

A Tabela 5.4 mostra o valor de cada fluxo (tanto exergéticos como neguentrópicos) do diagrama produtivo da Figura 5.2, tal como os custos exergéticos unitários e totais obtidos via critérios multiproduto e subproduto. O cálculo de E_{AD} , por sua vez, é realizado por meio da equação (5.6), somando-se suas parcelas física e química. Considera-se que a temperatura de saída da água dessalinizada é 40°C e sua pressão de 1 atm, tomando como base o estado de referência (1 atm e 25°C), além de salinidade igual a zero.

$$E_{AD} = (h_{AD} - h_0) - T_0 \cdot (s_{AD} - s_0) + E_{QUI} \quad (5.6)$$

Tabela 5.4 - Custo exergético unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (sem desmembrar MSF).

| FLUXO | VALOR (kW) | CUSTO EXERGÉTICO | | | |
|---------------------|------------|------------------|--------|------------|-----------|
| | | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| E _{1:3} | 50069,46 | 3,22 | 2,53 | 161443,95 | 126437,83 |
| E _{1:22} | 191826,90 | 3,37 | 2,46 | 646110,33 | 471762,18 |
| E _{2:24} | 9654,10 | 3,22 | 2,53 | 31128,68 | 24379,01 |
| E _{3:5} | 23657,07 | 3,22 | 2,53 | 76279,86 | 59739,99 |
| E _{4:26} | 7151,01 | 3,22 | 2,53 | 23057,73 | 18058,09 |
| E _{5:7} | 21147,23 | 3,22 | 2,53 | 68187,11 | 53402,01 |
| E _{6:19} | 7828,88 | 3,22 | 2,53 | 25243,44 | 19769,87 |
| E _{7:9} | 24110,95 | 3,22 | 2,53 | 77743,34 | 60886,14 |
| E _{9:13} | 8274,20 | 3,22 | 2,53 | 26679,32 | 20894,41 |
| E _{10:32} | 51697,01 | 3,22 | 2,53 | 166691,82 | 130547,80 |
| E _{11:28} | 2320,71 | 3,22 | 2,53 | 7482,89 | 5860,37 |
| E _{12:30} | 56,06 | 3,22 | 2,53 | 180,75 | 141,56 |
| E _{13:14} | 7103,76 | 3,22 | 2,53 | 22905,36 | 17938,76 |
| E _{14:15} | 3451,53 | 3,22 | 2,53 | 11129,11 | 8715,97 |
| E _{16:15} | 41,81 | 4,58 | 3,30 | 191,49 | 138,02 |
| E _{17:16} | 597,22 | 1,55 | 4,02 | 926,26 | 2399,57 |
| E _{18:17} | 1536,99 | 2,07 | 3,89 | 3177,78 | 5974,41 |
| E _{19:18'} | 1434,88 | 1,91 | 3,19 | 2736,21 | 4578,77 |
| E _{19:32'} | 4815,62 | 1,91 | 3,19 | 9183,02 | 15366,83 |
| E _{20:19} | 1981,09 | 4,22 | 3,16 | 8369,17 | 6256,51 |
| E _{21:20} | 6921,39 | 1,97 | 2,79 | 13619,67 | 19315,89 |
| E _{22:21} | 8763,54 | 2,09 | 2,80 | 18345,47 | 24508,60 |

| CUSTO EXERGÉTICO | | | | | |
|-------------------------|-------------------|-------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| E _{24:26} | 458,51 | 3,22 | 2,53 | 1478,41 | 1157,84 |
| E _{26:19} | 59,86 | 3,22 | 2,53 | 193,03 | 151,17 |
| E _{28:30} | 874,94 | 3,22 | 2,53 | 2821,17 | 2209,45 |
| E _{30:15} | 4,16 | 3,22 | 2,53 | 13,42 | 10,51 |
| E _{AD} | 1030,29 | 1,09 | 3,83 | 37406,48 | 131634,25 |
| P _{TA1} | 48213,00 | 3,39 | 2,63 | 163396,81 | 126707,76 |
| P _{TA2} | 22726,00 | 3,40 | 2,63 | 77260,06 | 59875,48 |
| P _{TA3} | 20211,00 | 3,42 | 2,65 | 69173,23 | 53538,31 |
| P _{TA4} | 21001,00 | 3,86 | 2,92 | 81017,25 | 61338,67 |
| P _{TB1} | 6609,00 | 4,30 | 3,20 | 28432,11 | 21136,68 |
| P _{TB2} | 5780,00 | 4,20 | 3,14 | 24298,91 | 18131,38 |
| P _{BC} | 49,00 | 3,61 | 2,78 | 177,10 | 136,03 |
| P _{BAC} | 2240,00 | 3,61 | 2,78 | 8095,88 | 6218,73 |
| P _{MSF} | 8000 | 3,61 | 2,78 | 28913,86 | 22209,76 |
| S _{1:22} | 192189 | 1,05 | 0,15 | 202312,33 | 27964,18 |
| S _{2:24} | 13184,01438 | 2,09 | 0,15 | 27599,24 | 1918,32 |
| S _{3:1'} | 1855,138208 | 1,05 | 0,15 | 1952,86 | 269,93 |
| S _{4:26} | 11860,72637 | 1,97 | 0,15 | 23339,13 | 1725,78 |
| S _{5:3'} | 931,1516004 | 1,05 | 0,15 | 980,20 | 135,49 |
| S _{6:19} | 15901,40157 | 1,91 | 0,15 | 30322,78 | 2313,71 |
| S _{7:5'} | 936,77 | 1,05 | 0,15 | 986,12 | 136,30 |
| S _{9:7'} | 3110,09 | 1,05 | 0,15 | 3273,91 | 452,53 |

| | | CUSTO EXERGÉTICO | | | |
|----------------------|------------|-------------------------|---------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| S _{10:32} | 145173,91 | 1,09 | 0,15 | 158199,20 | 21123,31 |
| S _{11:28} | 5055,06 | 2,07 | 0,15 | 10451,48 | 735,53 |
| S _{12:30} | 309,33 | 1,55 | 0,15 | 479,76 | 45,01 |
| S _{13:9'} | 1665,08 | 1,05 | 0,15 | 1752,79 | 242,28 |
| S _{14:13'} | 1323,82 | 1,05 | 0,15 | 1393,55 | 192,62 |
| S _{14:15} | 59894,51 | 0,19 | 0,15 | 11127,69 | 8714,86 |
| S _{16:15} | 13,67 | 1,05 | 0,15 | 14,39 | 1,99 |
| S _{17:16} | 5204,55 | 1,05 | 0,15 | 5478,69 | 757,28 |
| S _{18:17} | 5838,82 | 1,05 | 0,15 | 6146,37 | 849,57 |
| S _{19:18'} | 3608,14 | 1,05 | 0,15 | 3798,19 | 525,00 |
| S _{19:32'} | 12592,17 | 1,05 | 0,15 | 13255,44 | 1832,20 |
| S _{20:19} | 259,61 | 1,05 | 0,15 | 273,29 | 37,77 |
| S _{21:20} | 13406,61 | 1,05 | 0,15 | 14112,79 | 1950,71 |
| S _{22:21} | 14074,66 | 1,05 | 0,15 | 14816,03 | 2047,91 |
| S _{24:26} | 858,91 | 1,97 | 0,15 | 1690,13 | 124,97 |
| S _{26:19} | 130,10 | 1,91 | 0,15 | 248,09 | 18,93 |
| S _{28:30} | 4561,47 | 1,55 | 0,15 | 7074,59 | 663,71 |
| S _{30:15} | 79,89 | 0,19 | 0,15 | 14,84 | 11,62 |
| P _{LÍQUIDA} | 112442,00 | 3,61 | 2,78 | 406391,52 | 312163,75 |
| A _D | 2400,00* | 15,59** | 54,85** | 37406,48 | 131634,25 |

*[m³/h]**[kWh/m³]

5.2.2 Modelo E&S com desmembramento da unidade MSF

Como mostrado na Figura 4.3, a unidade MSF pode ser desmembrada em duas outras unidades, onde uma delas é o aquecedor de salmoura (AS), e a outra representa uma união entre as seções de recuperação de calor e rejeição de calor (RR). A estrutura produtiva da planta incluindo essa consideração essa situação é mostrada na Figura 5.4.

As bombas que compõem a unidade MSF totalizam 8MW de potência demandada (P_{MSF}) para seu funcionamento. Por meio da simulação da planta, foi possível determinar a potência demandada pela bomba do aquecedor de salmoura (P_{BAS}) e, por subtração simples, a potência total demandada pelas bombas que compõem as seções de recuperação e rejeição. Essas especificações são necessárias, uma vez que, como a unidade MSF é desmembrada em outras duas unidades, é preciso que sejam definidos corretamente os insumos de cada uma delas, para que as equações de balanço de custos sejam elaboradas de modo adequado. Os valores de potência das bombas encontram-se representados na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 - Potência das bombas da unidade MSF.

| P_{MSF} (kW) | P_{BAS} (kW) | P_{RR} (kW) |
|----------------|----------------|---------------|
| 8000 | 44,54 | 7955,46 |

O produto da unidade AS é a variação de exergia da água a ser dessalinizada. Este fluxo atua como insumo da unidade RR, juntamente com P_{RR} .

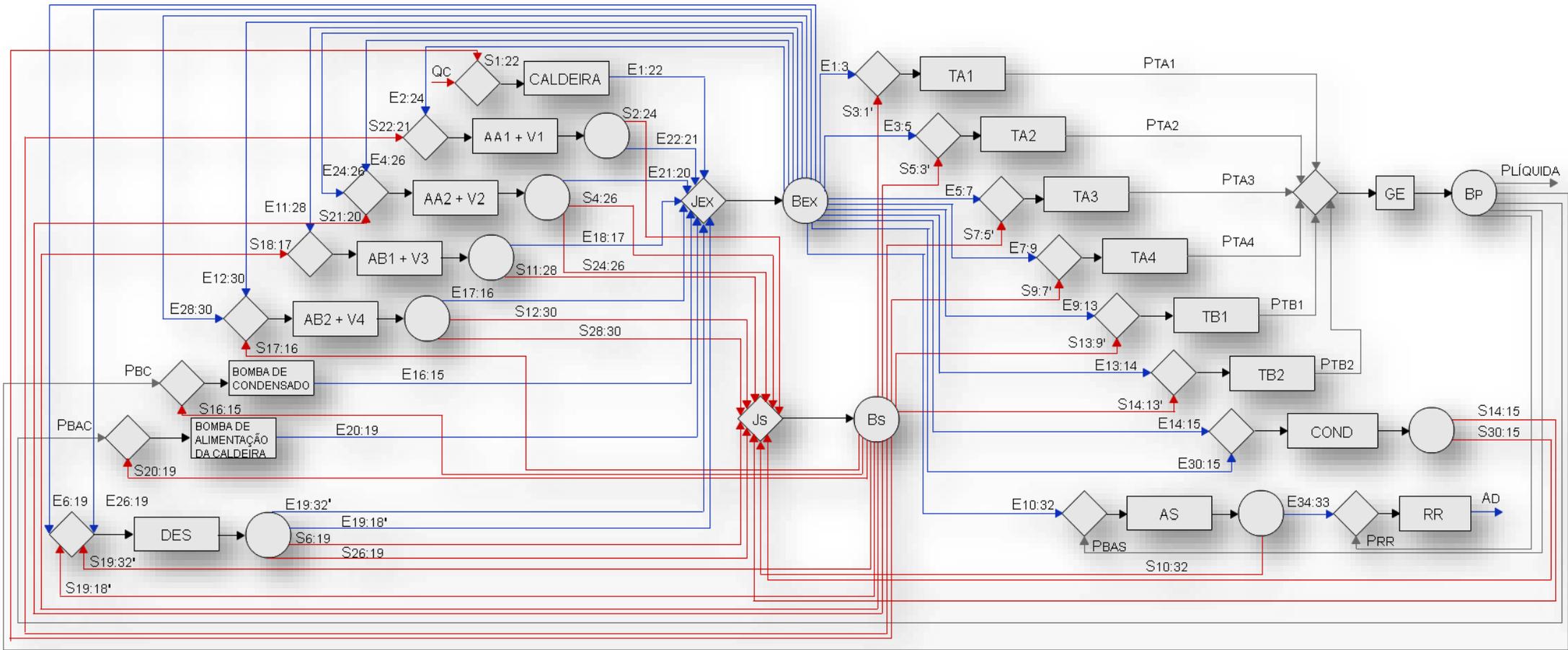


Figura 5.4 - Diagrama produtivo segundo Modelo E&S (MSF desmembrada).

O sistema de equações para o presente caso tem o mesmo número de equações que o caso anterior, como pode ser visto na

Tabela 5.6. A Tabela 5.7 mostra o valor de cada fluxo da estrutura produtiva da Figura 5.4, tal como os custos exergeticos unitários e totais obtidos aplicando os critérios multiproduto e subproduto.

Tabela 5.6 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo E&S (MSF desmembrada).

| | |
|------------------|--|
| Caldeira | $k_{1:22}^E \cdot E_{1:22} - k_{1:22}^S \cdot S_{1:22} = k_C \cdot Q_C$ |
| AA1 + V1 | $k_{22:21}^E \cdot E_{22:21} + k_{2:24}^S \cdot S_{2:24} - k_{2:24}^E \cdot E_{2:24} - k_{22:21}^S \cdot S_{22:21} = 0$ |
| AA2 + V2 | $k_{21:20}^E \cdot E_{21:20} + k_{24:26}^S \cdot S_{24:26} + k_{4:26}^S \cdot S_{4:26} - k_{4:26}^E \cdot E_{4:26} - k_{24:2}^E \cdot E_{24:2} = 0$ |
| AB1 + V3 | $k_{18:17}^E \cdot E_{18:17} + k_{11:28}^S \cdot S_{11:28} - k_{11:28}^E \cdot E_{11:28} - k_{18:17}^S \cdot S_{18:17} = 0$ |
| AB2 + V4 | $k_{17:16}^E \cdot E_{17:16} + k_{12:30}^S \cdot S_{12:30} + k_{28:30}^S \cdot S_{28:30} - k_{12:30}^E \cdot E_{12:30} - k_{28:30}^E \cdot E_{28:30} - k_{17:16}^S \cdot S_{17:16} = 0$ |
| BC | $k_{16:15}^E \cdot E_{16:15} - k_{PBC} \cdot P_{BC} - k_{16:15}^S \cdot S_{16:15} = 0$ |
| BAC | $k_{20:19}^E \cdot E_{20:19} - k_{PBAC} \cdot P_{BAC} - k_{20:19}^S \cdot S_{20:19} = 0$ |
| DES | $k_{19:32'}^E \cdot E_{19:32'} + k_{19:18'}^E \cdot E_{19:18'} + k_{6:19}^S \cdot S_{6:19} + k_{26:19}^S \cdot S_{26:19} - k_{6:19}^E \cdot E_{6:19} - k_{26:19}^E \cdot E_{26:19} - k_{19:32'}^S \cdot S_{19:32'} - k_{19:18'}^S \cdot S_{19:18'} = 0$ |
| TA1 | $k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{1:3}^E \cdot E_{1:3} - k_{3:1}^S \cdot S_{3:1} = 0$ |
| TA2 | $k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{3:5}^E \cdot E_{3:5} - k_{5:3}^S \cdot S_{5:3} = 0$ |
| TA3 | $k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{5:7}^E \cdot E_{5:7} - k_{7:5}^S \cdot S_{7:5} = 0$ |
| TA4 | $k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{7:9}^E \cdot E_{7:9} - k_{9:7}^S \cdot S_{9:7} = 0$ |
| TB1 | $k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{9:13}^E \cdot E_{9:13} - k_{13:9}^S \cdot S_{13:9} = 0$ |
| TB2 | $k_{PTB2} \cdot P_{TB2} - k_{13:14}^E \cdot E_{13:14} - k_{14:13}^S \cdot S_{14:13} = 0$ |
| COND | $k_{14:15}^S \cdot S_{14:15} + k_{30:15}^S \cdot S_{30:15} - k_{14:15}^E \cdot E_{14:15} - k_{30:15}^E \cdot E_{30:15} = 0$ |
| AS | $k_{AS}^E \cdot E_{34:33} + k_{10:32}^S \cdot S_{10:32} - k_{10:32}^E \cdot E_{10:32} - k_{PBAS} \cdot P_{BAS} = 0$ |
| RR | $k_{AD} \cdot \dot{A}_D - k_{AS}^E \cdot E_{34:33} - k_{PRR} \cdot P_{RR} - k_{PBAS} \cdot P_{BAS} = 0$ |
| GE | $k_{PLIQ} \cdot P_{LIQ} + k_{PBAC} \cdot P_{BAC} + k_{PBC} \cdot P_{BC} + k_{PBAS} \cdot P_{BAS} + k_{PRR} \cdot P_{RR} - k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{PTB2} \cdot P_{TB2} = 0$ |
| JEx – BEx | $\sum (k_{i,j}^E \cdot E_{i,j})_{BEx} - \sum (k_{i,j}^E \cdot E_{i,j})_{JEx} = 0$ |
| JS – BS | $\sum (k_{i,j}^S \cdot S_{i,j})_{BS} - \sum (k_{i,j}^S \cdot S_{i,j})_{JS} = 0$ |

Tabela 5.7 - Custo exergetico unitário e total dos fluxos segundo o Modelo E&S (MSF desmembrada).

| FLUXO | VALOR (kW) | CUSTO EXERGETICO | | | |
|---------------------|------------|------------------|--------|------------|-----------|
| | | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| E _{1:3} | 50069,46 | 3,01 | 2,53 | 150640,26 | 126437,83 |
| E _{1:22} | 191826,90 | 3,16 | 2,46 | 605322,52 | 471762,18 |
| E _{2:24} | 9654,10 | 3,01 | 2,53 | 29045,58 | 24379,01 |
| E _{3:5} | 23657,07 | 3,01 | 2,53 | 71175,28 | 59739,99 |
| E _{4:26} | 7151,01 | 3,01 | 2,53 | 21514,72 | 18058,09 |
| E _{5:7} | 21147,23 | 3,01 | 2,53 | 63624,09 | 53402,01 |
| E _{6:19} | 7828,88 | 3,01 | 2,53 | 23554,17 | 19769,87 |
| E _{7:9} | 24110,95 | 3,01 | 2,53 | 72540,83 | 60886,14 |
| E _{9:13} | 8274,20 | 3,01 | 2,53 | 24893,96 | 20894,41 |
| E _{10:32} | 51697,01 | 3,01 | 2,53 | 155536,95 | 130547,80 |
| E _{11:28} | 2320,71 | 3,01 | 2,53 | 6982,14 | 5860,37 |
| E _{12:30} | 56,06 | 3,01 | 2,53 | 168,65 | 141,56 |
| E _{13:14} | 7103,76 | 3,01 | 2,53 | 21372,55 | 17938,76 |
| E _{14:15} | 3451,53 | 3,01 | 2,53 | 10384,36 | 8715,97 |
| E _{16:15} | 41,81 | 4,21 | 3,30 | 176,18 | 138,02 |
| E _{17:16} | 597,22 | 1,31 | 4,02 | 783,68 | 2399,57 |
| E _{18:17} | 1536,99 | 1,80 | 3,89 | 2772,11 | 5974,41 |
| E _{19:18'} | 1434,88 | 1,68 | 3,19 | 2405,19 | 4578,77 |
| E _{19:32'} | 4815,62 | 1,68 | 3,19 | 8072,08 | 15366,83 |
| E _{20:19} | 1981,09 | 3,91 | 3,16 | 7746,88 | 6256,51 |
| E _{21:20} | 6921,39 | 1,74 | 2,79 | 12038,41 | 19315,89 |
| E _{22:21} | 8763,54 | 1,86 | 2,80 | 16320,99 | 24508,60 |

| CUSTO EXERGÉTICO | | | | | |
|-------------------------|-------------------|-------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| E _{24:26} | 458,51 | 3,01 | 2,53 | 1379,48 | 1157,84 |
| E _{26:19} | 59,86 | 3,01 | 2,53 | 180,11 | 151,17 |
| E _{28:30} | 874,94 | 3,01 | 2,53 | 2632,38 | 2209,45 |
| E _{30:15} | 4,16 | 3,01 | 2,53 | 12,53 | 10,51 |
| E _{34:33} | 48752,61 | 0,80 | 2,25 | 39139,21 | 109548,14 |
| P _{TA1} | 48213,00 | 3,16 | 2,63 | 152199,41 | 126707,76 |
| P _{TA2} | 22726,00 | 3,17 | 2,63 | 71957,86 | 59875,48 |
| P _{TA3} | 20211,00 | 3,19 | 2,65 | 64411,40 | 53538,31 |
| P _{TA4} | 21001,00 | 3,58 | 2,92 | 75154,69 | 61338,67 |
| P _{TB1} | 6609,00 | 3,98 | 3,20 | 26293,37 | 21136,68 |
| P _{TB2} | 5780,00 | 3,89 | 3,14 | 22485,15 | 18131,38 |
| P _{BC} | 49,00 | 3,36 | 2,78 | 164,69 | 136,03 |
| P _{BAC} | 2240,00 | 3,36 | 2,78 | 7528,69 | 6218,73 |
| P _{BAS} | 44,541 | 3,36 | 2,78 | 149,70 | 123,66 |
| P _{RR} | 7955,459 | 3,36 | 2,78 | 26738,49 | 22086,11 |
| S _{1:22} | 192189 | 0,84 | 0,15 | 161524,52 | 27964,18 |
| S _{2:24} | 13184,01438 | 1,86 | 0,15 | 24553,58 | 1918,32 |
| S _{3:1'} | 1855,138208 | 0,84 | 0,15 | 1559,14 | 269,93 |
| S _{4:26} | 11860,72637 | 1,74 | 0,15 | 20629,43 | 1725,78 |
| S _{5:3'} | 931,1516004 | 0,84 | 0,15 | 782,58 | 135,49 |
| S _{6:19} | 15901,40157 | 1,68 | 0,15 | 26654,41 | 2313,71 |
| S _{7:5'} | 936,77 | 0,84 | 0,15 | 787,31 | 136,30 |

| | | CUSTO EXERGÉTICO | | | |
|----------------------|------------|------------------|---------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | E&S-MP | E&S-SP | E&S-MP | E&S-SP |
| S _{9:7'} | 3110,09 | 0,84 | 0,15 | 2613,86 | 452,53 |
| S _{10:32} | 145173,91 | 0,80 | 0,15 | 116547,44 | 21123,31 |
| S _{11:28} | 5055,06 | 1,80 | 0,15 | 9117,25 | 735,53 |
| S _{12:30} | 309,33 | 1,31 | 0,15 | 405,91 | 45,01 |
| S _{13:9'} | 1665,08 | 0,84 | 0,15 | 1399,41 | 242,28 |
| S _{14:13'} | 1323,82 | 0,84 | 0,15 | 1112,60 | 192,62 |
| S _{14:15} | 59894,51 | 0,17 | 0,15 | 10383,04 | 8714,86 |
| S _{16:15} | 13,67 | 0,84 | 0,15 | 11,49 | 1,99 |
| S _{17:16} | 5204,55 | 0,84 | 0,15 | 4374,14 | 757,28 |
| S _{18:17} | 5838,82 | 0,84 | 0,15 | 4907,21 | 849,57 |
| S _{19:18'} | 3608,14 | 0,84 | 0,15 | 3032,44 | 525,00 |
| S _{19:32'} | 12592,17 | 0,84 | 0,15 | 10583,04 | 1832,20 |
| S _{20:19} | 259,61 | 0,84 | 0,15 | 218,19 | 37,77 |
| S _{21:20} | 13406,61 | 0,84 | 0,15 | 11267,54 | 1950,71 |
| S _{22:21} | 14074,66 | 0,84 | 0,15 | 11829,00 | 2047,91 |
| S _{24:26} | 858,91 | 1,74 | 0,15 | 1493,90 | 124,97 |
| S _{26:19} | 130,10 | 1,68 | 0,15 | 218,07 | 18,93 |
| S _{28:30} | 4561,47 | 1,31 | 0,15 | 5985,59 | 663,71 |
| S _{30:15} | 79,89 | 0,17 | 0,15 | 13,85 | 11,62 |
| P _{LÍQUIDA} | 112442,00 | 3,36 | 2,78 | 377920,30 | 312163,75 |
| A _D | 2400,00* | 27,45** | 54,85** | 65877,70 | 131634,25 |

*[m³/h]**[kWh/m³]

5.3 MODELO H&S: NEGUENTROPIA COMO PARCELA DA EXERGIA FÍSICA

O último modelo termoeconômico aplicado à planta dual estudada é o modelo H&S, que trata a neguentropia como uma parcela da exergia física (parcela entrópica). A estrutura produtiva representativa do modelo H&S é similar àquela que representa o modelo E&S, com a diferença de que os fluxos exergéticos internos são trocados pelos respectivos fluxos entálpicos. Os fluxos de neguentropia, por sua vez, são conservados, uma vez que são parcelas entrópicas da exergia física.

Os fluxos de entalpia produzidos pelo processo são enviados à junção de entalpia (J_H), de onde são encaminhados para a bifurcação de entalpia (B_H) e, na sequência, é feito o rateio para os equipamentos que consomem entalpia. Do mesmo modo que o modelo E&S, os fluxos de neguentropia produzida tanto pelo condensador quanto pelos aquecedores e pela unidade MSF são enviados à junção de neguentropia, onde são reunidos e encaminhados para a bifurcação de neguentropia, e dali são distribuídos para todos os equipamentos que aumentam a entropia do ciclo.

5.3.1 Modelo H&S sem desmembramento da unidade MSF

Da mesma forma que o modelo E&S, há a necessidade de utilizar o elemento representativo estrela no caso onde não há o desmembramento da unidade MSF pois, caso contrário, haveria dois produtos de naturezas distintas e unidades distintas saindo de um mesmo elemento representativo. Daí, a necessidade dessa adaptação. O diagrama produtivo com a referida adaptação está representado na Figura 5.5.

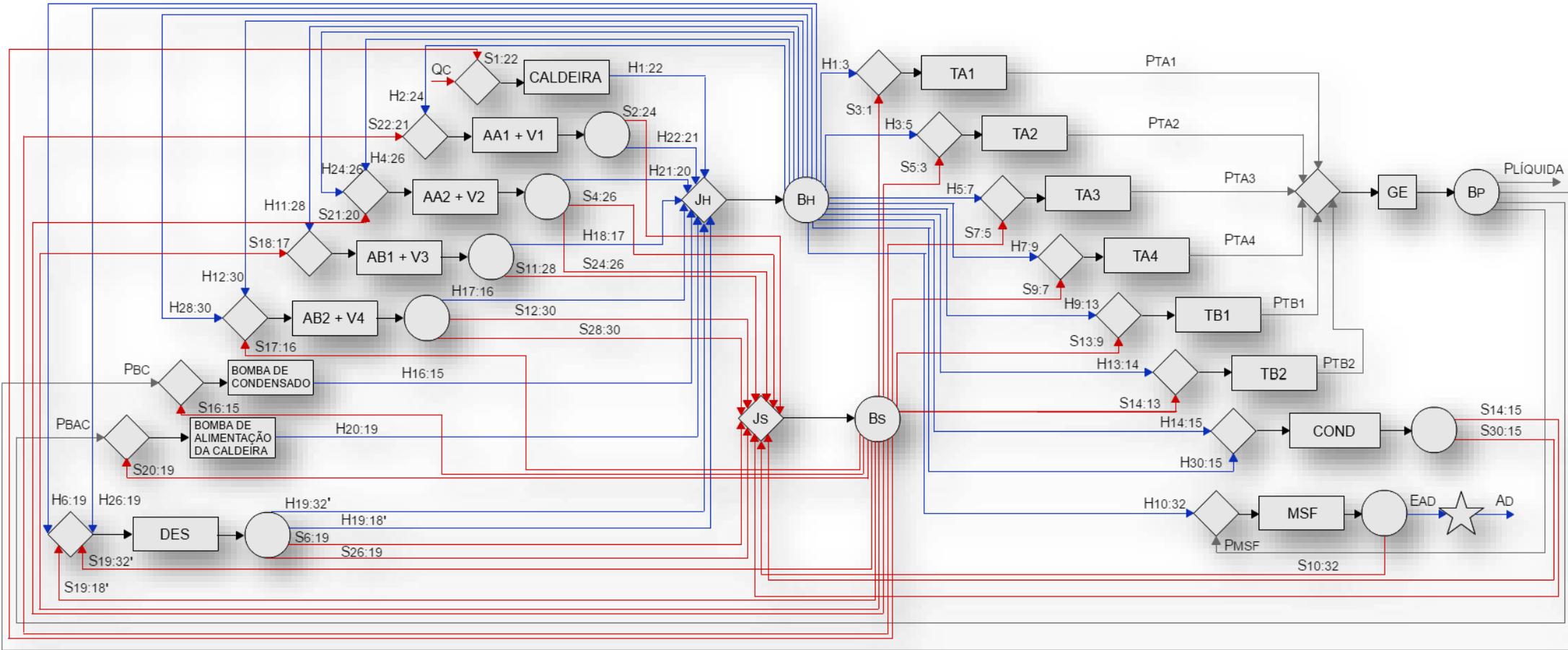


Figura 5.5 - Diagrama produtivo segundo modelo H&S (MSF completa).

Importante ressaltar que os fluxos de combustível (Q_C), de potência produzida e de exergia da água dessalinizada (E_{AD}) são conservados em base exergética. Os fluxos de entalpia são calculados através das equações as equações de custo, e as mesmas encontram-se representadas nas equações (5.7) e (5.8).

$$H_{i,j} = \dot{m}_i \cdot (h_i - h_j) \quad (5.7)$$

$$H_{i,j'} = \dot{m}_j \cdot (h_i - h_j) \quad (5.8)$$

Para distinguir os custos exergéticos unitários dos fluxos entálpicos e os custos exergéticos unitários dos fluxos pertinentes às parcelas entrópicas, são utilizados os sobrescritos H ($k_{i,j}^H$) e S ($k_{i,j}^S$). Em relação ao termo que representa a exergia da água dessalinizada (E_{AD}), seu cálculo é realizado usando a equação (5.6). As equações de custo são representadas na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo H&S (MSF completa).

| | |
|-----------------|---|
| Caldeira | $k_{1:22}^H \cdot H_{1:22} - k_{1:22}^S \cdot S_{1:22} = k_C \cdot Q_C$ |
| AA1 + V1 | $k_{22:21}^H \cdot H_{22:21} + k_{2:24}^S \cdot S_{2:24} - k_{2:24}^H \cdot H_{2:24} - k_{22:21}^S \cdot S_{22:21} = 0$ |
| AA2 + V2 | $k_{21:20}^H \cdot H_{21:20} + k_{24:26}^S \cdot S_{24:26} + k_{4:26}^S \cdot S_{4:26} - k_{4:26}^H \cdot H_{4:26} - k_{24:26}^H \cdot H_{24:26} = 0$ |
| AB1 + V3 | $k_{18:17}^H \cdot H_{18:17} + k_{11:28}^S \cdot S_{11:28} - k_{11:28}^H \cdot H_{11:28} - k_{18:17}^S \cdot S_{18:17} = 0$ |
| AB2 + V4 | $k_{17:16}^H \cdot H_{17:16} + k_{12:30}^S \cdot S_{12:30} + k_{28:30}^S \cdot S_{28:30} - k_{12:30}^H \cdot H_{12:30} - k_{28:30}^H \cdot H_{28:30} - k_{17:16}^S \cdot S_{17:16} = 0$ |
| BC | $k_{16:15}^H \cdot H_{16:15} - k_{PBC} \cdot P_{BC} - k_{16:15}^S \cdot S_{16:15} = 0$ |
| BAC | $k_{20:19}^H \cdot H_{20:19} - k_{PBAC} \cdot P_{BAC} - k_{20:19}^S \cdot S_{20:19} = 0$ |
| DES | $k_{19:32'}^H \cdot H_{19:32'} + k_{19:18'}^H \cdot H_{19:18'} + k_{6:19}^S \cdot S_{6:19} + k_{26:19}^S \cdot S_{26:19} - k_{6:19}^H \cdot H_{6:19} - k_{26:19}^H \cdot H_{26:19} - k_{19:32'}^S \cdot S_{19:32'} - k_{19:18'}^S \cdot S_{19:18'} = 0$ |
| TA1 | $k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{1:3}^H \cdot H_{1:3} - k_{3:1}^S \cdot S_{3:1} = 0$ |
| TA2 | $k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{3:5}^H \cdot H_{3:5} - k_{5:3}^S \cdot S_{5:3} = 0$ |
| TA3 | $k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{5:7}^H \cdot H_{5:7} - k_{7:5}^S \cdot S_{7:5} = 0$ |
| TA4 | $k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{7:9}^H \cdot H_{7:9} - k_{9:7}^S \cdot S_{9:7} = 0$ |
| TB1 | $k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{9:13}^H \cdot H_{9:13} - k_{13:9}^S \cdot S_{13:9} = 0$ |
| TB2 | $k_{PTB2} \cdot P_{TB2} - k_{13:14}^H \cdot H_{13:14} - k_{14:13}^S \cdot S_{14:13} = 0$ |

| | |
|----------------|---|
| COND | $k_{14:15}^S \cdot S_{14:15} + k_{30:15}^S \cdot S_{30:15} - k_{14:15}^H \cdot H_{14:15} - k_{30:15}^H \cdot H_{30:15} = 0$ |
| MSF | $k_{AD}^E \cdot E_{AD} + k_{10:32}^S \cdot S_{10:32} - k_{PMSF} \cdot P_{MSF} - k_{10:32}^H \cdot H_{10:32} = 0$ |
| GE | $k_{PLIQ} \cdot P_{LIQ} + k_{PBAC} \cdot P_{BAC} + k_{PBC} \cdot P_{BC} + k_{PMSF} \cdot P_{MSF} - k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{PTB2} \cdot P_{TB2} = 0$ |
| ESTRELA | $k_{AD} \cdot \dot{A}_D - k_{AD}^E \cdot E_{AD} = 0$ |
| JH – BH | $\sum (k_{i:j}^H \cdot H_{i:j})_{BH} - \sum (k_{i:j}^H \cdot H_{i:j})_{JH} = 0$ |
| JS – BS | $\sum (k_{i:j}^S \cdot S_{i:j})_{BS} - \sum (k_{i:j}^S \cdot S_{i:j})_{JS} = 0$ |

A Tabela 5.9 expõe os valores dos custos exergéticos unitários e totais de todos os fluxos produtivos segundo o modelo H&S sem desmembramento da unidade MSF, utilizando os critérios multiproduto e subproduto. Os valores dos custos exergéticos unitários, como pode ser observado, sempre excedem a unidade, pois o modelo H&S corrige a inconsistência gerada no modelo E&S, onde a eficiência exergética é superior à unidade em alguns equipamentos.

Tabela 5.9 - Custo exergetico unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S (MSF completa).

| FLUXO | VALOR (kW) | CUSTO EXERGETICO | | | |
|---------------------|------------|------------------|--------|------------|-----------|
| | | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| H _{1:3} | 48214,32 | 2,72 | 2,53 | 130914,91 | 121753,15 |
| H _{1:22} | 384015,94 | 2,67 | 2,49 | 1024195,62 | 957087,31 |
| H _{2:24} | 22838,12 | 2,72 | 2,53 | 62011,66 | 57671,92 |
| H _{3:5} | 22725,92 | 2,72 | 2,53 | 61707,01 | 57388,60 |
| H _{4:26} | 19011,74 | 2,72 | 2,53 | 51622,01 | 48009,37 |
| H _{5:7} | 20210,45 | 2,72 | 2,53 | 54876,84 | 51036,42 |
| H _{6:19} | 23730,28 | 2,72 | 2,53 | 64434,13 | 59924,86 |
| H _{7:9} | 21000,86 | 2,72 | 2,53 | 57023,01 | 53032,39 |
| H _{9:13} | 6609,11 | 2,72 | 2,53 | 17945,53 | 16689,66 |
| H _{10:32} | 196870,92 | 2,72 | 2,53 | 534557,74 | 497148,03 |
| H _{11:28} | 7375,77 | 2,72 | 2,53 | 20027,21 | 18625,65 |
| H _{12:30} | 365,39 | 2,72 | 2,53 | 992,13 | 922,70 |
| H _{13:14} | 5779,94 | 2,72 | 2,53 | 15694,09 | 14595,78 |
| H _{14:15} | 63346,04 | 2,72 | 2,53 | 172001,61 | 159964,50 |
| H _{16:15} | 55,48 | 3,39 | 3,11 | 188,13 | 172,54 |
| H _{17:16} | 5801,77 | 2,95 | 2,68 | 17108,01 | 15542,34 |
| H _{18:17} | 7375,81 | 3,03 | 2,81 | 22345,44 | 20718,87 |
| H _{19:18'} | 5043,02 | 2,96 | 2,71 | 14922,89 | 13669,66 |
| H _{19:32'} | 17407,78 | 2,96 | 2,71 | 51511,71 | 47185,74 |
| H _{20:19} | 2240,70 | 3,35 | 3,08 | 7497,26 | 6912,09 |
| H _{21:20} | 20328,00 | 2,90 | 2,62 | 58857,74 | 53170,92 |
| H _{22:21} | 22838,20 | 2,90 | 2,63 | 66263,59 | 60050,63 |

| CUSTO EXERGÉTICO | | | | | |
|-------------------------|-------------------|-------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| H _{24:26} | 1317,41 | 2,72 | 2,53 | 3577,14 | 3326,80 |
| H _{26:19} | 189,96 | 2,72 | 2,53 | 515,80 | 479,70 |
| H _{28:30} | 5436,42 | 2,72 | 2,53 | 14761,34 | 13728,30 |
| H _{30:15} | 84,06 | 2,72 | 2,53 | 228,24 | 212,27 |
| E _{AD} | 1030,29 | 3,11 | 127,76 | 106810,68 | 131634,25 |
| P _{TA1} | 48213,00 | 2,83 | 2,63 | 136517,30 | 126707,76 |
| P _{TA2} | 22726,00 | 2,84 | 2,63 | 64519,03 | 59875,48 |
| P _{TA3} | 20211,00 | 2,86 | 2,65 | 57705,83 | 53538,31 |
| P _{TA4} | 21001,00 | 3,16 | 2,92 | 66415,27 | 61338,67 |
| P _{TB1} | 6609,00 | 3,48 | 3,20 | 22973,97 | 21136,68 |
| P _{TB2} | 5780,00 | 3,41 | 3,14 | 19691,94 | 18131,38 |
| P _{BC} | 49,00 | 3,00 | 2,78 | 146,85 | 136,03 |
| P _{BAC} | 2240,00 | 3,00 | 2,78 | 6713,25 | 6218,73 |
| P _{MSF} | 8000 | 3,00 | 2,78 | 23975,90 | 22209,76 |
| S _{1:22} | 192189 | 3,02 | 2,67 | 580397,62 | 513289,31 |
| S _{2:24} | 13184,01438 | 2,90 | 2,67 | 38252,58 | 35211,24 |
| S _{3:1'} | 1855,138208 | 3,02 | 2,67 | 5602,39 | 4954,61 |
| S _{4:26} | 11860,72637 | 2,90 | 2,67 | 34341,57 | 31677,06 |
| S _{5:3'} | 931,1516004 | 3,02 | 2,67 | 2812,01 | 2486,88 |
| S _{6:19} | 15901,40157 | 2,96 | 2,67 | 47054,15 | 42468,70 |
| S _{7:5'} | 936,77 | 3,02 | 2,67 | 2828,99 | 2501,89 |
| S _{9:7'} | 3110,09 | 3,02 | 2,67 | 9392,26 | 8306,28 |

| | | CUSTO EXERGÉTICO | | | |
|----------------------|------------|-------------------------|---------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| S _{10:32} | 145173,91 | 3,11 | 2,67 | 451722,97 | 387723,54 |
| S _{11:28} | 5055,06 | 3,03 | 2,67 | 15314,59 | 13500,82 |
| S _{12:30} | 309,33 | 2,95 | 2,67 | 912,15 | 826,15 |
| S _{13:9} | 1665,08 | 3,02 | 2,67 | 5028,44 | 4447,02 |
| S _{14:13} | 1323,82 | 3,02 | 2,67 | 3997,85 | 3535,60 |
| S _{14:15} | 59894,51 | 2,87 | 2,67 | 172000,42 | 159963,39 |
| S _{16:15} | 13,67 | 3,02 | 2,67 | 41,28 | 36,51 |
| S _{17:16} | 5204,55 | 3,02 | 2,67 | 15717,37 | 13900,05 |
| S _{18:17} | 5838,82 | 3,02 | 2,67 | 17632,82 | 15594,03 |
| S _{19:18'} | 3608,14 | 3,02 | 2,67 | 10896,32 | 9636,44 |
| S _{19:32'} | 12592,17 | 3,02 | 2,67 | 38027,48 | 33630,56 |
| S _{20:19} | 259,61 | 3,02 | 2,67 | 784,01 | 693,36 |
| S _{21:20} | 13406,61 | 3,02 | 2,67 | 40487,05 | 35805,74 |
| S _{22:21} | 14074,66 | 3,02 | 2,67 | 42504,51 | 37589,94 |
| S _{24:26} | 858,91 | 2,90 | 2,67 | 2486,88 | 2293,93 |
| S _{26:19} | 130,10 | 2,96 | 2,67 | 384,97 | 347,46 |
| S _{28:30} | 4561,47 | 2,95 | 2,67 | 13450,68 | 12182,56 |
| S _{30:15} | 79,89 | 2,87 | 2,67 | 229,44 | 213,38 |
| P _{LÍQUIDA} | 112442,00 | 3,00 | 2,78 | 336987,32 | 312163,75 |
| A _D | 2400,00* | 44,50** | 54,85** | 106810,68 | 131634,25 |

*[m³/h]**[kWh/m³]

5.3.2 Modelo H&S com desmembramento da unidade MSF

Novamente com base na Figura 4.3, a unidade MSF pode ser desmembrada em duas outras unidades: aquecedor de salmoura (AS), e a união entre as seções de recuperação de calor e rejeição de calor (RR). O diagrama produtivo da planta levando em consideração o referido desmembramento é mostrada na Figura 5.6.

O desmembramento exige que sejam especificadas as potências demandadas pelas bombas pertencentes a cada uma das novas unidades, no caso o AS e a RR. Com base na Tabela 5.5, têm-se os insumos de potência para ambas as unidades.

O diagrama produtivo para este caso é similar ao diagrama produtivo do modelo E&S com desmembramento da unidade MSF, com a diferença que os fluxos internos exergéticos são substituídos por fluxos entálpicos, como pode ser observado na Figura 5.6. O produto da unidade AS é a variação de exergia da água a ser dessalinizada. Este fluxo atua como insumo da unidade RR, juntamente com P_{RR} . Ou seja, é mais um fluxo a ser mantido em base exergética, assim como os fluxos de potência e de combustível. Já as equações de custo que formam o sistema de equações estão representadas na Tabela 5.10.

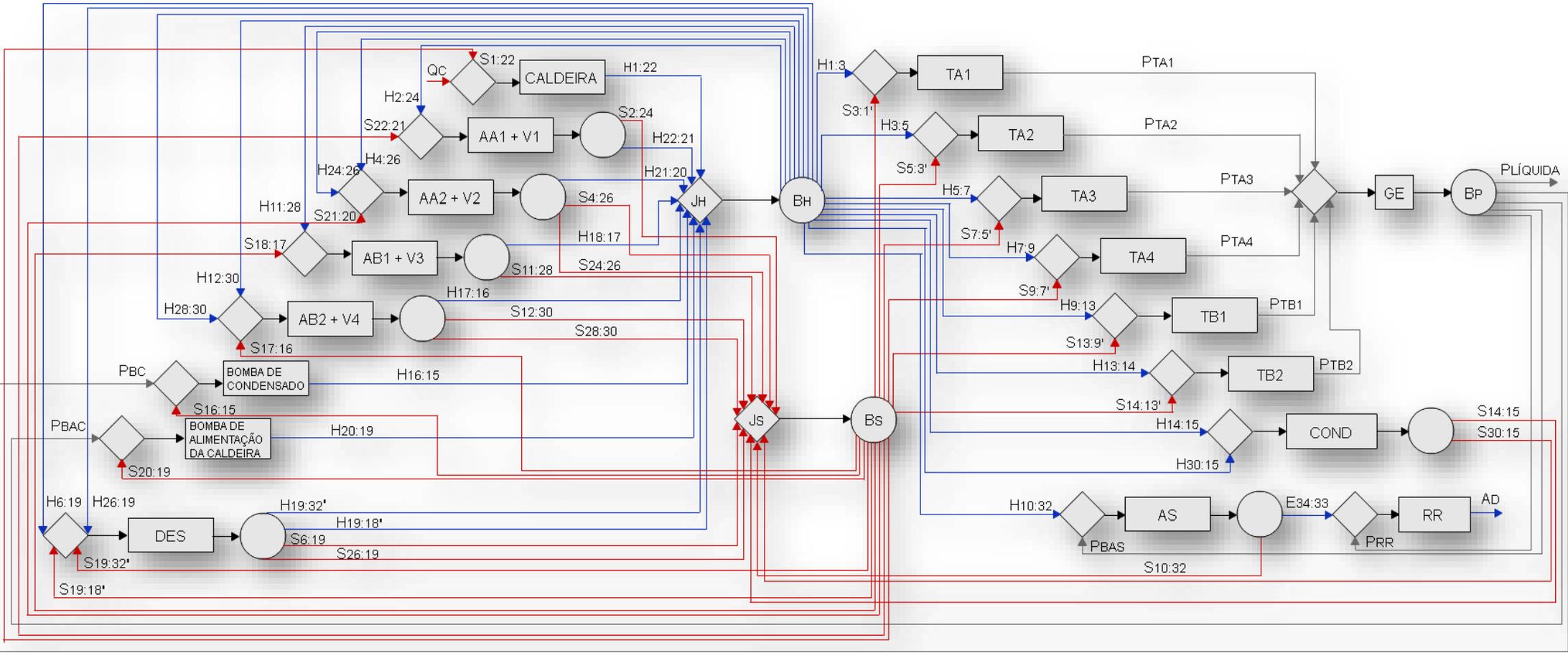


Figura 5.6 - Diagrama produtivo segundo modelo H&S (MSF desmembrada).

Tabela 5.10 - Sistema de equações do diagrama produtivo segundo o Modelo H&S (MSF desmembrada).

| | |
|----------|--|
| Caldeira | $k_{1:22}^H \cdot H_{1:22} - k_{1:22}^S \cdot S_{1:22} = k_C \cdot Q_C$ |
| AA1 + V1 | $k_{22:21}^H \cdot H_{22:21} + k_{2:24}^S \cdot S_{2:24} - k_{2:24}^H \cdot H_{2:24} - k_{22:21}^S \cdot S_{22:21} = 0$ |
| AA2 + V2 | $k_{21:20}^H \cdot H_{21:20} + k_{24:26}^S \cdot S_{24:26} + k_{4:26}^S \cdot S_{4:26} - k_{4:26}^H \cdot H_{4:26} - k_{24:2}^H \cdot H_{24:26} = 0$ |
| AB1 + V3 | $k_{18:17}^H \cdot H_{18:17} + k_{11:28}^S \cdot S_{11:28} - k_{11:28}^H \cdot H_{11:28} - k_{18:17}^S \cdot S_{18:17} = 0$ |
| AB2 + V4 | $k_{17:16}^H \cdot H_{17:16} + k_{12:30}^S \cdot S_{12:30} + k_{28:30}^S \cdot S_{28:30} - k_{12:30}^H \cdot H_{12:30} - k_{28:30}^H \cdot H_{28:30} - k_{17:16}^S \cdot S_{17:16} = 0$ |
| BC | $k_{16:15}^H \cdot H_{16:15} - k_{PBC} \cdot P_{BC} - k_{16:15}^S \cdot S_{16:15} = 0$ |
| BAC | $k_{20:19}^H \cdot H_{20:19} - k_{PBAC} \cdot P_{BAC} - k_{20:19}^S \cdot S_{20:19} = 0$ |
| DES | $k_{19:32'}^H \cdot H_{19:32'} + k_{19:18'}^H \cdot H_{19:18'} + k_{6:19}^S \cdot S_{6:19} + k_{26:19}^S \cdot S_{26:19} - k_{6:19}^H \cdot H_{6:19} - k_{26:19}^H \cdot H_{26:19} - k_{19:32'}^S \cdot S_{19:32'} - k_{19:18'}^S \cdot S_{19:18'} = 0$ |
| TA1 | $k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{1:3}^H \cdot H_{1:3} - k_{3:1}^S \cdot S_{3:1} = 0$ |
| TA2 | $k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{3:5}^H \cdot H_{3:5} - k_{5:3}^S \cdot S_{5:3} = 0$ |
| TA3 | $k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{5:7}^H \cdot H_{5:7} - k_{7:5}^S \cdot S_{7:5} = 0$ |
| TA4 | $k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{7:9}^H \cdot H_{7:9} - k_{9:7}^S \cdot S_{9:7} = 0$ |
| TB1 | $k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{9:13}^H \cdot H_{9:13} - k_{13:9}^S \cdot S_{13:9} = 0$ |
| TB2 | $k_{PTB2} \cdot P_{TB2} - k_{13:14}^H \cdot H_{13:14} - k_{14:13}^S \cdot S_{14:13} = 0$ |
| COND | $k_{14:15}^S \cdot S_{14:15} + k_{30:15}^S \cdot S_{30:15} - k_{14:15}^H \cdot H_{14:15} - k_{30:15}^H \cdot H_{30:15} = 0$ |
| AS | $k_{AS}^E \cdot E_{34:33} + k_{10:32}^S \cdot S_{10:32} - k_{10:32}^H \cdot H_{10:32} - k_{PBAS} \cdot P_{BAS} = 0$ |
| RR | $k_{AD} \cdot \dot{A}_D - k_{AS}^E \cdot E_{34:33} - k_{PRR} \cdot P_{RR} - k_{PBAS} \cdot P_{BAS} = 0$ |
| GE | $k_{PLIQ} \cdot P_{LIQ} + k_{PBAC} \cdot P_{BAC} + k_{PBC} \cdot P_{BC} + k_{PBAS} \cdot P_{BAS} + k_{PRR} \cdot P_{RR} - k_{PTA1} \cdot P_{TA1} - k_{PTA2} \cdot P_{TA2} - k_{PTA3} \cdot P_{TA3} - k_{PTA4} \cdot P_{TA4} - k_{PTB1} \cdot P_{TB1} - k_{PTB2} \cdot P_{TB2} = 0$ |
| JH – BH | $\sum (k_{i:j}^H \cdot H_{i:j})_{BH} - \sum (k_{i:j}^H \cdot H_{i:j})_{JH} = 0$ |
| JS – BS | $\sum (k_{i:j}^S \cdot S_{i:j})_{BS} - \sum (k_{i:j}^S \cdot S_{i:j})_{JS} = 0$ |

Finalmente, os custos exergéticos unitários e totais obtidos por meio das equações contidas na Tabela 5.10 estão indicados na Tabela 5.11, considerando os critérios multiproduto e subproduto para montagem das equações auxiliares.

Tabela 5.11 - Custo exergetico unitário e total dos fluxos segundo o Modelo H&S (MSF desmembrada).

| CUSTO EXERGETICO | | | | | |
|-------------------------|------------|------------------|--------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| H _{1:3} | 48214,32 | 2,44 | 2,53 | 117815,58 | 121753,15 |
| H _{1:22} | 384015,94 | 2,42 | 2,49 | 928284,65 | 957087,31 |
| H _{2:24} | 22838,12 | 2,44 | 2,53 | 55806,78 | 57671,92 |
| H _{3:5} | 22725,92 | 2,44 | 2,53 | 55532,62 | 57388,60 |
| H _{4:26} | 19011,74 | 2,44 | 2,53 | 46456,72 | 48009,37 |
| H _{5:7} | 20210,45 | 2,44 | 2,53 | 49385,88 | 51036,42 |
| H _{6:19} | 23730,28 | 2,44 | 2,53 | 57986,86 | 59924,86 |
| H _{7:9} | 21000,86 | 2,44 | 2,53 | 51317,30 | 53032,39 |
| H _{9:13} | 6609,11 | 2,44 | 2,53 | 16149,90 | 16689,66 |
| H _{10:32} | 196870,92 | 2,44 | 2,53 | 481069,98 | 497148,03 |
| H _{11:28} | 7375,77 | 2,44 | 2,53 | 18023,29 | 18625,65 |
| H _{12:30} | 365,39 | 2,44 | 2,53 | 892,86 | 922,70 |
| H _{13:14} | 5779,94 | 2,44 | 2,53 | 14123,74 | 14595,78 |
| H _{14:15} | 63346,04 | 2,44 | 2,53 | 154791,16 | 159964,50 |
| H _{16:15} | 55,48 | 2,99 | 3,11 | 165,85 | 172,54 |
| H _{17:16} | 5801,77 | 2,56 | 2,68 | 14839,19 | 15542,34 |
| H _{18:17} | 7375,81 | 2,63 | 2,81 | 19427,51 | 20718,87 |
| H _{19:18'} | 5043,02 | 2,58 | 2,71 | 13011,75 | 13669,66 |
| H _{19:32'} | 17407,78 | 2,58 | 2,71 | 44914,72 | 47185,74 |
| H _{20:19} | 2240,70 | 2,97 | 3,08 | 6660,68 | 6912,09 |
| H _{21:20} | 20328,00 | 2,53 | 2,62 | 51344,93 | 53170,92 |
| H _{22:21} | 22838,20 | 2,53 | 2,63 | 57876,51 | 60050,63 |

| CUSTO EXERGÉTICO | | | | | |
|-------------------------|-------------|------------------|--------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| H _{24:26} | 1317,41 | 2,44 | 2,53 | 3219,21 | 3326,80 |
| H _{26:19} | 189,96 | 2,44 | 2,53 | 464,19 | 479,70 |
| H _{28:30} | 5436,42 | 2,44 | 2,53 | 13284,32 | 13728,30 |
| H _{30:15} | 84,06 | 2,44 | 2,53 | 205,40 | 212,27 |
| E _{34:33} | 48752,61 | 2,48 | 2,25 | 120969,74 | 109548,14 |
| P _{TA1} | 48213,00 | 2,54 | 2,63 | 122492,18 | 126707,76 |
| P _{TA2} | 22726,00 | 2,55 | 2,63 | 57879,95 | 59875,48 |
| P _{TA3} | 20211,00 | 2,56 | 2,65 | 51747,37 | 53538,31 |
| P _{TA4} | 21001,00 | 2,82 | 2,92 | 59157,48 | 61338,67 |
| P _{TB1} | 6609,00 | 3,08 | 3,20 | 20347,39 | 21136,68 |
| P _{TB2} | 5780,00 | 3,02 | 3,14 | 17460,95 | 18131,38 |
| P _{BC} | 49,00 | 2,68 | 2,78 | 131,39 | 136,03 |
| P _{BAC} | 2240,00 | 2,68 | 2,78 | 6006,23 | 6218,73 |
| P _{BAS} | 44,541 | 2,68 | 2,78 | 119,43 | 123,66 |
| P _{RR} | 7955,459 | 2,68 | 2,78 | 21331,41 | 22086,11 |
| S _{1:22} | 192189 | 2,52 | 2,67 | 484486,65 | 513289,31 |
| S _{2:24} | 13184,01438 | 2,53 | 2,67 | 33410,89 | 35211,24 |
| S _{3:1'} | 1855,138208 | 2,52 | 2,67 | 4676,59 | 4954,61 |
| S _{4:26} | 11860,72637 | 2,53 | 2,67 | 29958,10 | 31677,06 |
| S _{5:3'} | 931,1516004 | 2,52 | 2,67 | 2347,33 | 2486,88 |
| S _{6:19} | 15901,40157 | 2,58 | 2,67 | 41028,02 | 42468,70 |
| S _{7:5'} | 936,77 | 2,52 | 2,67 | 2361,50 | 2501,89 |
| S _{9:7'} | 3110,09 | 2,52 | 2,67 | 7840,18 | 8306,28 |

| CUSTO EXERGÉTICO | | | | | |
|-------------------------|------------|------------------|---------|------------|-----------|
| FLUXO | VALOR (kW) | Unitário (kW/kW) | | Total (kW) | |
| | | H&S-MP | H&S-SP | H&S-MP | H&S-SP |
| S _{10:32} | 145173,91 | 2,48 | 2,67 | 360219,67 | 387723,54 |
| S _{11:28} | 5055,06 | 2,63 | 2,67 | 13314,77 | 13500,82 |
| S _{12:30} | 309,33 | 2,56 | 2,67 | 791,18 | 826,15 |
| S _{13:9'} | 1665,08 | 2,52 | 2,67 | 4197,48 | 4447,02 |
| S _{14:13'} | 1323,82 | 2,52 | 2,67 | 3337,21 | 3535,60 |
| S _{14:15} | 59894,51 | 2,58 | 2,67 | 154790,08 | 159963,39 |
| S _{16:15} | 13,67 | 2,52 | 2,67 | 34,46 | 36,51 |
| S _{17:16} | 5204,55 | 2,52 | 2,67 | 13120,07 | 13900,05 |
| S _{18:17} | 5838,82 | 2,52 | 2,67 | 14718,99 | 15594,03 |
| S _{19:18'} | 3608,14 | 2,52 | 2,67 | 9095,70 | 9636,44 |
| S _{19:32'} | 12592,17 | 2,52 | 2,67 | 31743,42 | 33630,56 |
| S _{20:19} | 259,61 | 2,52 | 2,67 | 654,45 | 693,36 |
| S _{21:20} | 13406,61 | 2,52 | 2,67 | 33796,54 | 35805,74 |
| S _{22:21} | 14074,66 | 2,52 | 2,67 | 35480,62 | 37589,94 |
| S _{24:26} | 858,91 | 2,53 | 2,67 | 2169,45 | 2293,93 |
| S _{26:19} | 130,10 | 2,58 | 2,67 | 335,67 | 347,46 |
| S _{28:30} | 4561,47 | 2,56 | 2,67 | 11666,88 | 12182,56 |
| S _{30:15} | 79,89 | 2,58 | 2,67 | 206,48 | 213,38 |
| P _{LÍQUIDA} | 112442,00 | 2,68 | 2,78 | 301496,85 | 312163,75 |
| A _D | 2400,00* | 59,29** | 54,85** | 142301,15 | 131634,25 |

*[m³/h]**[kWh/m³]

CAPÍTULO 6

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Como afirma Santos (2005), é necessário que sejam adotados métodos racionais de rateio, de modo que cada um dos produtos finais da planta tenham um preço que mostre de fato os custos reais envolvidos em sua produção. A Tabela 6.1 mostra os valores dos custos exergéticos unitários da potência elétrica e da água dessalinizada, para cada modelo termoeconômico aplicado.

Tabela 6.1 - Custos exergéticos unitários da potência e da água dessalinizada, obtidos por cada modelo termoeconômico proposto.

| MODELO TERMOECONÔMICO | POTÊNCIA ELÉTRICA (kW/kW) | ÁGUA DESSALINIZADA (kWh/m³) |
|------------------------------|----------------------------------|---|
| E | 2,67 | 60,02 |
| E&S-MP - MSF COMPLETA | 3,93 | 0,62 |
| E&S-SP - MSF COMPLETA | 2,78 | 54,85 |
| E&S-MP - MSF DESMEMBRADA | 3,36 | 0,80 |
| E&S-SP - MSF DESMEMBRADA | 2,78 | 54,85 |
| H&S-MP - MSF COMPLETA | 3,90 | 2,11 |
| H&S-SP - MSF COMPLETA | 2,78 | 54,85 |
| H&S-MP - MSF DESMEMBRADA | 2,68 | 59,29 |
| H&S-SP - MSF DESMEMBRADA | 2,78 | 54,85 |

Em relação aos modelos que se utilizam do critério subproduto (SP), pode-se observar que, para um mesmo modelo termoeconômico, o desmembramento da unidade MSF nas seções de aquecedor de salmoura (AS) e na união das seções de recuperação e rejeição (RR) em nada altera os valores dos custos exergéticos unitários dos produtos finais. Isso é explicado pelo fato de que a unidade do aquecedor de salmoura (AS) apresenta como “subproduto” (do ponto de vista do critério SP) um fluxo de neguentropia, cujo custo exergético unitário não está atrelado à unidade que o gera, e sim ao equipamento do ciclo responsável pela produção de fluxos de neguentropia, no caso o condensador. Portanto, o desmembramento não provoca nenhuma alteração relevante no processo de formação de custos.

A partir do momento que o sistema tem sua condição operacional estabelecida (insumo externo, produtos e custos totais), existe uma reta solução para aquela situação, de maneira que os pares ordenados do custo exerético unitário da eletricidade e da água dessalinizada estão contidos nesta reta. Essa constatação é válida independentemente da metodologia de alocação de custos aplicada (FARIA, 2014; SANTOS, 2014). Dessa forma, é possível comparar as metodologias termoeconômicas aplicadas, bem como suas variações (MP e SP), podendo-se verificar os métodos que valorizam mais o custo unitário da potência, em detrimento ao custo unitário da água produzida, e vice-versa. A Figura 6.1 mostra os valores dos produtos finais, representados em forma de pares ordenados, obtidos para cada metodologia.

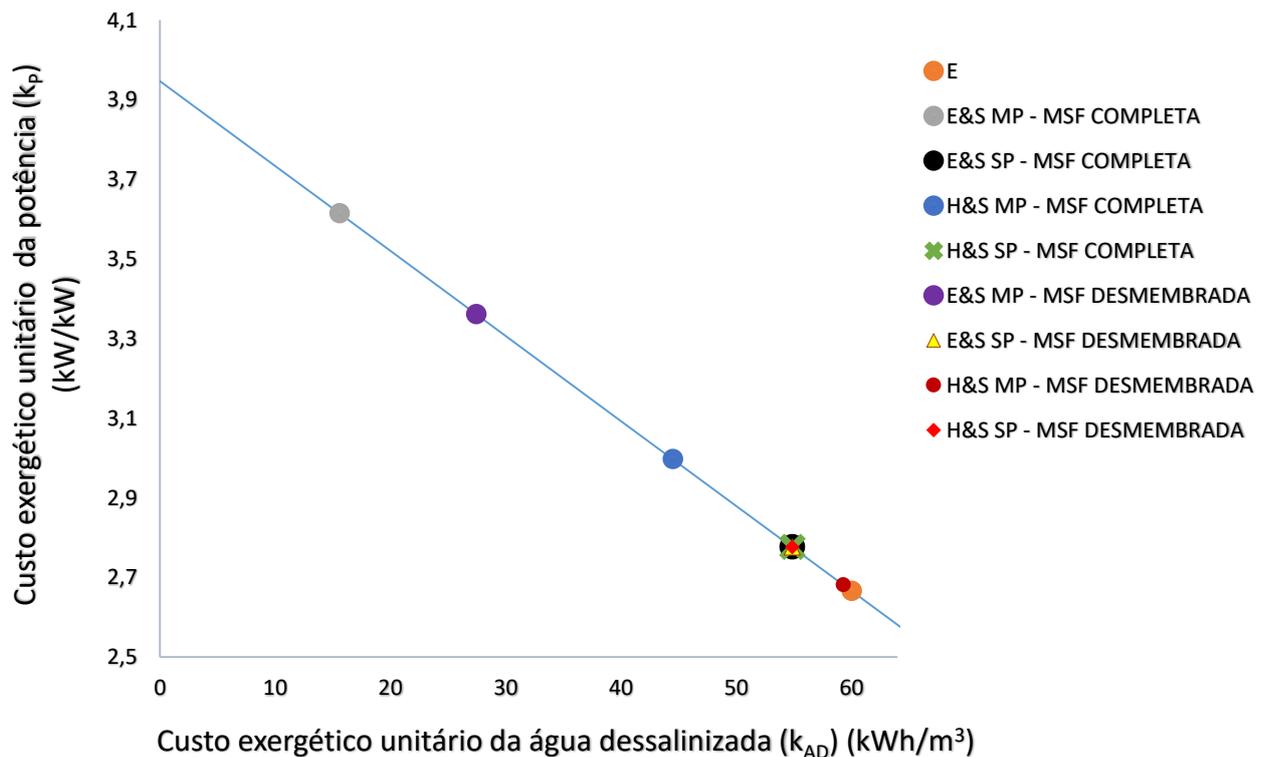


Figura 6.1 - Localização dos custos exeréticos unitários dos produtos finais da planta na reta solução.

Verifica-se que os modelos E&S-MP (tanto com a MSF completa como com ela desmembrada) são aqueles que mais valorizam o custo unitário da potência em detrimento do custo unitário da água. Essa sobrecarga no custo da potência ocorre porque o uso da neguentropia como um fluxo fictício acaba por penalizar duas vezes os equipamentos que aumentam a entropia do fluido de trabalho, o que é o caso das

turbinas, responsáveis pela produção da potência mecânica, posteriormente convertida em eletricidade pelo gerador. Isto é, o mesmo insumo de neguentropia é contabilizado duas vezes, o que traz a ideia de que aquele equipamento apresenta um grande consumo de recursos para produzir aquilo a que se propõe. Um esquema é mostrado na Figura 6.2 no intuito de expor essa dupla penalização. Já no caso dos equipamentos que produzem neguentropia, há uma dupla premiação, uma vez que o produto (fluxo de neguentropia) é produzido em dobro.



Figura 6.2 - Dupla penalização decorrente da aplicação da neguentropia como um fluxo fictício, mostrada no segundo estágio de baixa pressão da turbina.

No caso do modelo H&S-MP sem desmembramento da MSF, o custo da potência também ficou alto, quando comparado aos custos unitários das demais situações que envolvem o modelo H&S, enquanto o custo da água dessalinizada ficou relativamente baixo, também comparado aos modelos H&S supracitados. Para ambos os modelos E&S-MP e H&S-MP que não adotam o desmembramento da MSF, o baixo custo da água dessalinizada é explicado pelo fato de que a unidade MSF apresenta dois produtos, a água dessalinizada e a neguentropia, sendo que a água produzida é um fluxo com valoração em base mássica, tendo portanto um valor exergético muito baixo (mais precisamente 1030,29 kW), e é esse baixo valor exergético que é encaminhado para o elemento estrela. Dessa maneira, praticamente todo o custo exergético envolvido na operação da unidade MSF é atribuído à neguentropia produzida por esse elemento ($S_{10:32}$) e, como esse fluxo de neguentropia retorna para a junção de neguentropia (J_S) e é redistribuído para os equipamentos produtores de potência (turbinas), sobrecarrega-se em demasia o custo da potência.

Já nos casos onde a unidade MSF é desmembrada em AS e RR, o insumo necessário para a produção de água (ou seja, o insumo da unidade RR) é um fluxo com um valor exergético mais elevado, mais precisamente 48752,61 kW, e que não representa ainda a água produzida, tratando-se portanto de um fluxo com valoração em base exergética, e não mássica. Como o produto final é sempre o mesmo, quanto mais recursos são empregados para sua produção, maior será seu custo final.

Pelo fato de ser uma metodologia baseada no conceito de exergia, os custos exergéticos unitários no modelo H&S-MP com desmembramento da MSF assemelham-se (situam-se próximos) aos custos obtidos para o modelo E, não sendo iguais devido ao nível de desagregação aos quais ambos são submetidos, embora no gráfico os pares ordenados pertencentes a ambos estejam praticamente coincidentes. No caso do modelo E, o custo da unidade MSF é alocado diretamente para a água dessalinizada, enquanto no modelo H&S parte do custo é alocada para a água, mas uma outra parte é alocada para o custo da potência, uma vez que a neguentropia ali produzida é encaminhada para a J_s e, posteriormente, distribuída para os equipamentos consumidores de neguentropia, dentre os quais se enquadram as turbinas, produtoras de potência. Entretanto, no modelo E, o condensador é alocado juntamente com o segundo estágio de baixa pressão da turbina. Nesse caso, todo o custo envolvido na operação do condensador é destinado à potência, e isso atua como um contraponto, no sentido de aproximar os dois pares ordenados.

Embora até então a planta dual apresentada tenha sido estudada produzindo uma quantidade fixa de água dessalinizada e potência, tal instalação pode operar sob diferentes regimes. Dentre esses regimes, destacam-se o regime no qual a planta trabalha unicamente no sentido de produzir apenas potência (no caso, bloqueia-se o fluxo de vapor de 89,68 kg/s destinado à unidade MSF), e o regime no qual produz-se vapor na caldeira exclusivamente para a produção de água dessalinizada (ou seja, eliminando o funcionamento das turbinas). Essas duas situações limites são importantes (em especial a primeira) pois por meio delas, é possível calcular o custo exergético unitário máximo de cada um dos produtos. Sem qualquer desvio para a produção de água dessalinizada, o sistema produz 147MW de potência elétrica, e o custo exergético unitário da potência, quando da elaboração de diagramas produtivos e resolução das matrizes correspondentes, é de 3,03 kW/kW.

A obtenção dos valores máximos possíveis para a eletricidade e a água dessalinizada permite estabelecer uma reta solução geral que delimite a região que atende às vantagens de se ter um sistema de cogeração, e essa região é representada pela área interna ao retângulo, como mostrado na Figura 6.3. A cogeração apresenta como grande vantagem a possibilidade de se produzir dois produtos partindo-se de uma quantidade fixa de combustível, o que é mais vantajoso financeiramente que se ter duas plantas distintas, cada uma visando a produção separada de água e eletricidade. Partindo desse princípio, as metodologias que apresentarem custo exergético unitário da eletricidade superior a 3,03 kW/kW não estão em concordância com as vantagens apresentadas por esse tipo de sistema, o que ficou evidente para os modelos E&S-MP (MSF completa e desmembrada).

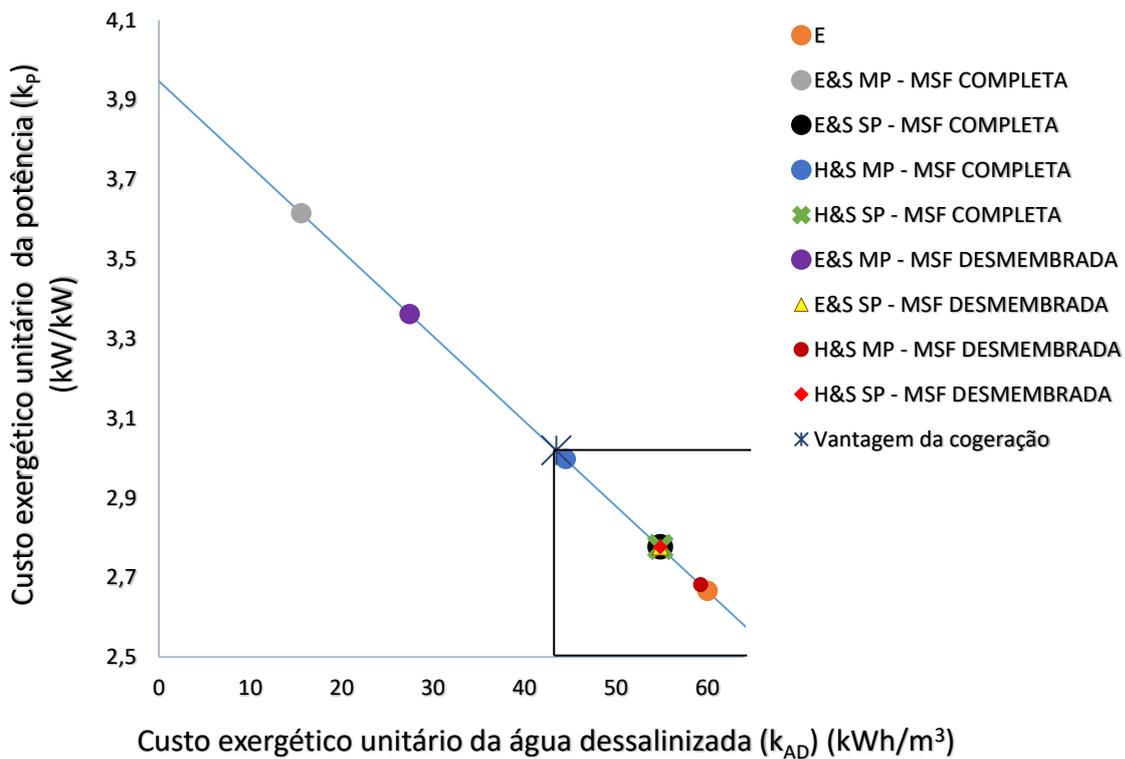


Figura 6.3 - Custo exergético unitário dos produtos finais da planta dual, com a delimitação da região viável da cogeração.

O balanço de exergia para um volume de controle em regime permanente é realizado por meio da Equação (6.3).

$$E_{\text{ent}} - E_{\text{sai}} = E_i + E_e \quad (6.3)$$

Em outras palavras, um fluido adentra a um processo com uma quantidade de exergia E_{ENT} , e sai do referido processo com uma exergia menor, determinada por E_{SAI} . Essa exergia “perdida” pelo fluido ao percorrer o processo é atribuída fundamentalmente às irreversibilidades externas (E_e) internas (E_i). Sabendo-se que irreversibilidades são grandezas positivas, da análise da Equação (6.3) é possível concluir que $E_{ent} > E_{sai}$, com essa desigualdade tornando-se cada vez mais acentuada à medida que as irreversibilidades presentes aumentam.

Valero, Serra e Uche (1996) afirmam que o custo exergético total (K) é uma propriedade conservativa. Isto é, o custo total de um fluxo que adentra um componente deve ser igual ao custo total que o deixa. Aplicando o balanço de custo exergético para cada subsistema:

$$\sum K_{ent} = \sum K_{sai} \quad (6.4)$$

Mas, sabe-se que o custo total (monetário ou exergético) de um fluxo é dado pelo produto entre seu custo unitário e sua exergia, o que leva à Equação (6.5).

$$\sum k_{ent} \cdot E_{ent} = \sum k_{sai} \cdot E_{sai} \quad (6.5)$$

Como $E_{ent} > E_{sai}$, conclui-se que $k_{sai} > k_{ent}$, com essa desigualdade tornando-se cada vez maior conforme as irreversibilidades sejam aumentadas. Assim, são as irreversibilidades que ditam os custos unitários. Com isso, a Tabela 6.2 é utilizada com o objetivo de mensurar as irreversibilidades presentes em cada processo, para todas as metodologias aplicadas, com “R” representando os recursos e “P”, os produtos. A relação (R - P) representa as irreversibilidades totais presentes em cada processo, enquanto a razão (R / P) indica quantas vezes o insumo é maior que o produto.

Tabela 6.2 – Comparação dos modelos por meio das grandezas: R - P (recurso *menos* produto) e R/P (recurso *sobre* produto)

| MODELO TERMOECONÔMICO | | | | | | | | | | |
|-----------------------|-----------|-------|-------------------------------|-------|-------------------------------|-------|------------------------|-------|------------------------|-------|
| EQUIPAMENTO | E | | E&S MSF NÃO DESMEMBRADA | | H&S MSF NÃO DESMEMBRADA | | E&S MSF DESMEMBRADA | | H&S MSF DESMEMBRADA | |
| | R - P | R / P | R - P | R / P | R - P | R / P | R - P | R / P | R - P | R / P |
| CALD | 251971,10 | 2,31 | 444160,14 | 3,32 | 251971,10 | 1,66 | 444160,14 | 3,32 | 251971,10 | 1,66 |
| AA1 + V1 | 890,56 | 1,10 | 1781,21 | 1,08 | 890,56 | 1,02 | 1781,21 | 1,08 | 890,56 | 1,02 |
| AA2 + V2 | 688,13 | 1,10 | 1375,11 | 1,07 | 688,13 | 1,02 | 1375,11 | 1,07 | 688,13 | 1,02 |
| AB1 + V3 | 783,71 | 1,51 | 1567,47 | 1,24 | 783,71 | 1,06 | 1567,47 | 1,24 | 783,71 | 1,06 |
| AB2 + V4 | 333,78 | 1,56 | 667,52 | 1,12 | 333,78 | 1,03 | 667,52 | 1,12 | 333,78 | 1,03 |
| BC | 7,19 | 1,17 | 20,86 | 1,50 | 7,19 | 1,13 | 20,86 | 1,50 | 7,19 | 1,13 |
| BAC | 258,91 | 1,13 | 518,52 | 1,26 | 258,91 | 1,12 | 518,52 | 1,26 | 258,91 | 1,12 |
| DES | 1638,25 | 1,26 | 1807,05 | 1,08 | 1638,25 | 1,04 | 1807,05 | 1,08 | 1638,25 | 1,04 |
| TA1 | 1856,46 | 1,04 | 3593,54 | 1,07 | 1738,40 | 1,04 | 3593,54 | 1,07 | 1738,40 | 1,04 |
| TA2 | 931,07 | 1,04 | 1809,01 | 1,08 | 877,86 | 1,04 | 1809,01 | 1,08 | 877,86 | 1,04 |
| TA3 | 936,23 | 1,05 | 1797,62 | 1,09 | 860,85 | 1,04 | 1797,62 | 1,09 | 860,85 | 1,04 |
| TA4 | 3109,95 | 1,15 | 3861,73 | 1,18 | 751,63 | 1,04 | 3861,73 | 1,18 | 751,63 | 1,04 |
| TB1 | 1665,20 | 1,25 | 3321,46 | 1,50 | 1656,38 | 1,25 | 3321,46 | 1,50 | 1656,38 | 1,25 |
| TB2 | - | - | 2647,58 | 1,46 | 1323,76 | 1,23 | 2647,58 | 1,46 | 1323,76 | 1,23 |
| COND | - | - | -56518,71 | 0,06 | 3455,69 | 1,06 | -56518,71 | 0,06 | 3455,69 | 1,06 |
| TB2 + COND | 4779,45 | 1,83 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| MSF* | 58666,72 | 57,94 | -86507,19 | 0,41 | 58666,72 | 1,40 | - | - | - | - |
| AS | - | - | - | - | - | - | -142184,98 | 0,27 | 2988,93 | 1,02 |
| RR* | - | - | - | - | - | - | 55677,79 | 55,04 | 55677,79 | 55,04 |

A relação (R/P) deve ser sempre maior que a unidade, o que matematicamente significa dizer que o produto é sempre menor que o insumo. Os modelos termoeconômicos E&S-MP e E&S-SP apresentam inconsistências nesse aspecto: equipamentos como condensador, unidade MSF e seção de aquecimento de salmoura (AS) apresentam (R/P) menor que a unidade, ou seja, há mais produto sendo gerado do que insumo sendo consumido. Assim, para as metodologias que utilizam a neguentropia como um fluxo fictício, a eficiência exergética de equipamentos dissipativos excede a unidade.

A relação (R - P) mensura a presença de irreversibilidades em cada processo. Como é de se esperar, as irreversibilidades são iguais quando da utilização dos modelos E e H&S. Isso ocorre pois o modelo H&S apenas desmembra a exergia em parcelas entálpicas e entrópicas, sem o acréscimo de fluxos adicionais. Portanto, as quantidades de recursos que adentram ao processo são as mesmas, e as quantidades de produtos que são gerados no processo também são iguais. Para o caso do modelo H&S com desmembramento da unidade MSF, o aquecedor de salmoura também apresentou valor positivo de irreversibilidades, estando também, portanto, em concordância com o conceito de eficiência exergética.

Os modelos E&S, que tratam a neguentropia como fluxo fictício, apresentaram resultados incoerentes, no tocante a aspectos termodinâmicos. Por exemplo, as irreversibilidades produzidas na caldeira superam a exergia do combustível. Analisando o modelo E&S sem desmembramento da unidade MSF, vê-se que no condensador e na unidade MSF há irreversibilidades negativas (-56518,71kW e -86507,19kW, respectivamente), o que não é possível. No modelo E&S com a MSF desmembrada, o condensador permanece com valor negativo de irreversibilidade, além do aquecedor de salmoura. A Figura 6.4 mostra os valores percentuais de irreversibilidades presentes em cada equipamento da planta dual, com base nos insumos recebidos por cada um desses equipamentos, levando em consideração os modelos E e H&S, uma vez que os valores apresentados por esses modelos apresentam coerência do ponto de vista de atendimento à segunda lei da termodinâmica.

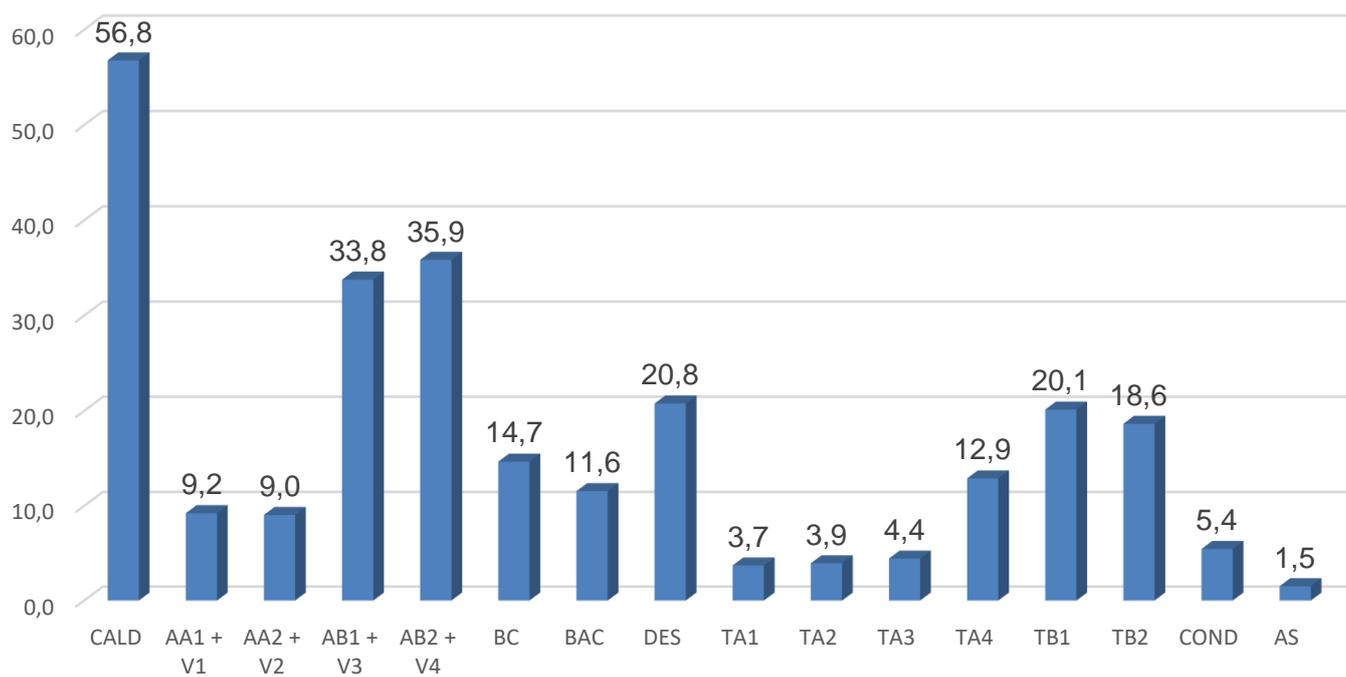


Figura 6.4 - Valores percentuais de irreversibilidades para cada equipamento, com base nos insumos recebidos por cada um deles

CAPÍTULO 7

CONSIDERAÇÕES FINAIS

A dessalinização é um assunto que vem ganhando corpo e importância conforme a redução da oferta de água doce disponível é intensificada. Aliar a produção das termelétricas, bastante utilizadas, com a produção de um segundo produto (no caso, a água dessalinizada) com a implementação de plantas duais, de fato, parece ser uma solução interessante, com base na realidade na qual o País encontra-se imerso.

Desde o seu surgimento, a Termoeconomia tem sido aplicada a plantas de dessalinização como um todo, conforme suas vertentes mais indicadas para cada caso (otimização, diagnóstico e alocação de custos), o que configura, portanto, em uma ferramenta crucial para a realização de análises de perdas em processos de conversão de energia, análise do processo de formação de custos e, por fim, determinação dos custos dos produtos finais. O presente estudo utilizou-se da vertente da Termoeconomia denominada alocação de custos, aplicando seus princípios, definições e considerações a uma planta dual estudada por Uche, Serra e Valero (2001), a fim de determinar e analisar os custos exergéticos unitários dos produtos finais. Foram utilizados, para tal, os modelos termoeconômicos E, E&S e H&S, onde, aos dois últimos, foram aplicados os critérios de multiproduto e subproduto, além de estudar a influência do desmembramento (e do não desmembramento) da unidade MSF da planta dual sobre os valores dos produtos finais.

O Modelo E apresentou resultados coerentes com as referências. Porém, como era de se esperar, o fato de se trabalhar considerando a exergia total dos fluxos produtivos não permite que seja definido um produto para equipamentos dissipativos, como o condensador. Alocando o condensador em conjunto com outro equipamento, impede-se a realização de análises da formação de seus custos internos, o que faz com que

os custos decorrentes de sua utilização sejam atribuídos à geração de eletricidade. Ainda, essa consideração impossibilita aplicações de otimização local e diagnóstico.

Os modelos E&S-MP (MSF completa e desmembrada) foram os mais divergentes modelos termoeconômicos analisados, valorizando em demasia o custo da potência em detrimento ao custo da água dessalinizada. A sobrecarga no custo da potência é tal que contradiz a comprovada vantagem termodinâmica de um sistema de cogeração, quando comparado à produção separada de água e eletricidade.

No caso dos modelos que não utilizam o desmembramento da unidade MSF, o produto dessa unidade é um fluxo com valoração em base mássica (e não exergética), e isso traz à tona uma impressão de que é necessária uma baixa quantidade de recurso para a produção de água. O modelo E&S sem desmembramento da MSF apresenta um maior custo da potência elétrica, ao passo que o H&S sem desmembramento da MSF valoriza mais o custo da água, como esperado.

Os modelos E&S, independentemente do critério adotado, apresentaram graves inconsistências termodinâmicas. O critério subproduto é aplicado na prerrogativa de fornecer resultados coerentes do ponto de vista da cogeração, reduzindo o custo da potência, e posicionando o par ordenado dentro da região do gráfico onde a cogeração é comprovadamente vantajosa. Porém, este critério, quando adotado, não corrige as eficiências exergéticas maiores que a unidade que são obtidas utilizando-se o critério multiproduto, apresentadas pelos equipamentos dissipativos. No caso dos modelos E&S-MP (MSF desmembrada ou não), ainda há o agravante de os pares ordenados de custos unitários situam-se fora da região de vantagem da cogeração. Em suma, o fato de alguns custos exergéticos unitários encontrarem-se menores que a unidade desaconselha a aplicação dessas metodologias.

Os modelos E e H&S com desmembramento da MSF forneceram valores de custos exergéticos unitários da água dessalinizada e da eletricidade muito próximos, por serem metodologias baseadas no conceito de exergia, diferindo apenas forma de tratá-la (como um fluxo total ou um fluxo composto por outros dois fluxos). O que determina qual das metodologias valoriza mais um produto em detrimento de outro, no caso, acaba sendo a maneira com a qual algumas unidades produtivas são

abordadas: ao mesmo tempo que os custos do condensador são alocados diretamente para a eletricidade no modelo E, os custos da unidade MSF, nesse mesmo modelo, são alocados diretamente para a água dessalinizada. Logo, o que dita a posição do par ordenado para o modelo E é qual equipamento sobrecarrega mais o custo de um dos produtos finais.

Nota-se, pelo gráfico contido na Figura 6.3, que o par ordenado correspondente ao modelo H&S-MP sem desmembramento da unidade MSF encontra-se situado dentro da região onde a cogeração é considerada vantajosa. Embora estudos recorrentes tenham ratificado a qualidade dos resultados dos modelos H&S, quando não se desmembra a unidade MSF os resultados sofrem alterações. Portanto, quando da desagregação da exergia, recomenda-se efetuar o desmembramento da unidade MSF, até mesmo devido ao favorecimento quando da análise da formação dos custos.

Sugere-se, para análise futura, que seja utilizado o modelo UFS de desagregação de exergia proposto por Lourenço (2012). Aplicando-se essa metodologia, é possível analisar o processo de formação de custos através das válvulas que, neste trabalho, foram alocadas em conjunto com os aquecedores de água de alimentação fechados. É possível para essas situações que, quando do uso do modelo UFS, a parcela entálpica (H) da exergia seja desagregada em suas parcelas de energia interna (U) e de trabalho de fluxo (F). Isto é, um novo nível de desagregação, o que torna a análise ainda mais complexa, do ponto de vista do tamanho da estrutura produtiva, do número de equações e, conseqüentemente, do tamanho da matriz e do número de custos exergéticos unitários a serem determinados.

Outra sugestão é a realização de análises de otimização e diagnóstico para a planta dual. A otimização trabalha com a construção de funções objetivo que buscam determinar um ponto de operação que minimize os custos da água e da potência. Em relação ao diagnóstico, é possível apontar malfunções em cada equipamento, e ainda estimar possíveis ganhos a partir da correção dessas malfunções.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA EUROPEIA DO AMBIENTE. **Seca e Sobreutilização de Água na Europa**. [Atualizado em 2016 Jun 03; citado em 2016 Jun 16]. Disponível em: <<http://www.eea.europa.eu/pt/pressroom/newsreleases/seca-e-sobreutilizacao-de-agua-na-europa>>.

BARJA, G. J. A. **A Cogeração e sua inserção ao sistema elétrico**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Brasília, Brasília, 2006.

BELISARIO, I. C. **Análise Termoeconômica de uma Central de Cogeração de uma Indústria Siderúrgica**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2012.

CERQUEIRA, S. A. A. D. G. **Metodologias de Análise Termoeconômica de Sistemas**. Tese de Doutorado: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

EL-DESSOUKY, H. T.; ETTOUNEY, H. M. **Fundamentals of Salt Water Desalination**. 1. ed. Amsterdam: Elsevier Science, 2002.

EL-NASHAR, A. M. Cogeneration for Power and Desalination – State of the Art Review. **Desalination**, v. 134, p. 7-28, 2001.

EL-NASHAR, A. M. Optimal Design of a Cogeneration Plant for Power and Desalination Taking Equipment Reliability into Consideration. **Desalination**, v. 229, p. 21-32, 2008.

FARIA, P. R. **Uma Avaliação das Metodologias de Desagregação da Exergia Física para a Modelagem Termoeconômica de Sistemas**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2014.

FRANGOPOULOS, C. A. Thermoeconomic Functional Analysis and Optimization. **Energy**, v. 12, n. 7, p. 563-571, 1987.

HELAL, A. M. *et. al.* Optimal Design of Hybrid RO/MSF Desalination Plants - Part I: Modeling and Algorithms. **Desalination**, v. 154, p. 43-66, 2003.

KOTAS, T. J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**. Londres: Edit. Butterworths, 295 p., 1985.

KUCERA, J. **Reverse Osmosis: Design, Processes, and Applications for Engineers**. Hoboken: John Wiley & Sons, 2010.

LORA, E. E. S.; NASCIMENTO, M. A. R. **Geração termelétrica: planejamento, projeto e operação**. Rio de Janeiro: Interciência, v. 1, 2004.

LORA, E. E. S.; NASCIMENTO, M. A. R. **Geração termelétrica: planejamento, projeto e operação**. Rio de Janeiro: Interciência, v. 2, 2004.

LOURENÇO, A. B. **Uma Nova Abordagem Termoeconômica para o Tratamento de Equipamentos Dissipativos**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2012.

LOZANO, M. A.; VALERO, A. Theory of the Exergetic Cost. **Energy**, v. 18, n. 9, p. 939-960, 1993.

MARINHO, F. J. L. *et. al.* Destilador solar destinado a fornecer água potável para as famílias de agricultores de base familiar. **Revista Brasileira de Agroecologia**, n. 7, p. 53-60, 2012.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Empresa de Pesquisa Energética. **Balanco Energético Nacional 2012: Ano Base 2011**. Brasília, 2012.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Empresa de Pesquisa Energética. **Balanco Energético Nacional 2013: Ano Base 2012**. Brasília, 2013.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. Empresa de Pesquisa Energética. **Balanco Energético Nacional 2014: Ano Base 2013**. Brasília, 2014.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. Agência Nacional de Águas. **Atlas Abastecimento Urbano de Água: Resultados por Município**. Disponível em: <<http://atlas.ana.gov.br/Atlas/forms/analise/Geral.aspx?est=9&mapa=diag>>. Acesso em 5 dezembro 2015.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. **Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resoluções**. Art. 2º. Resolução CONAMA nº 357, de 17 de Março de 2005. p. 2. Disponível em: < <http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>.

MORAN, M. J. *et. al.* **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. 8. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2014.

POPULATION REFERENCE BUREAU. **2016 World Population Data Sheet**. 2016. Disponível em: <<http://www.prb.org/Publications/Datasheets/2016/2016-world-population-data-sheet.aspx>>. Acesso em 4 junho 2016.

PUBLIC HEALTH AND THE ENVIRONMENT WORLD HEALTH ORGANIZATION. **Desalination for Safe Water Supply: Guidance for the Health and Environmental Aspects Applicable to Desalination**. Geneva, 2007. Disponível em: < http://www.who.int/water_sanitation_health/gdwqrevision/desalination.pdf>

ROJAS, S. P. **Análise Exergética, Termoeconômica e Ambiental de um Sistema de Geração de Energia. Estudo de Caso: Usina Termoelétrica UTE – Rio Madeira**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Brasília, Brasília, 2007.

SANTOS, J. J. C. S. **Avaliação Exergoeconômica das Tecnologias para a Produção Combinada de Eletricidade e Água Dessalinizada**. Dissertação de Mestrado: Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2005.

SANTOS, J. J. C. S. **Aplicação da Neguentropia na Modelagem Termoeconômica de Sistemas**. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2009.

SANTOS, R. G. **Avaliação dos Modelos Termodinâmicos e Abordagem da Alocação de CO₂ em Termoeconomia**. Dissertação de Mestrado: Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2015.

SAYYAADI, H.; SAFFARI, A. Thermoeconomic Optimization of Multi Effect Distillation Desalination Systems. **Applied Energy**, v. 87, p. 1122-1133, 2010.

SERRA, L. Optimización Exergoeconómica de Sistemas Térmicos. Tesis doctoral: Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 1994.

SHARON, H.; REDDY, K. S. A Review of Solar Energy Driven Desalination Technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 41, p. 1080-1118, 2015.

SHARQAWY, M. H. *et. al.* On Exergy Calculations of Seawater with Applications in Desalination Systems. **International Journal of Thermal Sciences**, 2 ed, v. 50, p. 187-196, 2011.

UCHE, J. **Análisis Termoeconómico y Simulación de una Planta Combinada de Producción de Agua y Energía**. Tesis Doctoral: Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza, Zaragoza, 2010.

UCHE, J.; SERRA, L.; VALERO, A. Thermoeconomic Optimization of a Dual-Purpose Power and Desalination Plant. **Desalination**, v. 136, p. 147-158, 2001.

VALERO, A.; SERRA, L.; UCHE, J. **Fundamentals of Exergy Cost Accounting and Thermoeconomics**. Part I: Theory. *Journal of Energy Resources Technology* Vol.128, pp.1- 8, 2006.

VALERO, A.; TORRES, C. Thermoeconomic Analysis: Exergy, Energy Systems Analysis and Optimization. **Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS)**. Eolss Publisher,. 2004.

VASCONCELOS, M. B. Poços para Captação de Águas Subterrâneas: Revisão de Conceitos e Proposta de Nomenclatura. **XVIII Congresso Brasileiro de Águas Subterrâneas**, 2014.

VOUTCHKOV, N. **Desalination Engineering: Planning and Design**. Nova York: McGraw-Hill, 2013.

WATEREUSE ASSOCIATION. **Overview of Desalination Plant Intake Alternatives**. 2014. Disponível em: <https://watereuse.org/wp-content/uploads/2015/10/Intake_White_Paper.pdf>. Acesso em 08 abril 2016.

WORLD BUSINESS COUNCIL FOR SUSTAINABLE DEVELOPMENT. **Water: Facts and Trends**. 2006. Disponível em: <http://www.unwater.org/downloads/Water_facts_and_trends.pdf>

ZAVOUDAKIS, E. *et. al.* Classificação Hidroquímica e Avaliação da Salinidade da Água Freática em Áreas do Município de Vitória, ES. **XV Encontro Nacional de Perfuradores de Poços e I Simpósio de Hidrogeologia do Sul-Sudeste**, Gramado, Brasil, 2007.