UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

ESCOLA POLITÉCNICA

Hugo Mitsuo Sakamoto

Análise de Ecoeficiência de rota processual para recuperação de água em planta petroquímica

SÃO PAULO

2019

HUGO MITSUO SAKAMOTO

Análise de Ecoeficiência de rota processual para recuperação de água em planta petroquímica

Versão corrigida

(Versão original encontra-se na unidade que aloja o Programa de Pós-Graduação)

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para a obtenção do título de Mestre em Ciências

Área de concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Luiz Alexandre Kulay

SÃO PAULO

2019

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, _____ de _____ de _____

Assinatura do autor: _____

Assinatura do orientador: _____

Catalogação-na-publicação

Sakamoto, Hugo Mitsuo
Análise de Ecoeficiência de rota processual para recuperação de água em planta petroquímica / H. M. Sakamoto -- versão corr. -- São Paulo, 2019.
232 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química.

1.Ecoeficiência 2.Ciclo de Vida (Avaliação) 3.Reúso da água 4.Descarga Zero de Líquidos I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t.

A Deus, Princípio e Fim de todas as coisas, aos meus pais, por quem serei para sempre grato, e aos meus irmãos.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, em primeiro lugar, a Deus, por todos os Seus benefícios, e a Maria, Mãe de Misericórdia.

Agradeço ao meu pai, Issamu, minha mãe, Imaco, e meus irmãos, Natália e Igor, verdadeiros tesouros que tive a imerecida alegria e honra de ter ao meu lado por todo esse tempo.

De modo particular, expresso minha gratidão e admiração pelo meu orientador e amigo, Prof. Luiz Kulay, pelos ensinamentos, incentivos, auxílios, broncas, maus e bons momentos que passamos ao longo desses últimos anos.

Agradeço aos meus colegas do Grupo de Prevenção da Poluição (GP2), nos quais sempre encontrei a pronta disposição para me ajudar e incentivar meu crescimento. Agradeço especialmente ao Prof. Gil Anderi da Silva, pelas oportunidades de aprendizado que me foram proporcionadas.

Agradeço à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pelo apoio financeiro ao longo de todo o projeto.

Agradeço ao Prof. Marcelo Seckler pela ajuda e sugestões ao longo do projeto, e ao Prof. José Carlos Mierzwa pelo auxílio com a modelagem da osmose e as contribuições trazidas no Exame de Qualificação. Ressalto meu profundo agradecimento a Flávia Ronquim, por tudo que me ensinou para que esse trabalho fosse adiante.

Agradeço aos amigos que tive a alegria de conhecer nos anos de Poli, entre os quais destaco os Profs. Wilson Salvagnini e José Luís de Paiva e os meus colegas Guilherme Klein, Rui Lopes Gonçalves, Felipe Bordini, Marcel Rigamonti, André Carreiras, Atieh Couri e Marcel Luna. Além disso, deixo meu agradecimento aos funcionários com quem convivi no dia-a-dia desde a graduação, como o pessoal da Secretaria do Bloco 18, da xerox do Bloco 19, do saudoso Jota, da Biblioteca da Engenharia Química e da Engenharia de Minas, em especial à Ana, à Fátima e ao Adalberto, e tantos outros.

Agradeço ao Baltazar e ao Mauro, dupla dinâmica que tornou essa aventura mais leve.

Aos meus amigos do Centro de Estudos Universitários do Sumaré, do Centro Universitário da Vila Mariana e do Centro Cultural do Castelo, meu sincero agradecimento e admiração por todos que, por serem tantos, deixo os nomes gravados na alma para que a ajuda prestada seja mais meritória e eu, menos ingrato com alguém que eu corro risco de esquecer.

"*Qui emittis fontes in torrentes;*
Inter medium montium pertransibunt,
Potabunt omnes bestias agri,
Exstinguent onagri sitim suam".

(Salmo 104, 10-11)

"You know it's been on my mind
Could you stand right there
Look me straight in the eye and say
That it's over now

We pay our debt sometime
Yeah, we pay our debt sometime"

(*"Over now", Alice in Chains)*

RESUMO

SAKAMOTO, H. M. **Análise de Ecoeficiência de rota processual para recuperação de água em planta petroquímica**. 2019. 232 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2019.

Este trabalho apresenta uma análise de ecoeficiência de cinco cenários de reúso de água a partir do efluente de uma unidade petroquímica para atendimento parcial da demanda de uma torre de resfriamento, dentro da perspectiva de Descarga Zero de Líquidos. O processo-base foi constituído de membranas de osmose reversa, evaporador e cristalizador, e cada cenário foi modelado para um pré-tratamento diferente, abrangendo adição de anti-incrustante, dessupersaturação de íons de bário e coprecipitação de sais de baixa solubilidade para aumento de recuperação de água na osmose. A análise de ecoeficiência foi dividida em duas partes, sendo a primeira uma Avaliação de Ciclo de Vida atribucional com enfoque 'berço-ao-portão' para avaliação do desempenho ambiental e energético de cada cenário, onde as categorias avaliadas foram: Aquecimento Global, Demanda de Energia Primária, Consumo de Água e Ecotoxicidade de Água Doce. A segunda parte correspondeu a uma análise econômica da instalação e operação da unidade de tratamento e reúso para um horizonte temporal de 9,5 anos. Por conta do pré-tratamento, foi possível aumentar a recuperação de água na osmose de 84% para mais de 94%. As simulações realizadas sobre o sistema de tratamento chegaram em uma recuperação de água de até 99,9% com o efluente do processo apresentando fração de sólidos de até 18,2%, isto é, em um regime muito próximo ao de Descarga Zero. A análise ambiental-energética apresentou forte influência da energia elétrica, consumida sobretudo nas etapas térmicas do tratamento. Além disso, os compostos derivados de cloro usados no pré-tratamento também acrescentaram cargas ambientais significativas. A análise econômica, por sua vez, mostrou que, para o tempo de vida da unidade, os custos de operação têm maior influência no custo total, sendo que a eletricidade consumida nos processos também é responsável pela maior parcela dos gastos. A água de reúso apresentou custo variando entre R$ 3,94/m^3 e R$ 6,57/m^3, valores estes considerados elevados para a condição brasileira. Na análise unificada de ecoeficiência, houve empate em dois cenários, um com melhor desempenho ambiental-energético e outro com menor custo, sendo que este último foi projetado tendo em vista a redução das cargas ambientais presentes nos demais cenários, mostrando que é possível obter ganhos de rendimento do processo levando-se em conta a variável ambiental.

Palavras-chave: Ecoeficiência. Avaliação de Ciclo de Vida. Reúso de água. Descarga Zero de Líquidos.

ABSTRACT

SAKAMOTO, H. M. **Eco-efficiency analysis for water recovery process in a petrochemical plant**. 2019. 232 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2019.

This work presents an eco-efficiency analysis of five water reuse scenarios in which a petrochemical plant effluent is used to resupply partially the water demand of a cooling tower in a Zero Liquid Discharge perspective. The baseline process was consisted of reverse osmosis membranes, evaporator and crystallizer and each different scenario was modelled for a different pre-treatment, comprising anti-scalant, barium ions desupersaturation and coprecipitation of low-solubility salts for increase water recovery in reverse osmosis. The eco-efficiency analysis was divided in two parts. The first one was composed by an attributional 'cradle-to-gate' Life Cycle Assessment for the evaluation of environmental and energy performance for Global Warming, Primary Energy Demand, Water Consumption and Freshwater Ecotoxicity impacts. The second part was an economic analysis of the investment and operation costs of the water reuse equipment during a 9.5-years timespan. Because of the pre-treatment, the water recovery in reverse osmosis raised from 84% up to 94%. According to the simulations, it would be possible to reach a water recovery rate of 99.9% and a process effluent with a maximum of 18.2% in solids, i.e., achieving a near Zero Liquid Discharge. The environmental-energy analysis showed strong influences of electric energy consumption, mainly in thermal processes. Furthermore, chemical products used in pre-treatment which are derived from chlorine added some significant environmental burdens. The economic analysis presented major influences of the operating costs on the total treatment plant costs, mostly influenced by energy consumption. The reuse water costs were estimated to be between R$ 3.94/m^3 and R$ 6.57/m^3, which are excessively high values for the Brazilian situation. The eco-efficiency unified analysis showed similar general results for two scenarios, one with better enviromental-energy performance and the other one with lower costs. This last scenario was projected regarding environmental burdens reduction observed in all other scenarios, from which it can be concluded that it is possible to obtain higher process yields if environmental issues are considered.

Keywords: Eco-efficiency. Life Cycle Assessment. Water reuse. Zero Liquid Discharge.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Proporção das vazões de retirada de água por setor industrial 22

Figura 2 - Proporção das vazões de consumo de água por setor industrial 23

Figura 3 - Princípios básicos relacionados à prevenção da poluição. 24

Figura 4 - Motivações e benefícios do regime de DZL 29

Figura 5 - Esquema de uma unidade de osmose reversa 40

Figura 6 - Esquema de um módulo de eletrodiálise 41

Figura 7 - Esquema simplificado de um processo de osmose direta 43

Figura 8 - Esquema de um processo de destilação por membrana 44

Figura 9 – Esquema de um evaporador usado em processos de DZL (filme descendente) 45

Figura 10 - Esquema de um cristalizador evaporativo com recompressão de vapor 48

Figura 11 - Estágios do ciclo de vida de um determinado produto, processo ou serviço 50

Figura 12 - Estrutura da ACV com os seus estágios e aplicações diretas da metodologia 51

Figura 13 - Impressão digital ambiental gerada na análise de ecoeficiência do método BASF 59

Figura 14 - Gráfico de análise de ecoeficiência 60

Figura 15 - Gráfico e diagrama para análise de ecoeficiência pelo método TU Delft 63

Figura 16 - Fluxograma do processo 80

Figura 17 - Sistema de tratamento de efluente salino para reúso em uma torre de resfriamento 92

Figura 18 - Balanço de água na refinaria estudada 101

Figura 19 - Representatividade dos diferentes custos de operação 118

Figura 20 - Custo total do tratamento separado em investimento e operação 120

Figura 21 – Impressão digital ambiental-energética dos cinco cenários 122

Figura 22 - Gráfico de ecoeficiência dos cinco cenários 123

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Demandas de água por finalidade (retirada, consumo e retorno) no Brasil em 2016 21

Tabela 2 - Proporção de consumos de água em refinarias – valores relativos (%) 26

Tabela 3 - Padrão de qualidade da água para reposição em sistemas de resfriamento e geração de vapor 27

Tabela 4 - Os tipos básicos de ecoeficiência 56

Tabela 5 - Diferenças entre ACV e avaliação por CCV 58

Tabela 6 - Dados dos sistemas de resfriamento de uma refinaria 69

Tabela 7 - Perfil do efluente na saída da planta de pré-tratamento 71

Tabela 8 - Valores-limite de supersaturação, ISL e concentração de sílica comparados com o concentrado em S1 76

Tabela 9 - Valores-limite de supersaturação e ISL e comparação com o concentrado em S2 – S5 77

Tabela 10 - Cenários de estudo e recuperações de água obtidos em cada cenário 79

Tabela 11 - Custos diretos e indiretos associados ao investimento de equipamento 83

Tabela 12 - Valores das projeções dos equipamentos determinados a partir do método proposto por Turton et al., (2009) 86

Tabela 13 – Descrição dos custos de operação 88

Tabela 14 - Cálculo dos custos de operação (manutenção, materiais suplementares, análises e depreciação) 89

Tabela 15 – Partição da geração de energia (em %) e emissões de CO_2 (em gramas) de diferentes tecnologias para 1,0 kWh de eletricidade por tecnologia e pelo grid BR 96

Tabela 16 - Cálculo das emissões de CO_2 para as tecnologias do cenário S1 97

Tabela 17 - Fatores de impacto para AG 98

Tabela 18 – Balanços hídricos para os cinco cenários (em m^3/h) 100

Tabela 19 - Massa de sais formados na etapa de pré-tratamento (em kg, para 250 m^3/h de efluente a tratar) 102

Tabela 20 – Dados das simulações de OR no software IMS Design 102

Tabela 21 - Consumos energéticos no evaporador e cristalizador 104

Tabela 22 - Perfil de impacto ambiental relacionado aos arranjos descritos pelos cenários S1 a S5 (por FR) 105

Tabela 23 - Impactos em termos de DEP de cada cenário descritos subcategoria de impacto (em MJ/FR)..... 107

Tabela 24 - Impactos da produção de eletricidade por diferentes tecnologias para a categoria AG (kg CO_{2eq}/FR) 109

Tabela 25 - Impactos em EAD do carvão presente no grid BR (massas em g 1,4-DB_{eq}, por FR) 112

Tabela 26 - Impactos em EAD referentes às linhas de transmissão no grid BR (massas em g 1,4-DB_{eq}, por FR) 112

Tabela 27 - Impactos em EAD dos sais retirados do tratamento (em g 1,4-DB_{eq}/FR)..... 113

Tabela 28 – Custos de instalação da unidade de reúso para os cinco cenários (R$) 115

Tabela 29 – Custos de operação da unidade de reúso para os cinco cenários por ano (R$) .. 116

Tabela 30 - Dados para custeio da unidade de osmose reversa 117

Tabela 31 - Custo da água por cenário 119

Tabela 32 - Normalização das variáveis ambiental-energética e econômica 121

Tabela 33 – Valores de DEI (Distância da Ecoeficiência Ideal) para os cenários analisados 123

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ACV	Avaliação de Ciclo de Vida
AG	Aquecimento Global
ANA	Agência Nacional de Águas
ANP	Agência Nacional do Petróleo
CA	Consumo de Água
CNI	Confederação Nacional da Indústria
CCV	Custo de Ciclo de Vida
COD	Carbono Orgânico Dissolvido
COT	Carbono Orgânico Total
DEP	Demanda de Energia Primária
DZL	Descarga Zero de Líquidos (*Zero Liquid Discharge*)
EAD	Ecotoxicidade de Água Doce
ECV	Relação Eco Custo – Valor (*Eco-cost – Value Ratio*)
EDR	Eletrodiálise Reversa
EDTA	Ácido Etilenodiamino Tetra-Acético
ETDI	Estação de Tratamento de Despejos Industriais
FR	Fluxo de Referência
ICV	Inventário de Ciclo de Vida
ISL	Índice de Saturação de Langelier
ISO	International Organization for Standardization
OR	Osmose Reversa
POA	Processos Oxidativos Avançados
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
UASB	*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente
WBCSD	*World Business Council for Sustainable Development* (Conselho Empresarial Mundial para o Desenvolvimento Sustentável)

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO **17**

2. OBJETIVOS **20**

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA **21**

3.1 Uso de água na indústria **21**

3.1.1 Uso de água na indústria de petróleo *25*

3.2 Descarga Zero de Líquidos **28**

3.2.1 Definição e princípios tecnológicos *28*

3.2.2 Técnicas de pré-tratamento *30*

3.2.2.1 Abrandamento por dessupersaturação e coprecipitação 30

3.2.2.2 Coagulação química 32

3.2.2.3 Eletrocoagulação 32

3.2.2.4 Resina de troca iônica 33

3.2.2.5 Nanofiltração 34

3.2.2.6 Adsorção 35

3.2.2.7 Processos oxidativos avançados (POA) 36

3.2.2.8 Pré-tratamentos biológicos 36

3.2.3 Tratamentos por membrana *38*

3.2.3.1 Osmose reversa (OR) 38

3.2.3.2 Eletrodiálise direta e reversa 40

3.2.3.3 Osmose direta 42

3.2.3.4 Destilação por membrana 44

3.2.4 Tratamentos térmicos *45*

3.2.4.1 Evaporador 45

3.2.4.2 Cristalizador 46

3.2.4.3 Lagoa de evaporação 48

3.3 Avaliação de Ciclo de Vida (ACV) 49

3.3.1 Definição e usos 49

3.3.2 Usos e aplicações 50

3.3.3 Metodologia 50

3.3.3.1 Definição de Objetivo e Escopo 51

3.3.3.2 Análise de Inventário 53

3.3.3.3 Avaliação de Impactos Ambientais 54

3.3.3.4 Interpretação 54

3.4 Ecoeficiência 55

3.4.1 Indicador BASF 56

3.4.2 Indicador EcoWater 60

3.4.3 Indicador TU Delft 61

3.5 Estudos que relacionam ecoeficência e DZL 64

4. MÉTODO DE TRABALHO 68

4.1 Caracterização do contexto 68

4.2 Revisão de literatura das alternativas tecnológicas voltadas para DZL 72

4.3 Seleção das tecnologias e especificação dos arranjos processuais 72

4.4 Modelagem dos cenários de análise 79

4.5 Aplicação da ACV para diagnóstico ambiental 81

4.6 Análise econômica 82

4.7 Análise de ecoeficiência 90

4.8 Análise de resultados e prospecção de soluções para melhoria do desempenho 91

5. MODELAGEM DO CICLO DE VIDA 92

5.1 Definição de objetivo e escopo 92

5.2 Inventário de Ciclo de Vida (ICV) 94

5.3 Cálculos em ACV 96

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO **99**

6.1 Balanço hídrico da refinaria e balanços de massa e energia no tratamento **99**

6.2 Avaliação de ciclo de vida do tratamento **104**

6.2.1 Demanda de Energia Primária (DEP) *106*

6.2.2 Aquecimento Global (AG) *108*

6.2.3 Consumo de água (CA) *109*

6.2.4 Ecotoxicidade de Água Doce (EAD) *111*

6.3 Análise econômica **114**

6.4 Análise de ecoeficiência **120**

7. CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS **125**

8. REFERÊNCIAS **127**

APÊNDICE A – INVENTÁRIOS DOS CENÁRIOS AVALIADOS **144**

APÊNDICE B – RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES DE OSMOSE REVERSA COM O SOFTWARE IMS DESIGN **153**

B.1 Resultados osmose reversa - Cenário S1 ..... **153**

B.2 Resultados osmose reversa - Cenário S2 ..... **158**

B.3 Resultados osmose reversa - Cenário S3 ..... **163**

B.4 Resultados osmose reversa - Cenário S4 ..... **168**

B.5 Resultados osmose reversa - Cenário S5 ..... **173**

APÊNDICE C – RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES REALIZADAS PARA O EVAPORADOR E O CRISTALIZADOR PELO SOFTWARE ASPEN PLUS **178**

C.1 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S1 ..... **179**

C.2 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S2 ..... **187**

C.3 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S3 ..... **195**

C.4 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S4 ..... **203**

C.5 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S5 ..... **211**

C.6 Dados das correntes de processo do cenário S1 ..... **219**

C.7 Dados das correntes de processo do cenário S2 220

C.8 Dados das correntes de processo do cenário S3 221

C.9 Dados das correntes de processo do cenário S4 222

C.10 Dados das correntes de processo do cenário S5 223

APÊNDICE D – MEMORIAL DE CÁLCULO DA PROJEÇÃO DOS EQUIPAMENTOS PARA ANÁLISE ECONÔMICA 224

D.1 Dimensionamento do bombeamento da água para a torre de resfriamento 224

D.2 Dimensionamento do evaporador 226

D.3 Dimensionamento do cristalizador 229

D.4 Dimensionamento do tanque para precipitação 229

D.5 Dimensionamento do trocador de calor 1 229

D.6 Dimensionamento do trocador de calor 2 229

1. INTRODUÇÃO

Ao longo das últimas cinco décadas o consumo de recursos naturais tem sido objeto de questionamentos frequentes, que ocorrem sob a motivação de prover – ou, na condição limite, garantir – meios para que as necessidades das gerações futuras possam ser supridas de forma equivalente ao que ocorre com a geração atual. Tais reflexões convergem, de maneira quase invariável, para a adoção de um modelo de desenvolvimento harmonizado com as capacidades da Biosfera de assimilar depleções de recursos e gerações de rejeitos que os sistemas antrópicos fatalmente lhe irão impor para sustentar as gerações que ainda virão.

Esse conceito foi apresentado no relatório Nosso Futuro Comum (*Our Common Future*), elaborado pela Comissão Mundial sobre o Meio Ambiente e o Desenvolvimento em 1987, e disseminado por intermédio de conferências (como a RIO-92 e suas sucessoras), protocolos (Montreal e Kyoto) e políticas de ação de âmbito coletivista (Objetivos de Desenvolvimento do Milênio, e mais recentemente, Objetivos de Desenvolvimento Sustentável) (RAKSHIT, 2015; SACHS, 2012).

Nesse contexto, a água tem uma posição de destaque entre as ações de desenvolvimento sustentável. Assegurar suas qualidade e disponibilidade para toda a sociedade moderna e suas atividades produtivas são temas recorrentes de pesquisa e de investimento há algumas décadas, sobretudo diante de um cenário de déficit de oferta como aquele que, pouco a pouco, vem se consolidando em muitos centros urbanos. Em um quadro de escassez de água, o setor industrial pode ser afetado de modo severo por conta da competição com outras práticas essenciais – como consumo humano, e irrigação –, na qual seus usos não costumam ser priorizados. Como resultado disso, a atividade industrial poderia ser suspensa, gerando prejuízos financeiros significativos para a comunidade local. Essa constatação é extensível até para a cadeia produtiva do petróleo, sendo esta responsável pelo suprimento de 35% da demanda global de energia em 2017 (IEA, 2018).

A forma atual de gestão de recursos hídricos baseia-se em duas grandes classes de ação: (i) custeio, traduzido na forma de impostos, de consumo de água e tratamento de esgoto; e (ii) concessão de outorgas de captação quando estudos de viabilidade ratificam tal condição. Ambas as medidas coordenam a retirada da água e a disposição de efluentes de, e para, o meio natural. No entanto, estas ações podem não ser suficientes para administrar situações adversas extremas ligadas à problemática hídrica, como aquelas que se criam durante longos períodos de estiagem.

Paralelamente a isso, avanços tecnológicos vêm ocorrendo para que a acessibilidade à água seja mais equitativa. Nesse campo, um conjunto de técnicas já consolidado, inclusive com eficácia comprovada, é o reúso de água. Em linhas amplas, as práticas de reúso promovem o reaproveitamento parcial, ou pleno, de efluentes ao submetê-los a tratamentos físicos, químicos ou biológicos. Essas intervenções conferem aos despejos líquidos qualidade suficiente para que possam substituir a água captada junto à hidrosfera em usos diversos (BARESEL et al., 2016).

As tecnologias mais frequentes de reúso de água são osmose reversa (OR), eletrodiálise reversa (EDR), cristalização evaporativa, micro, nano e ultrafiltração, peneiras moleculares, e os biorreatores, particularmente os do tipo a membrana (MBR) (HOLLOWAY et al., 2016; TONG; ELIMELECH, 2016). No caso particular em que há separação total entre água e soluto, atinge-se o regime de Descarga Zero de Líquidos (do inglês *Zero Liquid Discharge*, ou DZL). Essa forma de reúso evita, inclusive, o consumo de águas naturais, para outros usos que não a reposição de perdas por evaporação. Recursos materiais, energéticos, físicos, e até tecnológicos, dispendidos pelo regime de DZL poderiam, no entanto, torná-lo inacessível para certos arranjos processuais (OREN et al., 2010). Para lidar com esse problema, é fundamental que além de sua viabilidade técnica, sejam também verificados seus desempenhos ambiental, energético e econômico, todos eles, segundo uma abordagem sistêmica. A técnica de Avaliação de Ciclo de Vida (ACV) é capaz de conduzir avaliações dessa amplitude (BAJDUR et al., 2016; ZHANG et al., 2010), não apenas devido ao caráter quantitativo dos resultados que gera, mas também por sua capacidade para descrever as dimensões ambiental e social da Sustentabilidade, que são, por essência, abstratas (NORRIS, 2006).

A característica mais marcante da ACV reside em sua habilidade para quantificar efeitos das interações entre sistemas antrópicos e seu entorno, originadas ao longo do ciclo de vida de um produto, processo, ou serviço durante o exercício de certa função. Nesse contexto, o termo ciclo de vida pode ser entendido com o conjunto de operações que perfazem a vida do ‘objeto de estudo’, que compreende ações desde a extração dos recursos naturais que o compõem, até sua reintegração pelo ambiente, passando por seus ciclo de manufatura, e uso (ou operação) (ABNT, 2009). Portanto, os resultados gerados por uma ACV possibilitam identificar as etapas do ciclo de vida que causam impactos mais significativos sobre o ambiente.

A literatura técnica registra um número expressivo de estudos recentes em que aspectos tecnológicos e operacionais de ações de reúso de água são avaliadas sob a ótica do ciclo de vida (HOLLOWAY et al., 2016; OPHER; FRIEDLER, 2016; PINTILIE et al., 2016). Alguns desses autores transcendem inclusive esse limite ao verificar a efetividade de implantação de práticas

de reúso conjugando os vieses ambiental e energético entre si (HENDRICKSON et al., 2015; SCHOEN et al., 2017), e com a variável econômica (GARCÍA-MONTOYA et al., 2016; LU; DU; HUANG, 2017).

O conceito de ecoeficiência corrobora o mesmo enfoque, ao avaliar de forma individual, ou (mais comumente) coletiva, as variáveis ambiental, energética e econômica, no âmbito da produção de bens e serviços, ao longo do ciclo de vida (WBCSD, 2000). Diferentes lógicas foram criadas para avaliação de ecoeficiência tendo em conta condicionantes e específicidades típicas de cada domínio de aplicação. No entanto, não foram identificados por uma revisão de literatura conduzida especificamente para este fim, registros da aplicação deste conceito para a problemática de tratamento de efluentes e reúso de água em situações de regime de DZL. O estudo que mais se aproximou do tema foi produzido por Lam et al. (2017), em que os autores investigam a ecoeficiência de sistemas de reúso de água em sistemas domésticos. Gripp (2014) realizou esforço de pesquisa na mesma direção ao lidar com regime próximo ao de DZL em efluente de refinaria. Neste caso, porém, o autor – que considerou o ciclo de vida da água no processo –, optou por verificar de maneira estanque os eixos ambiental, econômico e energético e sem constituir indicador único, não realizando a rigor uma análise de ecoeficiência.

Assim sendo, um estudo de ecoeficiência de diferentes condições de tratamento de efluentes voltados para o reúso de água no setor industrial pode, em primeiro lugar, trazer contribuições relevantes no processo da escolha adequada de tecnologias desenvolvidas para este fim. Além disso, outro dividendo significativo seria apresentar métricas consistentes envolvendo diagnósticos ambiental-energético-econômico para embasar tomadas de decisão dentro da temática de gestão de recursos hídricos.

2. OBJETIVOS

O presente estudo se propõe a preencher, ainda que de maneira parcial, a lacuna descrita no capítulo anterior. Para tanto, foram estabelecidos como objetivos gerais da iniciativa:

(i) Formular um diagnóstico de ecoeficiência de um arranjo processual com diferentes pré-tratamentos baseados no regime Descarga Zero de Líquidos, que se prestem ao condicionamento de efluentes de refinaria de petróleo para seu reúso em processos internos à própria unidade; e

(ii) Estudar a viabilidade de ações que se proponham a melhorar o desempenho dos mesmos conjuntos, em termos econômicos e ambientais.

Como resultados complementares, mas nem por isso menos importantes, dessa pesquisa, espera-se ainda:

(i) Fornecer subsídios para que a dimensão ambiental possa ser incorporada às tecnologias de tratamento e reúso de água;

(ii) Difundir a aplicação do enfoque sistêmico em análises de desempenho de tecnologias, práticas, condutas e outros desenvolvimentos de caráter geral, que ocorram no âmbito do reúso de água; e,

(iii) Contribuir para a consolidação do Banco de Dados Brasileiro de apoio a estudos de ACV.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Uso de água na indústria

Por serem responsáveis pela transformação e processamento de matérias-primas usadas para o atendimento das mais diversas necessidades do ser humano, o setor industrial se constitui, invariavelmente, em grande consumidor de água. Isso porque, no contexto em questão, a água desempenha papel importante na preparação de matérias-primas, como fluido de transporte de matéria ou energia, como componente do produto final, ou mesmo, para efeito da simples limpeza de instalações em intervenções de manutenção, ou de troca de fabricação (MIERZWA; HESPANHOL, 2005).

Apesar de ser ‘apenas’ o terceiro segmento em consumo de água, e o quarto em retirada e retorno desse fluido para a natureza (Tabela 1), a gestão de recursos hídricos na indústria se torna necessária por conta: (i) do porte e dinamismo do setor, e (ii) da falta de uniformidade na distribuição da atividade industrial, com concentração elevada em determinados locais. Ambas as circunstâncias podem gerar focos de conflito pelo uso da água sobretudo em áreas de elevado adensamento populacional (ANA, 2017a).

Tabela 1 - Demandas de água por finalidade (retirada, consumo e retorno) no Brasil em 2016

Usos (em m^3/s)	Retirada	Consumo	Retorno
Irrigação	969	745	224
Abastecimento urbano	488	97,7	391
Indústria	192	105	87,4
Abastecimento rural	34,9	27,0	7,00
Mineração	32,9	8,90	24,4
Termelétrica	216	2,90	213
Uso animal	165	123	42,2

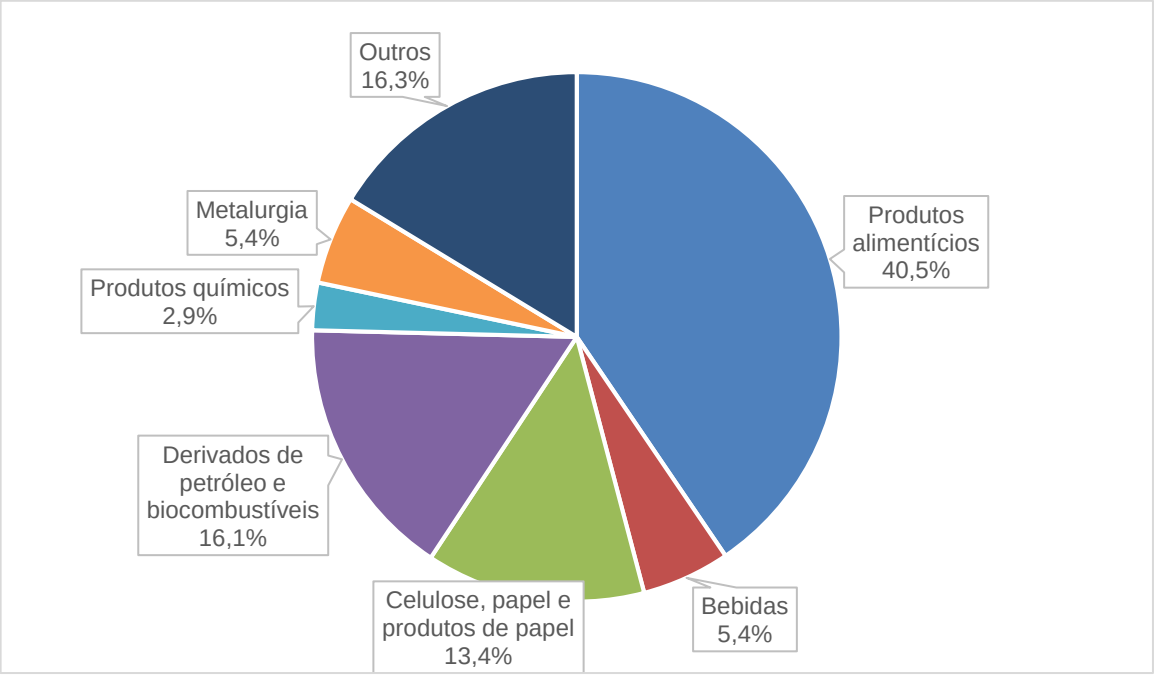
Fonte: ANA (2017a).

O maior consumidor de água na indústria é o ramo alimentício, a que se segue a produção de derivados do petróleo e biocombustíveis. As Figuras 1 e 2 ilustram a captação e o consumo de água dos principais setores industriais nesses quesitos.

A estratégia definida para se ter controle da retirada de água de corpos hídricos e, desta maneira, tentar evitar conflitos, foi estabelecer uma política de gerenciamento de recursos que

visasse não apenas a criação de métodos para racionalização do consumo de água, mas também, de conscientização da população de que o bem é um recurso que será reposto pela natureza em velocidade muito inferior àquela com que o homem a retira da Biosfera ou devolve sob a forma de efluentes (MIERZWA; HESPANHOL, 2005). A gestão dos recursos hídricos no Brasil sofreu grandes alterações a partir da promulgação da Lei das Águas (Lei Nº 9.433, de 8 de janeiro de 1997), que entre outros aspectos, institutiu a água como um recurso natural limitado e dotado de valor econômico (MIERZWA; HESPANHOL, 2005).

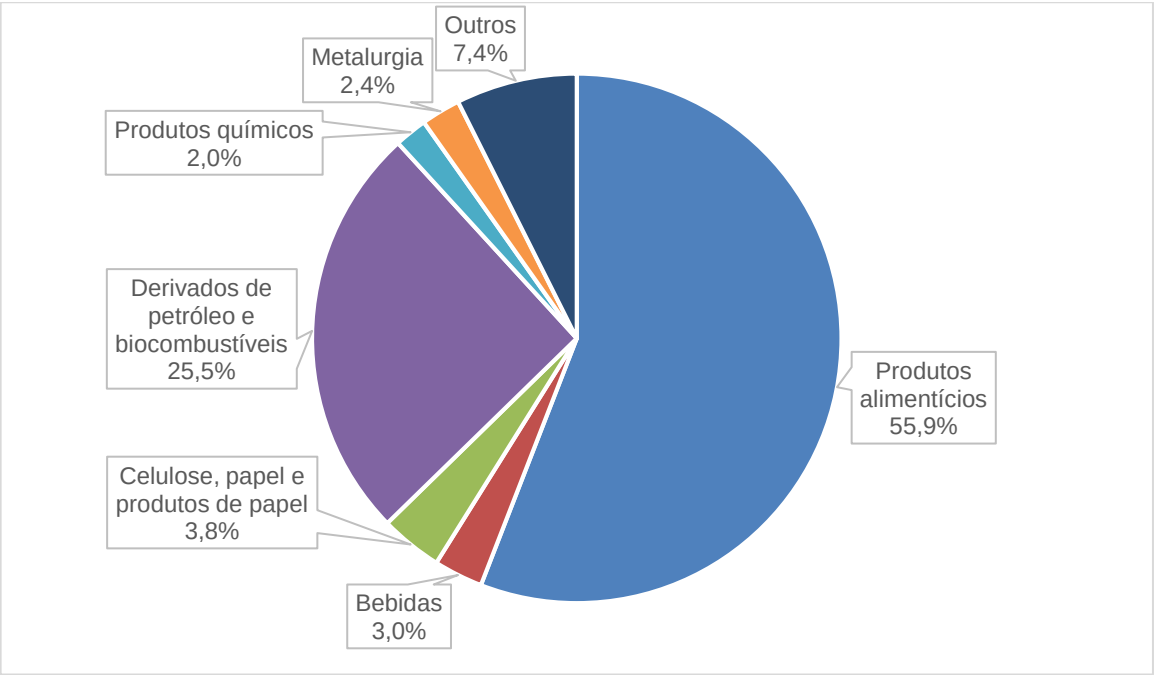
Figura 1 - Proporção das vazões de retirada de água por setor industrial



Fonte: ANA (2017a).

Portanto, o método de gestão adotado no país visa melhorar o acesso e a distribuição de água por meio de instrumentos legais existentes, ou que sejam criados para este fim. Sob esta ótica, a água tem seu acesso regulado por órgãos governamentais – sendo o mais expressivo e atuante deles a Agência Nacional de Águas –, e por seus correspondentes em nível estadual. Algumas das medidas que estão a cargo dessas instituições são: (i) a outorga para o uso da água de uma bacia hidrográfica, e (ii) as fiscalizações, cobranças e monitoramentos da qualidade da água extraída do corpo hídrico ou do efluente lançado (ANA, 2017b).

Figura 2 - Proporção das vazões de consumo de água por setor industrial



Fonte: ANA (2017a).

No entanto, fazer uso somente desses mecanismos não proporciona um controle total do consumo de água e do grau de poluição da coleção hídrica, sobretudo em função da quantidade de indústrias, e das características (ou talvez, da complexidade) dos contaminantes que com ela são lançados (MIERZWA, 2002). A Figura 3 descreve princípios básicos para o gerenciamento de consumo de água e tratamento de efluentes, formulados a partir do conceito de prevenção da poluição (MIERZWA, 2002). Observando em mais detalhes esse esquema é possível perceber que o primeiro, e principal, nível de atuação compreende ações de 'Prevenção e Redução' que remetem imediatamente à conservação de água na indústria (POMBO, 2011). Após esgotar as medidas nesse âmbito, passa-se então ao segundo nível de intervenção, que inscreve as atividades de reúso de água. Em termos conceituais, apenas essas duas classes de atuação podem ser consideradas medidas proativas. Já o terceiro e o quarto estágios, de Tratamento e Disposição, respectivamente, acumulam ações de caráter reativo, que se ocupam apenas de reduzir – ou, na melhor das hipóteses, minimizar –, efeitos adversos das práticas sobretudo de lançamento de despejos líquidos. O sentido de orientação do diagrama também sugere o grau de intensidade com que os níveis de ação devem ser conduzidos; assim sendo, aquelas voltadas à prevenção têm prioridade sobre as que se fundamentam no controle.

Figura 3 - Princípios básicos relacionados à prevenção da poluição.

Fonte: Mierzwa (2002).

Diversas pesquisas buscaram contribuir para melhoria de desempenho dos níveis de intervenção descritos acima, implementando desde o consumo racional da água dentro de uma unidade industrial (detecção e reparo de vazamentos, melhorias operacionais), até a proposição de tecnologias e prodecimentos para minimização do despejo de efluentes, as quais incluem a possibilidade de reúso (MATSUMURA; MIERZWA, 2008). Nesse campo, o desenvolvimento realizado por Takama et al. (1980), que introduziu a programação matemática como abordagem conceitual no gerenciamento de recursos hídricos pode ser considerado um marco. Aliás, depois desse movimento inicial, o uso das ferramentas matemáticas cresceu de maneira expressiva, se consolidando como procedimento recorrente em pesquisas para otimização de uso de água em sistemas industriais (FAN et al., 2018).

A Teoria de *Pinch-point* foi outro ramo de investigação a se desenvolver por conta, mas não apenas, da mesma problemática. A Teoria *Pinch-point* foi desenvolvida por El-Halwagi e Manousiouthakis (1989) especificamente para redes de transferência de massa; no entanto, o conceito se disseminou rapidamente por outras áreas do conhecimento. Assim, Wang e Smith (1994) aplicaram a mesma ideia para minimizar a geração de efluentes. Logo depois Dhole et al. (1996) popularizaram sua aplicação com o nome de *Water Pinch* (BAGAJEWICZ, 2000).

Apesar de as áreas de tratamento e regeneração de água terem avançado bastante em termos de pesquisa, outros enfoques igualmente importantes para o mesmo contexto necessitam ser ainda

consolidados. São esses os casos do *retrofitting* (modernização) desses processos, e do aprimoramento de sistemas com descarga zero (FAN et al., 2018).

No que se refere ao reúso de água, Mierzwa (2002) descreve duas maneiras diferentes de tratamento: (i) reúso direto de efluentes, também conhecido como reúso em cascata, e (ii) reúso de efluentes tratados. Tal como sinalizado antes, o reúso em cascata consiste do uso direto de um efluente, portanto, sem que este seja submetido a qualquer intervenção, para suprimento de certa necessidade. Neste caso, é mandatório assegurar que a qualidade do efluente em questão (em particular, as concentrações de poluentes) encontrem-se em níveis suficientes para atender a demanda sem prejuizo das funções a que se destinam. Esse tipo de reúso é o mais efetivo na minimização do volume total dos efluentes de determinada unidade processo.

O reúso de efluentes tratados pode ainda ser subdividido em: (i) reúso direto e (ii) reúso indireto. Em linhas gerais, o efluente que deixa a estação de tratamento pode ser encaminhado diretamente ao 'novo uso', ou seguir para uma (ou mais) etapas de descontaminação, com o intuito de remover componentes que inviabilize seu reúso para um fim específico e/ou mais seletivo (POMBO, 2011).

3.1.1 Uso de água na indústria de petróleo

Diepolder (1992) situou a faixa entre 0,7 e 1,2 m^3 água/m^3 petróleo como limite para o consumo médio dessa utilidade em refinarias de petróleo. Após realizar estimativas de mesma natureza para a realidade brasileira atual, Amorim (2005) e depois, Pombo (2011), chegaram a 0,9 m^3 água/m^3 petróleo processado. De acordo com registros da ANP (2018), as refinarias do país processaram em média, 1.741.140 barris/dia de carga de petróleo, condensado e resíduos, ao longo de 2018, o que projeta um consumo da ordem de 250.000 m^3 água/dia para o período.

Há um consenso entre os estudos que se debruçam sobre consumo de água em refinarias de que as principais demandas daquele processo se dão a partir da reposição de perdas ocorridas na torre de resfriamento, e da geração de vapor nas caldeiras. No entanto, os autores divergem quanto às proporções em que esses dispêndios ocorrem (Tabela 2).

A torre de resfriamento é projetada para reduzir a temperatura da água que recebe calor de correntes quentes de processo, como muitas das que são originadas ao longo do processo de refino. A água quente é introduzida na torre de forma a ter contato direto com ar atmosférico para que seja resfriada. Essa ação provoca a vaporização de parte do fluido, demandando assim, uma reposição. Além da evaporação, a torre de resfriamento causa perda de água por arraste

(ao ser carreada pelo fluxo de ar), e drenagem (purga), que é necessária para desconcentração do fluido que circula pelo equipamento. A corrente que repõe o total acumulado desses dispêndios recebe o nome genérico de *make-up* (MACHADO, 2008; POMBO, 2011).

Tabela 2 - Proporção de consumos de água em refinarias – valores relativos (%)

Fonte	Torre de resfriamento	Caldeira	Sistema de incêndio	Consumo potável/ serviço	Processos de refino	Limpeza	Preparo de produtos químicos
AMORIM (2005) (Petrobras)	46	26	9,0	19	-	-	-
AMORIM (2005) (USDE)	48	20	11	11	10	-	-
POMBO (2011)	60 – 70	20 – 30	9,0		-	-	-
NOGUEIRA (2007)	49	32	13	1,5	4,3	-	-
GRIPP (2014)	50	30	2,0	-	-	9,0	9,0

As caldeiras cumprem papel fundamental em uma refinaria de petróleo. O equipamento transforma água em fase líquida em vapor que será utilizado principalmente para a geração de energia (elétrica via movimentação de turbinas) e aquecimento de correntes (SERRA, 2006).

A Tabela 3 descreve padrões de qualidade que devem ser atendidos para os usos de água em torre de resfriamento e caldeiras. Nota-se que essa última aplicação é mais restritiva quanto ao teor de sais e outros compostos presentes no efluente tratado. A elevada demanda e a baixa exigência de tratamento fazem da torre de resfriamento um dos destinos naturais do efluente tratado no âmbito da implementação de um programa de reúso na indútria. Os padrões exigidos para esse tipo de uso englobam também aqueles necessários para lavagem de equipamentos e piso. Já o reúso na produção de vapor costuma ser observado por fases mais avançadas desses programas por envolver sistemas sofisticados de tratamento e, portanto, maiores investimentos (CNI, 2017).

Tabela 3 - Padrão de qualidade da água para reposição em sistemas de resfriamento e geração de vapor

Parâmetro	Água de resfriamento	Pressão do Vapor gerado		
		P < 10 bar	10 < P (bar) < 50	P > 50 bar
Cloretos	500	(*)	(*)	(*)
Sólidos totais dissolvidos	500	700	500	200
Dureza	650	350	1,00	0,07
Alcalinidade	350	350	100	40,0
pH	6,90 – 9,00	7,00 – 10,0	8,20 – 10,0	8,20 – 9,00
DQO	75,0	5,00	5,00	1,00
Sólidos em suspensão totais	100	10,0	5,00	0,50
Turbidez	50,0	–	–	–
DBO	25,0	–	–	–
Material orgânico (**)	1,00	1,00	1,00	0,50
NH_4-N	1,00	0,10	0,10	0,10
PO_4	4,00	–	–	–
SiO_2	50,0	30,0	10,0	0,70
Al	0,10	5,00	0,10	0,01
Fe	0,50	–	–	–
Mn	0,50	–	–	–
Ca	50,0	(*)	0,40	0,01
Mg	0,40	(*)	0,25	0,01
HCO_3	24,0	170	120	48,0
SO_4	200	(*)	(*)	(*)
Cu	–	0,50	0,05	0,05
Zn	–	*	0,01	0,01
Substâncias extraídas de CCl_4	–	1,00	1,00	0,50
H_2S	–	(*)	(*)	(*)
Oxigênio dissolvido	–	2,50	0,007	0,0007

Obs.: limites expressos em mg/L, com exceção do pH e da Turbidez (apresentada em UT).

(*) Aceito na concentração em que for recebido, caso outros valores limites tenham sido atendidos.

(**) Substâncias ativas ao azul de metileno.

Fonte: Crook (1996)

3.2 Descarga Zero de Líquidos

3.2.1 Definição e princípios tecnológicos

O regime de Descarga Zero de Líquidos (DZL) é uma condição em que o efluente será tratado até ocorrer a completa separação entre água e poluentes. O uso dessa estratégia proporciona dois benefícios principais: (i) maximização da eficiência do potencial reúso da água tratada; e, como uma decorrência desse aspecto, (ii) eliminação de despejos originários desses tratamentos (TONG; ELIMELECH, 2016). Porém, os arranjos processuais voltados para DZL mostram ter limitações que vêm sendo estudadas. Uma delas é a demanda por grandes quantidades de energia térmica, dado que em concentrações salinas elevadas (> 70.000 mg/L), a remoção de água pode ser feita apenas por evaporação (SHAFFER et al., 2013). Essa condição limita a aplicação de DZL a situações específicas, em que esse obstáculo pode de fato ser removido (OREN et al., 2010). Além disso, o descarte do sal extraído em processos de DZL ocorre em geral em aterros sanitários, procedimento que traz associados riscos de poluição de aquíferos subterrâneos dado o chorume gerado nestes locais (YOUNOS, 2005). O uso de energia solar sobre lagoas de evaporação (NAKOA et al., 2016) vem se mostrando uma alternativa viável para contornar o problema de alto consumo de energia. Quanto a destinação do sal, a possibilidades são menos consolidadas; em alguns casos há a alternativa do material ser revalorizado, servindo de insumo para produção de compostos químicos, ração animal e até mesmo, para geração de energia (GIWA et al., 2017).

A Figura 4 relaciona motivações e benefícios de aplicação do regime de DZL. Contam a seu favor os ganhos da não-disposição de efluente mais concentrado em corpo hídrico. Situações de escassez de água podem também incentivar a busca pelo descarte nulo de águas residuárias e estimular regimes de circuito fechado. Além disso, a necessidade de elaboração de políticas ambientais pode também servir de motivador para implantação dessa lógica (TONG; ELIMELECH, 2016).

Entre os benefícios obtidos do regime de DZL podem ser listados: (i) conformidade com a filosofia da legislação ambiental vigente no Brasil, que coloca restrições quanto ao lançamento de efluentes em corpos hídricos, reunidas, por exemplo, nas resoluções CONAMA 357 (BRASIL, 2005) e 430 (BRASIL, 2011); (ii) redução dos custos associados à destinação final dos efluentes concentrados, (iii) aumento da disponibilidade hídrica para outras funções e, de modo geral, (iv) proteção do corpo hídrico e o ambiente em seu entorno.

Figura 4 - Motivações e benefícios do regime de DZL

Fonte: adaptado de Tong e Elimelech (2016).

A seleção de tecnologias que irão compor um regime de DZL está condicionada à natureza dos despejos líquidos; assim, especificidades como volume a ser tratado, e concentração iônica devem ser observadas nesse caso. Em um primeiro momento, os métodos que fazem uso de energia térmica (evaporação, cristalização e lagoas de evaporação), foram bastante utilizados para este fim. Porém, a (elevada) demanda térmica requerida por processos de evaporação e cristalização mostrou rapidamente ser um obstáculo quase que intransponível para demandas expressivas de efluente a tratar. Por outro lado, a obtenção de altas eficiências nas lagoas de evaporação predispõe haver condições climáticas favoráveis.

Dentre as opções mais econômicas, destacam-se os chamados tratamentos híbridos, que associam o uso de membranas e evaporação (TILLBERG, 2004). A combinação de tecnologias de membranas e evaporativas permite diminuir o consumo energético, ao mesmo tempo em que favorece a obtenção de melhores níveis de separação água-concentrado que os alcançados nos tratamentos que dispõem apenas de membranas (SUK; MATSUURA, 2006).

Dentro do segmento de membranas, são usuais a osmose reversa (OR) e a eletrodiálise reversa (EDR). Essas tecnologias costumam ser alocadas a montante dos sistemas evaporativos, e trazem por vantagens: (i) elevado grau de seletividade, (ii) baixo consumo de energia em comparação com os métodos evaporativos, (iii) custos moderados de implantação e de operação, além de (iv) aspectos construivos favoráveis como modularidade e compactação, que se revertem na utilização racional do espaço (SUK; MATSUURA, 2006). No entanto, seu funcionamento pode ser prejudicado por especificidades inerentes ao efluente, como altas pressão osmótica, temperatura e viscosidade, além da presença de sólidos em suspensão (KUCERA-GIENGER; RAY, 1988). Como alternativas a OR e EDR, podem ser ainda empregadas a osmose direta (*forward osmosis*), e a destilação por membranas.

Para melhorar o desempenho das tecnologias de membranas em sistemas com DZL faz-se essencial uma etapa de pré-tratamento. As operações que ocorrem nesse estágio visam prevenir incrustação de matéria orgânica e inorgânica nas membranas, fenômeno que pode trazer como consequências a necessidade de limpeza constante do meio de separação, ou mesmo, e em alguns casos, sua substituição (SEMBLANTE et al., 2018). As técnicas de pré-tratamento dependem, logicamente, das características do efluente (tipo de contaminante a ser retirado e vazão dos despejos), e dos custos (implentação e operação) do sistema. Integram essa classe de métodos: precipitação química, troca iônica, nanofiltração, entre outras.

3.2.2 Técnicas de pré-tratamento

3.2.2.1 Abrandamento por dessupersaturação e coprecipitação

A incrustação de sais de baixa solubilidade envolve a formação de sais como os sulfatos de cálcio ($CaSO_4$) e bário ($BaSO_4$) e carbonato de cálcio ($CaCO_3$). O fenômeno ocorre quando seus íons precursores (Ba^{2+}, Ca^{2+}, SO_4^{2-}, CO_3^{2-} e outros) atingem concentrações superiores às dos limites de solubilidade desses sais no concentrado da membrana (RAHARDIANTO et al., 2007).

Uma opção comumente usada para contornar esse problema consiste da adição de anti-incrustantes na corrente de líquido a ser tratada. No entanto, essa ação traz consigo aspectos adversos como custo adicional ao processo, risco de incrustação biológica (*biofouling*) no caso de dosagens elevadas, além de apresentar perigo para o entorno dada a toxicidade desses agentes (BREMERE et al., 1998; RAHARDIANTO et al., 2007; VROUWENVELDER et al., 2000).

Os efeitos adversos acarretados pelos anti-incrustantes, motivaram o desenvolvimento de alternativas capazes de reduzir o risco de depósito de sais pouco solúveis. O conjunto formado por elas é chamado de abrandamento (*softnening*), que contempla a adição de produtos químicos para alterar o estado físico dos sólidos suspensos e dissolvidos e possibilitar sua remoção via sedimentação (MOREIRA, 2017). Uma técnica de abrandamento que se mostra eficiente é denominada de dessupersaturação por adição de sementes do sal precipitante (*seeded precipitation softening*). A técnica se destina a retirar sais que se encontram em estágio de supersaturação, característica que, geralmente, se apresenta em correntes de concentrado das unidades de osmose reversa. No entanto, a dessupersaturação pode também ser usada como pré-tratamento da RO (RAHARDIANTO et al., 2007; YANG et al., 2008), a fim de melhorar

a remoção de água naquele processo. A técnica costuma ser bem sucedida para a precipitação de sais pouco solúveis, como o $BaSO_4$, cuja zona metaestável de supersaturação é relativamente larga, variando em até 27 vezes com relação ao limite da constante do produto de solubilidade (k_{PS}) a 5°C, de $k_{PS} = 7{,}0 \times 10^{-11}$ $(mol/L)^2$ (MULLIN, 1997; BOERLAGE et al., 1999).

O fenômeno envolvendo a dessupersaturação por adição de sementes do sal precipitante tem como base o provimento de uma superfície preferencial para a nucleação e crescimento dos cristais do sal supersaturado, o que acelera a cinética da precipitação (RAHARDIANTO et al., 2007). A força motriz desse processo é o grau de supersaturação da solução (BREMERE et al., 1998), que é influenciada por fatores relativos às condições das sementes, como área superficial (geralmente regulada pela quantidade de sementes em solução) e reatividade (dependente dos sítios ativos e da rugosidade atômica da superfície do cristal) (BREMERE et al., 1999). Durante o tratamento pode, por outro lado, ocorrer o envenenamento das sementes por outros compostos presentes na água, casos de íons inorgânicos e matérias biológica e orgânica (BREMERE et al., 1998). Ao aderirem à superfície da semente, essas substâncias reduzem a área disponível para adesão do sal de interesse.

Outra técnica de abrandamento utilizada para pré-tratamento do efluente que alimenta a osmose leva em conta a solubilidade de determinados sais de potencial incrustante, como $CaCO_3$, $Mg(OH)_2$ e sílica, que são fortemente dependentes do pH do meio. Essa característica representa o motivo principal para o uso de coprecipitação na remoção de tais componentes. A técnica consiste da adição de sais que aumentam o pH do meio em intensidade suficiente para que os compostos incrustantes precipitem, sendo retirados da solução por sedimentação. O processo pode também ser acelerado pela adição de sementes de sais que dão caráter básico à solução e possuem sítios ativos para nucleação heterogênea e crescimento (RAHARDIANTO et al., 2007). Um exemplo dessa ação combinada é a adição de cristais de $CaCO_3$, que não apenas remove íons H^+ do meio, como fazem com que íons como Ba^{2+}, Sr^{2+}, Fe^{2+}, Mn^{2+} ou Cd^{2+} sejam retirados por incorporação às sementes do carbonato. A separação por ocorrer por fenômenos como adsorção, absorção ou mesmo, por substituição isomórfica (ASTILLEROS et al., 2006).

As técnicas de precipitação têm custos associados ao consumo de produtos e disposição final do precipitado. Um estudo elaborado por Eastern Municipal Water District e Carollo Engineers (2008) observou que o tratamento de 4.546 m^3/dia de concentrado de osmose reversa contendo $[Ca^{2+}]$ = 330 mg/L e $[Mg^{2+}]$ = 280 mg/L, pela adição de $Ca(OH)_2$ resultou em custo de US$ 0,60/m^3 C. Esse valor pode ser mais elevado devido aos produtos químicos usados.

Segundo Semblante el al. (2018) os custos médios específicos de NaOH podem chegar a US$ 400,00/t, enquanto para Na_2CO_3 estes serão de US$ 250,00/t, e para $Ca(OH)_2$ de não mais do que US$ 150,00/t. No entanto, os autores advertem ainda que caso o precipitado seja caracterizado como produto perigoso, seu manuseio e disposição final devem aportar desembolsos adicionais para o tratamento.

3.2.2.2 Coagulação química

A coagulação química é um processo de tratamento tradicional a partir do qual agentes coagulantes (normalmente alumínio ou sais de ferro) são adicionados ao meio com o propósito de desestabilizar colóides e promover a formação de flocos. Assim, torna-se possível remover compostos orgânicos, sílica e fósforo. A aplicação da coagulação como forma de pré-tratamento em regimes de DZL não foi estudada a fundo, muito embora haja estudos envolvendo remoção de poluentes em salmouras de efluentes domésticos (SEMBLANTE et al., 2018). A técnica pode, porém, alterar a qualidade da salmoura. Ao realizarem uma comparação entre cloreto de polialumínio (PACl) com cloreto de ferro (III) ($FeCl_3$) para o tratamento de uma salmoura de indústria de papel, Ordóñez et al. (2012) verificaram que o coagulante de ferro causou uma coloração ocre escuro ao efluente. Além disso, ao ser adicionado, o PACl aumentou a condutividade da salmoura. Essa questão foi, no entanto, contornada com a adição de grandes quantidades do coagulante (entre 2,0 a 3,0 g/L).

A remoção de sílica pode ser prejudicada quando o meio reacional for ácido, ou mesmo, neutro (ZHOU et al., 2015). Por conta dessa limitação, e conjuntamente com a impossibilidade de tratar salmouras muito concentradas, recomenda-se que a coagulação como pré-tratamento de regimes de Descarga Zero seja combinada com alguma outra técnica, como precipitação química (ORDÓÑEZ et al., 2012; SEMBLANTE et al., 2018). O custo deste tipo de tratamento para efluentes industriais foi avaliado entre US$ 0,09 – 0,12/m^3, sendo que a maior parte dos gastos se dá com a compra de produtos químicos (SEMBLANTE et al., 2018).

3.2.2.3 Eletrocoagulação

A eletrocoagulação utiliza uma célula eletrolítica para geração de componentes coagulantes *in-situ*. Nesse caso, a aplicação de uma corrente elétrica libera cátions polivalentes do ânodo de sacrifício, ao mesmo tempo que gás hidrogênio e íons hidróxido são produzidos

no cátodo. Os cátions reagem com íons hidróxido para formar um precipitado insolúvel que é responsável pelo processo de coagulação (HAKIZIMANA et al., 2017).

O processo apresenta vantagens se comparado a coagulação química como: (i) menor produção de lama (resíduo gerado pelo tratamento); e (ii) eliminação dos aditivos químicos para tratamento, do que resultam menores impactos ambientais derivados do consumo de matérias-primas e disposição final de resíduos. Por outro lado, são necessárias a reposição periódica do ânodo, e a passivação dos cátodos; além disso há falta de informações acerca dos mecanismos que regem a remoção dos poluentes (SEMBLANTE et al., 2018).

De qualquer forma, os estudos já realizados indicam que a remoção de sais é eficiente em qualquer nível de acidez do meio. Além disso, a eletrocoagulação mostra bons resultados quanto à remoção de material orgânico e sílica, chegando a ser mais efetiva do que o tratamento por adição de $Ca(OH)_2$ e NaOH (SUBRAMANI et al., 2012). As análises técnico-econômicas apresentaram melhor custo-benefício da eletrocoagulação com relação à oxidação biológica, filtração por areia, microfiltração, ultrafiltração, tratamento por raios UV e ozonização. Tendo em conta custos de infraestrutura e operação do equipamento, sistemas de eletrocoagulação em escala piloto chegaram a dispender US$ 0,27/m^3 (LIN et al., 2005).

Aparentemente, os próximos passos em termos de desenvolvimento da eletrocoagulação devem seguir pelo melhor detalhamento do mecanismo de remoção de poluentes. Concluído esse passo, seria então possível otimizar o processo, viabilizando sua aplicação para escalas econômicas (SEMBLANTE et al., 2018).

3.2.2.4 Resina de troca iônica

A troca iônica é uma técnica na qual íons presentes em uma matriz fixa (por exemplo, uma resina) são substituídos em proporções estequiométricas por íons em solução. Neste caso, os íons responsáveis por depósitos e incrustações ficam retidos na membrana, enquanto os que são liberados pela resina saem com o efluente (MILLAR; COUPERTHWAITE; MOODLIAR, 2016). A eficiência dessa técnica costuma ser elevada. Um exemplo disso está registrado no estudo de Apell e Boyer (2010) que obtiveram crescimento na taxa de recuperação de água em osmose reversa de 35% para cerca de 90% ao usarem resinas de troca iônica no pré-tratamento. A eficiência do processo de troca de íons depende do tipo de resina; no entanto, este pode lidar com concentrações de até 2,0 g/L de dureza do efluente, bem como, de até 30 g/L de sólidos dissolvidos totais (SDT) (MILLAR; COUPERTHWAITE; MOODLIAR, 2016).

As resinas de troca iônica são divididas em quatro categorias: (i) cátion de ácido forte (com grupos funcionais ácido sulfônicos), (ii) ânion de base forte (aminas terciárias), (iii) cátion de ácido fraco (ácidos carboxílicos) e (iv) ânion de base fraca (aminas quaternárias). O poder de troca dos cátions de ácido fraco é maior do que os de ácido forte, enquanto que os de ânions de base forte têm maior capacidade de substituição que seus homólogos derivados de base fraca (MILLAR; COUPERTHWAITE; MOODLIAR, 2016).

Outras vantagens dessa técnica estão nos custos relativamente baixos (para operação da tecnologia, o valor varia entre US$ 0,08 – 0,21/m^3) e na reduzida produção de lodo (MILLAR; COUPERTHWAITE; MOODLIAR, 2016). Uma característica que pode prejudicar a eficiência da troca iônica reside na competitividade entre os íons presentes em solução. Pérez-González et al. (2015) detectaram que a membrana usada em seu estudo tinha maior afinidade por NO_3^- do que por SO_4^{2-}, uma condição que não era conveniente para o tratamento a ser realizado, por conta de o sulfato ser mais prejudicial que o nitrato em termos de incrustação. Já Acevedo, Gardea-Torresdey e Tarquin (2010) notaram formação e adsorção de $Ca(OH)_2$ e $Mg(OH)_2$ na resina no processo de retirada de sílica, um fato ao qual imputaram a redução do rendimento do processo de 73% para apenas 6,0%.

Uma vez que haja saturação da resina, deve-se proceder à sua regeneração; em geral, isso ocorre a partir da adição de ácidos ou bases, que representam o maior custo na operação do tratamento. No caso das resinas catiônicas, são usadas soluções de 5,0%$_{m/m}$ de ácido clorídrico ou sulfúrico (MILLAR; COUPERTHWAITE; MOODLIAR, 2016), ao passo que, para outras, aplicam-se soluções de hidróxido de sódio (GHASEMIPANAH, 2013). O efluente gerado na regeneração, que via de regra contém elevado teor de sólidos dissolvidos, deve ser posteriormente tratado e descartado (GHASEMIPANAH, 2013).

3.2.2.5 Nanofiltração

Membranas de nanofiltração possuem especificidades como desempenho e tamanho de poro que a situam entre ultrafiltração e membrana de RO para efeito de classificação de técnicas de tratamento de efluentes. O processo tem por características principais a alta retenção de íons polivalentes e uma rejeição abaixo da média para íons monovalentes e compostos orgânicos de pequena dimensão (cadeias curtas). Além disso, é capaz de tratar fluxos maiores que a osmose reversa. Na comparação com esta técnica, a nanofiltração mostra maior tempo de vida de membrana, e menor consumo energético. Essas propriedades a credenciam como uma

alternativa bastante frequente de pré-tratamento para sistemas de dessalinização operados tanto por membranas, como pela via térmica (SEMBLANTE et al., 2018; ZHOU et al., 2015).

A nanofiltração foi aplicada com sucesso no pré-tratamento de efluentes que seguiram depois para eletrodiálise, atingindo taxas de remoção da ordem de 99% para SO_4^{2-} (LIU et al., 2016), e para osmose reversa, sendo neste caso conjugada com precipitação química mais uma vez para remoção de íons sulfato (ALMASRI; MAHMOUD; ABDEL-WAHAB, 2015).

O sistema de nanofiltração terá melhor custo-benefício quanto maior for a recuperação de água dado ser possível obter maiores volumes de água com um mesmo consumo energético (SEMBLANTE et al., 2018). Liikanen et al. (2006) chegaram a obter custos de € 0,11/m^3 neste caso, sendo que a maior parcela desse total correspondeu à atividades de operação e manutenção do equipamento. Além de custos envolvendo troca de membranas e consumo de energia, outros dispêndios que podem também ser significativos estão relacionados à limpeza do equipamento e ao recurso humano necessário para operar a nanofiltração (LIIKANEN et al., 2006).

As limitações que a nanofiltração apresenta atualmente remetem à falta de informações-chave para desenvolvimento da tecnologia. Há poucos dados com relação ao comportamento de incrustações de procedência orgânica em filtração de salmouras. Além disso, não estão bem esclarecidos os tipos de impactos que a nanofiltração pode trazer ao tratamento como um todo, nem a magnitude dos riscos de incrustação sobre os estágios colocados à jusante da membrana. Por fim, mas nem por isso, com menor importância, os resultados de desempenho obtidos para a nanofiltração são válidos para escala laboratorial, havendo, portanto, necessidade de estudos mais detalhados de *scale-up* para verificar a viabilidade dessa tecnologia como processo de pré-tratamento em Descarga Zero de Líquidos (SEMBLANTE et al., 2018).

3.2.2.6 Adsorção

A adsorção consiste de um processo de transferência de massa que envolve o acúmulo de substâncias na interface de duas fases, que podem ser líquido-líquido, gás-líquido, gás-sólido ou líquido-sólido (DE GISI et al., 2016). Como técnica de tratamento de efluentes, ela é usada com certa frequência para remoção de compostos orgânicos, metais pesados, nutrientes e outros contaminantes da água servida (SEMBLANTE et al., 2018). Para isso, a adsorção se vale de materiais como carvão ativado (em pó, ou na forma granulada) de elevado grau de porosidade e área superficial (SEMBLANTE et al., 2018). Tal como ocorre com as resinas de troca iônica, o carvão também deve ser regenerado após a saturação.

Estudos envolvendo remoção de compostos orgânicos no tratamento de salmouras estão ainda em escala de laboratório. Os resultados obtidos são, porém, promissores, atingindo mais de 90% de remoção de COD nos concentrados de OR de efluentes municipais (DIALYNAS; MANTZAVINOS; DIAMADOPOULOS, 2008). Outro ramo de pesquisa na área é a busca por adsorventes alternativos, como é o caso do *biochar*, espécie de carvão vegetal com desempenho próximo ao carvão ativado granulado, mas de menor custo (LIN; JIANG; XU, 2017).

Apesar de ser indicado para remoção de compostos orgânicos em salmouras, o êxito da adsorção é dependente de fatores como: (i) composição e concentração de sais inorgânicos, pois a dureza do efluente torna-se um empecilho ao processo; (ii) tipo e carga elétrica na superfície do adsorvente; e (iii) interações soluto-adsorvente, dado que a força iônica da solução contribui positivamente na neutralização da superfície do adsorvente, diminuindo seu grau de repulsão para com os compostos carregados (SEMBLANTE et al., 2018).

3.2.2.7 Processos oxidativos avançados (POA)

Os processos oxidativos avançados são usados como alternativa de pré-tratamento para Descarga Zero de Líquidos também na remoção de compostos orgânicos. Isso porque seu mecanismo de ação consiste em usar radicais hidroxila (•OH) para quebra de matéria orgânica em compostos menores por meio de geração *in situ* com ozonização, raios UV/H_2O_2 ou mesmo, fotocatálise (SEMBLANTE et al., 2018).

A ação dos POAs inclui também remoção de micropoluentes (antibióticos, analgésicos e betabloqueadores); esta pode, porém ser limitada em função das taxas de matéria orgânica dissolvida, e da alcalinidade do meio. Benner et al. (2008) ozonizaram uma solução salina com elevado teor de carbono orgânico dissolvido (46 mg/L). Os autores imputaram a baixa eficiência obtida pelo processo à competição estabelecida entre o carbono e a matéria orgânica natural pelo ozônio e os radicais hidroxila. Outra limitação que envolve os POA é o custo elevado dos equipamentos e da energia dispendida para produção dos compostos oxidantes, cujos valores podiam chegar no passado a até € 3,75 / kg O_3 produzido (HUYSMANS et al., 2001).

3.2.2.8 Pré-tratamentos biológicos

No que se refere ao pré-tratamento por meios biológicos, destacam-se sistemas de lodo ativado, carvão biológico ativado, célula de combustível microbiana e as microalgas. Muito

embora auspiciosas essas tecnologias foram testadas apenas em escala de laboratório, ou testes de batelada e, portanto, necessitam ainda ser validadas em unidades de maiores dimensões.

O lodo ativado é um processo eficiente e com baixos custos de investimento e operação. Sua aplicação no tratamento do efluente salino busca remover nitrogênio e sulfatos. Isso ocorre a partir de reações de oxido-redução usando uma fonte externa de carbono (espécie redutora) como suprimento de matéria biodegradável (ERSEVER; RAVINDRAN; PIRBAZARI, 2007; SEMBLANTE et al., 2018). Experimentos realizados até o momento comprovaram remoções quase totais de amônia (ERSEVER; RAVINDRAN; PIRBAZARI, 2007) e nitratos (LI et al., 2018). O uso de lodo ativado como técnica de pré-tratamento também viabilizou a operação de uma unidade de osmose reversa. Nesse caso, o sistema atingiu taxas de recuperação de água de até 70% operando com efluentes domésticos (JUNG; WILLIAMS; VAHDATI, 2005).

O carvão biológico ativado tem como mecanismo a adsorção seguida de biodegradação por microrganismos associados ao carvão ativado. Esses atributos o credenciam para remoção de compostos orgânicos presentes em efluentes municipais. Quando esse método foi aplicado de forma individualizada, ou seja, sem estar associado a outras técnicas, as taxas de remoção foram discretas. Justo et al. (2015) alcançaram apenas 28% de redução de COD, enquanto Lee et al. (2009a) obtiveram 23% de decréscimo de COT trabalhando em condições semelhantes. A justificativa para ambos os desempenhos se encontra, possivelmente, na baixa adsorção, ou na biodegradabilidade limitada dos componentes orgânicos presentes no meio.

Para obter resultados mais expressivos, o carvão biológico ativado foi associado a POA, chegando a remoções de quase 60% de COD (LU et al. 2013), e de 70% de COT (LEE et al., 2009b). Outro experimento reuniu carvão biológico e meios físico-químicos (acidificação e ultrafiltração), resultando em quase 50% de remoção do COT presente no efluente doméstico (LEE et al., 2009a). No entanto, a integração de POA com carvão biológico ativado elevou os custos do tratamento, que podem chegar a US$ 269,00/m^3 devido a instalação de equipamentos, ao que se somam outros US$ 2,60/m^3 para operação do sistema. Esses valores acabam tornando inviável a implementação dessa alternativa (GERRITY et al., 2014).

A célula de combustível microbiana é um sistema bioeletroquímico que produz corrente a partir de microrganismos. Luo et al. (2017) projetaram um sistema de dessalinização para tratamento de efluentes salinos com câmaras separadas por membranas de troca iônica e um sistema de produção simultânea de ácido/base. Nesse arranjo, os microrganismos fariam o papel de catalisadores das reações Redox. Apesar da redução de 79% de SDT e da mudança do pH inicial de 6,7 para 1,5 (câmara ácida) e 11,6 (câmara alcalina), a densidade de corrente medida

foi baixa (~10 A/m^2) se comparada as de técnicas mais desenvolvidas (a eletrodiálise apresenta densidades de corrente de até 500 A/m^2). A troca iônica ocorre, portanto de forma lenta, motivo pelo qual o processo precisaria ser ainda aprimorado antes de operar em escala industrial.

As microalgas (ou seja, microrganismos fotossintéticos que consomem nitrogênio e fósforo, e que podem ser cultivados inclusive em águas salobras) podem tanto reduzir os níveis de contaminação de efluentes, como também ser usadas como biodiesel, ou ainda, servir de insumo para produção de ração animal, devido ao seu elevado teor de nutrientes (KHAN et al., 2009). Wang et al. (2016) realizaram o tratamento de um concentrado de osmose reversa com duas espécies de algas, chegando à taxa de remoção (η) para Ca^{2+} e Mg^{2+} respectivamente de η_{Ca2+} = 80% e η_{Mg2+} = 56%. Finalmente, Zhang, Fung e Ng (2017) alertam que a presença de metais pesados no meio (caso de Cu^{2+}) pode inibir o crescimento desses microrganismos.

3.2.3 Tratamentos por membrana

3.2.3.1 Osmose reversa (OR)

O fenômeno de osmose é o movimento de água pura presente em uma solução salina diluída através de uma membrana semipermeável em direção a uma solução salina concentrada. Essa transferência ocorre de modo a equalizar os potenciais químicos das duas soluções.

A aplicação de pressão sobre o sistema mais concentrado interrompe a vazão de água gerada pela osmose. Assim, será denominado de Pressão Osmótica o valor dessa pressão para a referida solução. Por outro lado, se a pressão exercida sobre a solução é maior do que a pressão osmótica, ocorre o fenômeno contrário à osmose, conhecido como osmose reversa (OR). Dessa maneira, é possível, a partir de uma solução concentrada, extrair água com baixo teor de sais e, consequentemente, obter um efluente salino com mais íons. Para realizar de forma adequada essa função, uma unidade de OR costuma estar estruturada em quatro etapas: (i) pré-tratamento, (ii) bomba de alta pressão, (iii) membrana e (iv) pós-tratamento.

O sistema de pré-tratamento é comumente composto por filtração, esterilização e adição de químicos para controle de pH e remoção de sais que estão em excesso (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013). O bombeamento em alta pressão gera condições para que o fluido tenha força suficiente para atravessar a membrana. Essa ação implica em consumo de eletricidade. Estima-se que a pressão necessária em dessalinização de água salobra esteja entre 17-27 bar; já para água marinha esse intervalo varia entre 55-82 bar (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI,

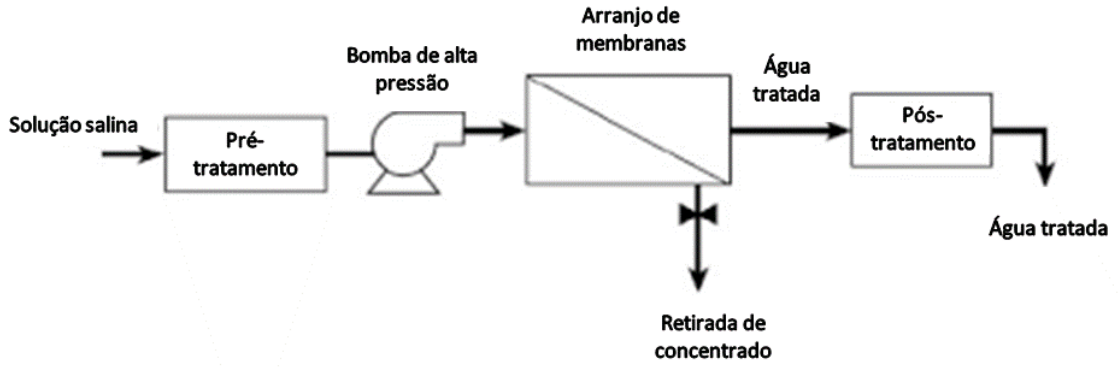
2013). Apesar de expressivos, esses valores resultam em consumos energéticos reduzidos se comparados aos dos tratamentos térmicos. Para água salobra, a demanda elétrica de um sistema de OR varia entre 1,5 e 2,5 kWh/m^3, enquanto que para água do mar, esse consumo pode estar entre 4,0 e 6,0 kWh/m^3, mesmo que o sistema seja dotado de unidades e equipamentos para recuperação de energia (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

De modo geral, as membranas mais usadas são as de formato espiral, ou de fibra oca. A concentração do purificado pode atingir até 500 ppm dependendo do tipo de membrana, e da concentração de contaminantes na água a ser tratada. A salinidade do concentrado, por sua vez, fica em torno de 70 g/L, um patamar mais baixo do que o alcançado com um evaporador, que pode superar 250 g/L (SHAFFER et al., 2013). A etapa de pós-tratamento se destina a remoção de gases dissolvidos no purificado e ao ajuste de pH, que pode sofrer alterações tanto na própria osmose, como nas etapas que a precedem (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

A julgar pela capacidade das unidades em operação, o uso de OR para purificação de água está consolidado no mercado. Há plantas que tratam desde 100 L/d, que são populares em residências, até as que operam com 395.000 m^3/d e servem complexos comerciais e industriais (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

A OR não é capaz de atingir o limite de DZL, por não conseguir produzir concentrados com elevada quantidade de sais, que segundo Shaffer et al. (2013) podem chegar a 70.000 mg/L em casos como este. Por outro lado, seu baixo consumo de energia (de até 6,0 kWh/m^3 água mar), que se restringe ao bombeamento da água para tratamento, faz com que essa tecnologia seja uma opção atraente para remoção de grande volume de água da solução salina de entrada. A Figura 5 apresenta o esquema de uma unidade de osmose reversa, ao qual estão também associados os demais estágios de tratamento do aranjo.

Figura 5 - Esquema de uma unidade de osmose reversa



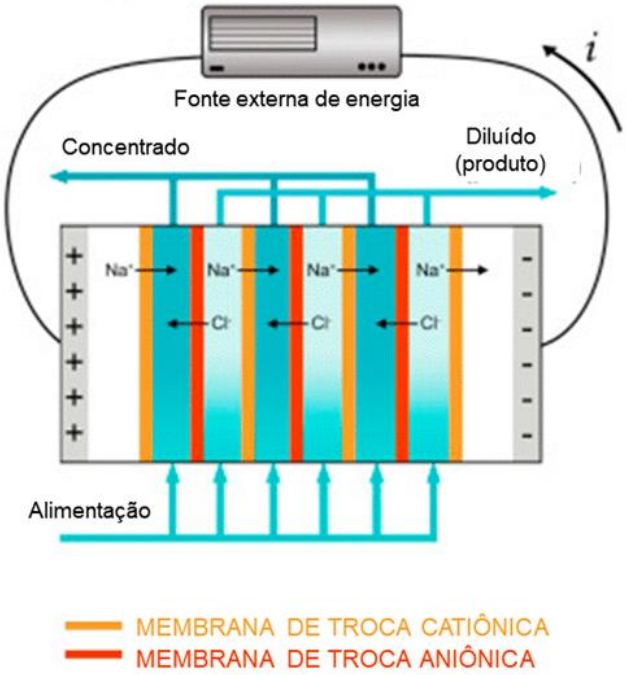
Fonte: adaptado de Buros (2000).

3.2.3.2 Eletrodiálise direta e reversa

A eletrodiálise é um processo de separação eletroquímica que opera a pressão ambiente e usa corrente elétrica para mover íons através de uma membrana seletiva e, assim, separar uma solução salina da água purificada. A sequência de operações do processo compreende: sistema de pré-tratamento, membranas, bomba de circulação, unidade de geração de eletricidade, e sistema de pós-tratamento. Os sistemas têm capacidades de produção variáveis, podendo tratar vazões entre 2,0 e 145.000 m^3/d (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

A chamada eletrodiálise direta opera com eletrodos que são submetidos a uma diferença de potencial (ddp) de corrente contínua. Entre estes eletrodos são posicionadas membranas catiônicas e aniônicas intercaladas. Nos espaços entre as membranas circula o fluxo da solução de tratamento. Ao aplicar o potencial elétrico nos eletrodos, os cátions presentes na solução são atraídos ao cátodo, enquanto os ânions são levados para o ânodo. Durante esse movimento, os íons positivos atravessam as membranas catiônicas, mas são bloqueados pelas membranas aniônicas; o mesmo ocorre com os íons negativos em direção ao ânodo. O resultado dessa operação é uma sequência de correntes de água purificada e concentrada intercaladas entre essas membranas (MACHADO, 2008). A Figura 6 mostra o esquema de um módulo de eletrodíalise.

Figura 6 - Esquema de um módulo de eletrodiálise



Fonte: adaptado de Tedesco, Hamelers, Biesheuvel (2016).

No caso da eletrodiálise reversa, inverte-se periodicamente a polaridade dos eletrodos (por volta de 3 a 4 vezes por hora, segundo Machado (2008)). Essa medida é adotada para prevenção de incrustações na superfície das membranas e diminuição do consumo de produtos usados para esse fim no pré-tratamento (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2012).

Como não poderia deixar de ser, o principal consumo energético na eletrodiálise refere-se à corrente elétrica necessária para criação da ddp. A bomba de circulação de água salobra é outro foco de demanda de energia. O consumo de eletricidade de uma unidade de dessalinização de solução a 2.500 ppm, pode variar de 0,7-2,5 kWh/m^3. Para concentrações de 5.000 ppm, esse patamar se eleva para algo em torno de 2,6-5,5 kWh/m^3 (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2012), enquanto que para teores de sal que superam os 15.000 ppm, a demanda elétrica está entre 7,0-15 kWh/m^3 (TONG; ELIMELECH, 2016).

As maiores limitações da eletrodiálise são os custos dos equipamentos e o expressivo consumo de energia para os casos de tratamento de soluções concentradas e/ou atendimento de padrões exigentes para a água tratada. Além disso, a tecnologia também não é capaz de remover contaminantes sem carga elétrica. Por outro lado, entre suas vantagens está a possibilidade de gerar soluções de alta concentração salina (>100.000 ppm) e, assim, entregar aos tratamentos térmicos uma salmoura com pouca água (TONG; ELIMELECH, 2016). Outra vantagem dessa

tecnologia está no não-depósito de sílica sobre as membranas (MACHADO, 2008). Por conta da ausência de carga dessa molécula, ela tende a sair com a vazão de purificado, ao invés de se concentrar na salmoura produzida (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008).

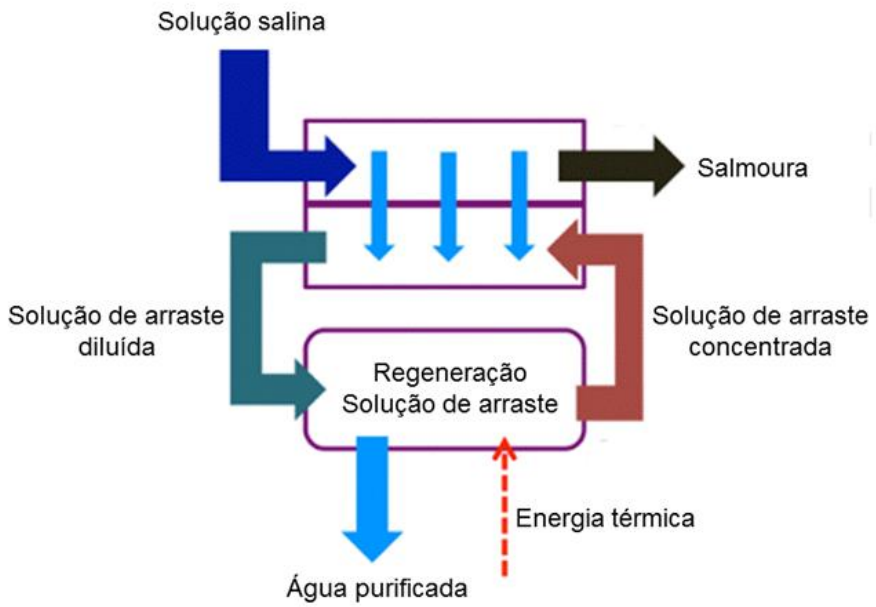
3.2.3.3 Osmose direta

Ao invés de usar pressão hidráulica como no caso da osmose reversa, a osmose direta tem por força motriz da permeação através da membrana o potencial químico decorrente da diferença de concentração dos sais em cada solução. Nesse caso, o efluente salino será tratado por uma solução com concentração salina maior, denominada de solução de arraste (*draw solution*). A água do efluente salino passa pela membrana, sendo absorvida pela solução de arraste. Ao mesmo tempo que a salmoura que resulta dessa intervenção é remetida a um tratamento térmico, a solução de arraste diluída voltará a ser concentrada até limites que lhe permitam ser novamente utilizada. Tal processo de concentração se dá, em geral, também por osmose (Figura 7) (TONG; ELIMELECH, 2016).

A escolha da solução de arraste está entre os critérios mais importantes quando se opta pelo uso da osmose direta. Além desse, devem também ser observados: (i) a reconcentração da solução de arraste; e (ii) a escolha de um soluto que não se difunda através da membrana para o fluido de tratamento, efeito este indesejável, e que fatalmente resultaria em contaminações de processo (CATH; CHILDRESS; ELIMELECH, 2006).

O desenvolvimento de soluções termolíticas, como aquelas do tipo amônia-dióxido de carbono, trouxe grande impulso para a tecnologia de osmose direta, uma vez que suas pressões osmóticas são bastante elevadas (da ordem de 250 atm), possibilitando, por isso mesmo, taxas de recuperação que superam as alcançadas com soluções convencionais. Outra vantagem das soluções termolíticas está na reconcentração, que pode ser realizada por aquecimento seguido de destilação a baixa temperatura (MCGINNIS; ELIMELECH, 2007).

Figura 7 - Esquema simplificado de um processo de osmose direta



Fonte: adaptado de Tong e Elimelech (2016).

As vantagens da osmose direta estão: em gerar solução concentrada de sal (> 200.000 ppm); no uso de fontes de calor com temperaturas moderadas para recuperação da solução de arraste; e na baixa propensão a incrustações (TONG; ELIMELECH, 2016). Neste último caso, a camada depositada sobre a membrana apresenta características distintas do sedimento gerado no processo de osmose reversa. Na osmose direta, a camada formada apresenta uma estrutura pouco compactada, mas de maior espessura, podendo ser removida com o aumento da vazão de permeado atravessando a membrana, tendo assim característica reversível (LEE et al., 2010). Já o depósito observado sobre as membranas de osmose reversa é mais compacto, devido à pressão exercida pela vazão de permeado sobre a membrana. Com isso, a remoção da camada depositada tende a ser irreversível (LEE et al., 2010).

Apesar de tudo, a osmose direta é ainda uma tecnologia em desenvolvimento e, dessa forma, apresenta algumas limitações sobretudo no que se refere ao fluxo de água, que diminui conforme se eleva a concentração salina na água na alimentação. Outra restrição a ser resolvida está na possibilidade de reversão de fluxos gerando contaminações (TONG; ELIMELECH, 2016). O consumo energético desse sistema costuma ser também elevado. Para uma solução com salinidade inicial de 73 g/L e taxa de recuperação de 64%, McGinnis et al. (2013) tiveram que impor ao sistema um valor de 21 kWh/m^3 em eletricidade, sem contabilizar a demanda térmica necessária para o *stripping* da salmoura (remoção de componentes presentes em uma corrente líquida por meio de uma corrente de vapor).

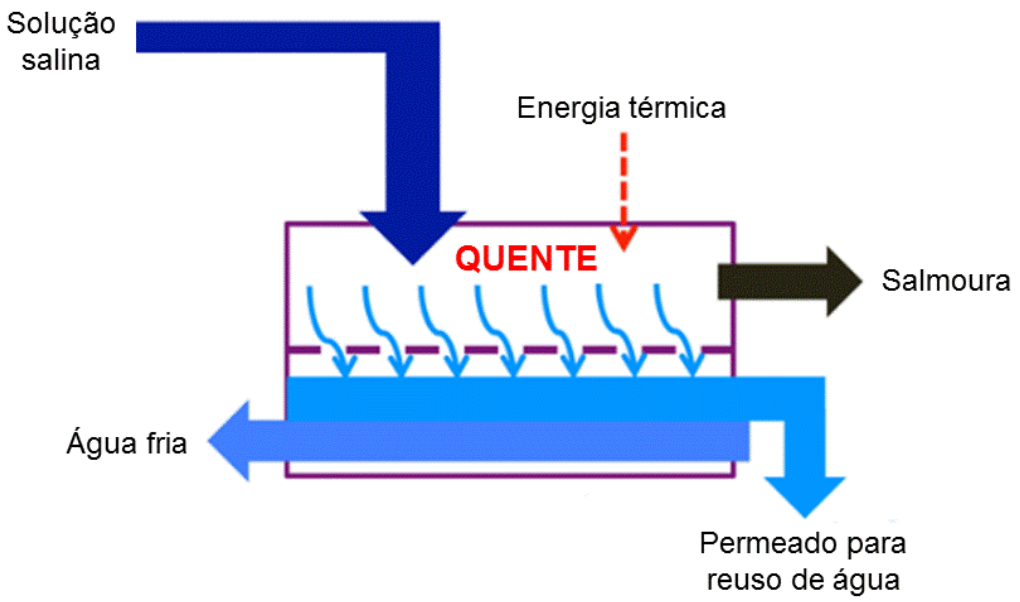
3.2.3.4 Destilação por membrana

A destilação por membrana é uma tecnologia de dessalinização que associa energia térmica e membrana, em geral hidrofóbica microporosa. O arranjo busca possibilitar a passagem de vapor d'água pelo meio de separação, uma situação que se viabiliza por conta da diferença de pressão parcial de vapor entre os lados da membrana (CAMACHO et al., 2013).

O processo consiste do aquecimento da corrente de alimentação a uma temperatura entre 60 e 90ºC (ALKLAIBI; LIOR, 2004; LAWSON; LLOYD, 1997), com subsequente contato com uma corrente fria de permeado, criando assim o gradiente de pressão de vapor que leva a migração da água evaporada (Figura 8). O permeado aquoso pode estar em contato direto com a membrana (tecnologia de destilação por membrana com contato direto). Outra possibilidade é formar uma superfície de condensação do vapor em separado da membrana.

O consumo energético da destilação por membrana supera àqueles da osmose reversa e da eletrodiálise por conta da demanda necessária para transição líquido-vapor. Em alguns casos, a exigência de energia pode chegar a 67 kWh/m^3 vazão alimentada (MEINDERSMA; GUIJT; DE HAAN, 2006). O uso de alternativas para recuperação de energia como trocadores de calor (LIN; YIP; ELIMELECH, 2014), ou reciclo de salmoura (DUONG et al., 2015) pode melhorar o desempenho da destilação por membrana.

Figura 8 - Esquema de um processo de destilação por membrana



Fonte: adaptado de Tong e Elimelech (2016).

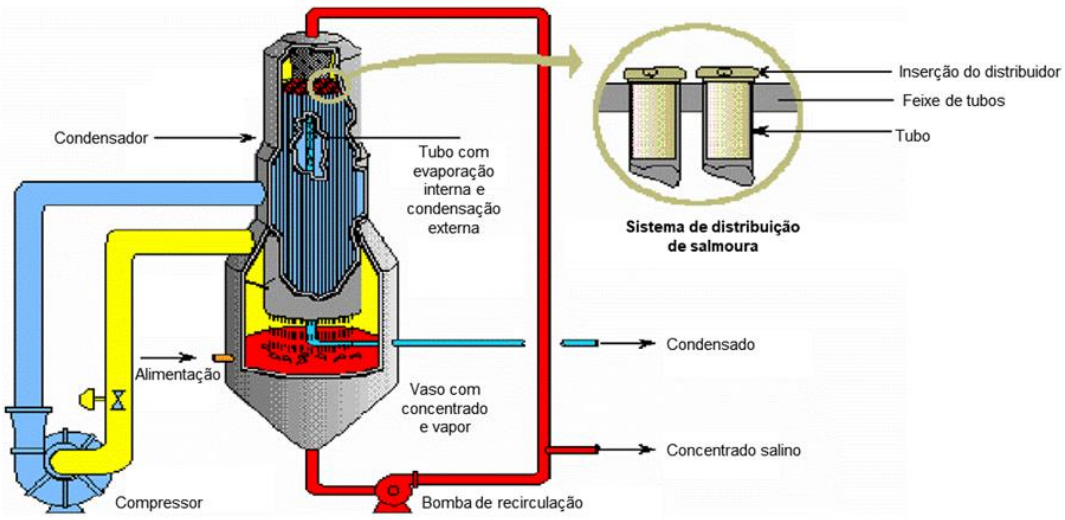
Muito embora seja também uma tecnologia em fase de consolidação, a destilação por membrana mostra por benefícios uma boa capacidade de geração de concentrado com elevada quantidade de sal (> 200.000 ppm), e baixa propensão a incrustações (TONG; ELIMELECH, 2016). O processo apresenta menor propenção a incrustações que as tecnologias convencionais que aplicam pressão sobre a membrana, como a osmose reversa (ALKHUDHIRI; DARWISH; HILAL, 2012). Isso pode ser atribuído ao fato de a membrana apresentar poros mais largos do que as usadas em osmose reversa (LAWSON; LLOYD, 1997). Por outro lado, a destilação por membrana requer cuidados específicos como pré-tratamento do efluente a tratar, ajuste da vazão de alimentação do sistema, e diminuição de sua temperatura (GRYTA, 2008).

3.2.4 Tratamentos térmicos

3.2.4.1 Evaporador

Dentre os tipos de evaporador existentes, aqueles mais comumente usados em regimes de DZL são os evaporadores de filme descendente, ou concentradores de salmoura (do inglês *brine concentrator*) (TILLBERG, 2004). A Figura 9 ilustra um modelo desse tipo de equipamento.

Figura 9 – Esquema de um evaporador usado em processos de DZL (filme descendente)



Fonte: adaptado de Tillberg (2004).

Os evaporadores usados nos processos de DZL têm normalmente sua demanda energética suprida pela tecnologia de recompressão mecânica de vapor (TONG; ELIMELECH, 2016), gerado pela própria evaporação de parte do efluente na área interna dos tubos do equipamento. Esse vapor é comprimido e depois introduzido na parte externa aos tubos do evaporador, onde transmite calor ao filme de efluente descendente. O vapor externo então condensa, sendo coletado como água tratada para reúso. O efluente concentrado é recolhido em um reservatório localizado na base do evaporador e dividido; uma parcela deste será novamente bombeada para o topo do equipamento, enquanto o restante segue para tratamentos posteriores, seja para maior retirada de água, ou para descarte final.

A vaporização demanda produtos químicos como carbonato de cálcio ($CaCO_3$) para ajuste de pH da água tratada (levemente ácida à saída do evaporador), e sementes de sulfato de cálcio ($CaSO_4$) usadas para manter os sais precipitados em suspensão dentro dos tubos do evaporador, prevenindo assim incrustações (BOSTJANCIC; LUDLUM, 2013).

A demanda energética do equipamento costuma variar de 20-25 kWh/m^3 solução salina tratada (MICKLEY, 2008), muito embora a literatura relate valores desde 12 kWh/m^3 (VEZA, 1995) até 39 kWh/m^3 (MCGINNIS et al., 2013). Esses consumos são tipicamente elétricos por conta da recompressão de vapor e de bombeamentos ao longo do circuito (VEZA, 1995). O SDT exerce influência direta sobre o consumo energético do sistema. No estudo realizado por McGinnis et al. (2013) este parâmetro variava entre 45 – 80 g/L, ao passo que no relato de Veza (1995) o TDS era apenas de 3,8% em massa.

A tecnologia de evaporação costuma atingir valores elevados de recuperação de água e concentração do efluente tratado. Quanto a fração líquida, pode-se esperar taxas de recuperação de 90–98%, e SDT < 10 mg/L. Por outro lado, a salmoura obtida do processo atinge facilmente concentrações acima de 250 g/L (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008), estando condicionada à qualidade da solução salina que será alimentada ao processo (MICKLEY, 2008).

3.2.4.2 Cristalizador

A cristalização está bastante difundida como última etapa de um arranjo processual que visa atingir o regime de DZL, devido a sua capacidade de separar água da salmoura. Além disso, a operação pode, tal como outras, ser combinada com processos de separação por membranas (GUO; ALI; HASSANZADEH, 2016; MAN et al., 2016).

O processo de dessalinização de efluentes industriais costuma lidar com abundância de cloreto de sódio (NaCl), cuja solubilidade é pouco dependente da temperatura. Nesses casos, o procedimento mais recomendável é efetuar a cristalização evaporativa. Esse método também é indicado para dessalinização visando reúso de água, dado que o solvente evaporado no processo atinge as especificações de qualidade sem necessidade de posterior tratamento, desde que não haja a formação de compostos voláteis no processo (NARIYOSHI, 2016).

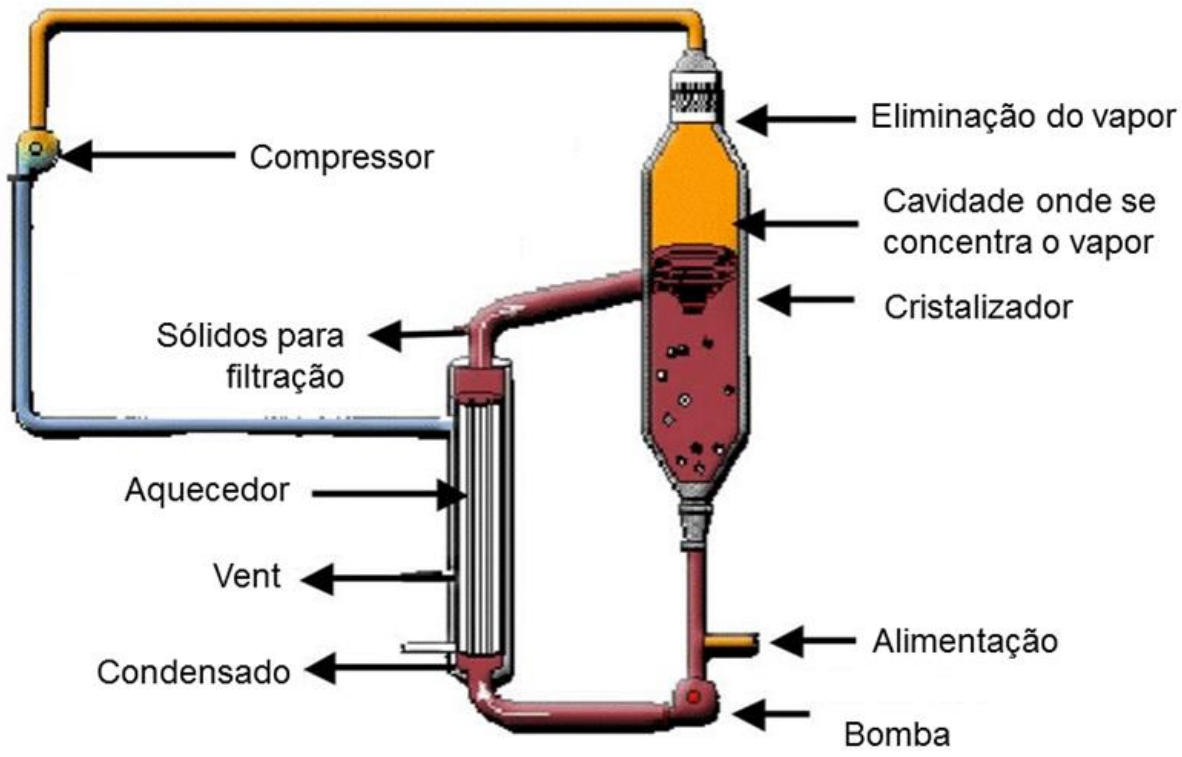
Como contrapartida, a tecnologia possibilita a obtenção de sal com pouca umidade sendo por isso o tipo de cristalização mais utilizado nos processos de DZL (GUO; ALI; HASSANZADEH, 2016). A técnica mais recorrente nesse caso é a de cristalização por circulação forçada (SOLOMON; SCHOOLEY; GRIFFIN, 1998; TILLBERG, 2004).

A fonte de calor usada pelo cristalizador de circulação forçada em situações de baixas vazões (até 0,6 m^3/h) costuma ser externa, como suprimento de vapor aquecido (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008). Por outro lado, para vazões de até 2,3 m^3/h a operação de secadores spray costuma ser mais econômica do que a dos cristalizadores (MICKLEY, 2006). Para vazões superiores a esse limite recomenda-se usar o vapor gerado dentro do próprio cristalizador. Para tanto, é necessário que este seja comprimido a fim de aumentar sua temperatura de condensação levemente acima da temperatura de ebulição da salmoura que circula pelo trocador de calor do equipamento (SOLOMON; SCHOOLEY; GRIFFIN, 1998).

Dessa forma, o consumo de energia do processo se restringe, tão somente, a eletricidade (MICKLEY, 2008). Dadas a salinidade e viscosidade elevadas da salmoura, o consumo energético no equipamento é maior do que no evaporador, atingindo valores de 52-66 kWh/m^3 solução salina tratada (BURBANO; BRANDHUBER, 2012; MICKLEY, 2008). O esquema descritivo de um cristalizador evaporativo de circulação forçada com recompressão de vapor está apresentado na Figura 10.

A alimentação da salmoura pré-concentrada no evaporador é aquecida no trocador de calor para chegar na temperatura de ebulição da solução, tal como já se havia comentado antes. A solução é bombeada para um vaso, onde ocorre a separação líquido-vapor. A salmoura mais concentrada é novamente bombeada no circuito, com uma parte sendo retirada para a obtenção do sal, operação que ocorre com o auxílio de centrífuga ou filtro (MICKLEY, 2006). O vapor, por sua vez, é bombeado para um compressor a fim de servir de fonte quente para o trocador de calor. O condensado obtido da troca térmica é então encaminhado para reúso.

Figura 10 - Esquema de um cristalizador evaporativo com recompressão de vapor



Fonte: adaptado de Eastern Municipal Water District; Carollo Engineers (2008).

3.2.4.3 Lagoa de evaporação

As lagoas de evaporação apresentam-se como alternativa aos cristalizadores no trecho final do arranjo de regime de DZL. Sua operação depende, no entanto, de critérios específicos, como: (i) capacidade de tratamento de volumes pequenos de salmoura; (ii) temperaturas elevadas e clima seco, que estimulam evaporação em altas taxas (MICKLEY, 2006); (iii) alto grau de impermeabilização da construção, para evitar que haja contaminação de aquíferos subterrâneos (AHMED et al., 2001); e (iv) economia energética na evaporação e cristalização em níveis que compensem os custos de ocupação de terreno e da infraestrutura.

A literatura reporta vazões de efluente de até 31,6 m^3/h como economicamente viáveis para uso de lagoas de evaporação (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008). Para que seja atingida uma taxa de evaporação próxima do ideal, a profundidade da lagoa deve estar entre 25 e 45 cm (AHMED et al., 2000). Essa especificação implica uma grande área de construção dependendo da vazão de entrada. No entanto, as

condições para o adequado funcionamento das lagoas de evaporação residem, além dos custos de instalação, também na taxa média local de evaporação. O parâmetro, que deve sempre superar o limite 1,3 m/ano (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008), é influenciado por outros fatores climáticos, tais como temperatura do ar, velocidade do vento, umidade relativa, pressão barométrica, temperatura da água na superfície, absorção e reflexão de luz solar na água, profundidade da lagoa, entre outros (MICKLEY, 2006).

A técnica de lagoas de evaporação não contribui diretamente para o reúso, uma vez que, nesse caso, a água evaporada não costuma ser reaproveitada. Por outro lado, o sal pode ser revalorizado uma vez extraída a água da salmoura. Além disso, por estar instalado em áreas descobertas, o processo pode trazer impactos adicionais como emissão de odores e efeitos sobre a fauna local (BURBANO; BRANDHUBER, 2012).

3.3 Avaliação de Ciclo de Vida (ACV)

3.3.1 Definição e usos

Segundo ABNT (2009a), o conceito de Ciclo de Vida pode ser entendido como "conjunto de estágios consecutivos e encadeados de um sistema de produto, desde a aquisição da matéria-prima ou de sua geração a partir de recursos naturais até a disposição final". Esse conceito é esquematizado na Figura 11.

Nesse contexto, a Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) é "a compilação e avaliação das entradas, saídas e dos impactos ambientais potenciais de um sistema de produto ao longo do seu ciclo de vida" (ABNT, 2009a). Trata-se, portanto, de uma técnica de gestão ambiental que visa quantificar consumos e rejeitos circulantes através de uma fronteira real (ou hipotética) estabelecida entre o ciclo de vida em estudo e sua vizinhança imediata (o ambiente), durante o atendimento de certa necessidade (ou desejo) (SILVA, 2012). Na nomenclatura da ACV são denominados de aspectos ambientais as correntes de matéria e de energia que circulam através da fronteira de (ou para) o sistema, desde a (ou a partir da) vizinhança, as quais devem ser mensuradas para realização do estudo. O mesmo léxico também intitula impactos ambientais as alterações que ocorrem no meio ambiente como consequência da extração e do lançamento de aspectos ambientais (BAUMANN; TILLMAN, 2004; ABNT, 2009a).

Figura 11 - Estágios do ciclo de vida de um determinado produto, processo ou serviço

Fonte: adaptado da webpage *www.revet.com.*

3.3.2 Usos e aplicações

Segundo Silva e Kulay (2006), são aplicações regulares da ACV: (i) identificação de oportunidades de melhoria de desempenho ambiental; (ii) comparação de desempenho de produtos de mesma função; (iii) concessão de rótulos ou selos ambientais; (iv) projeto de novos produtos e processos, ou remodelação dos já existentes; e (v) comunicação ambiental.

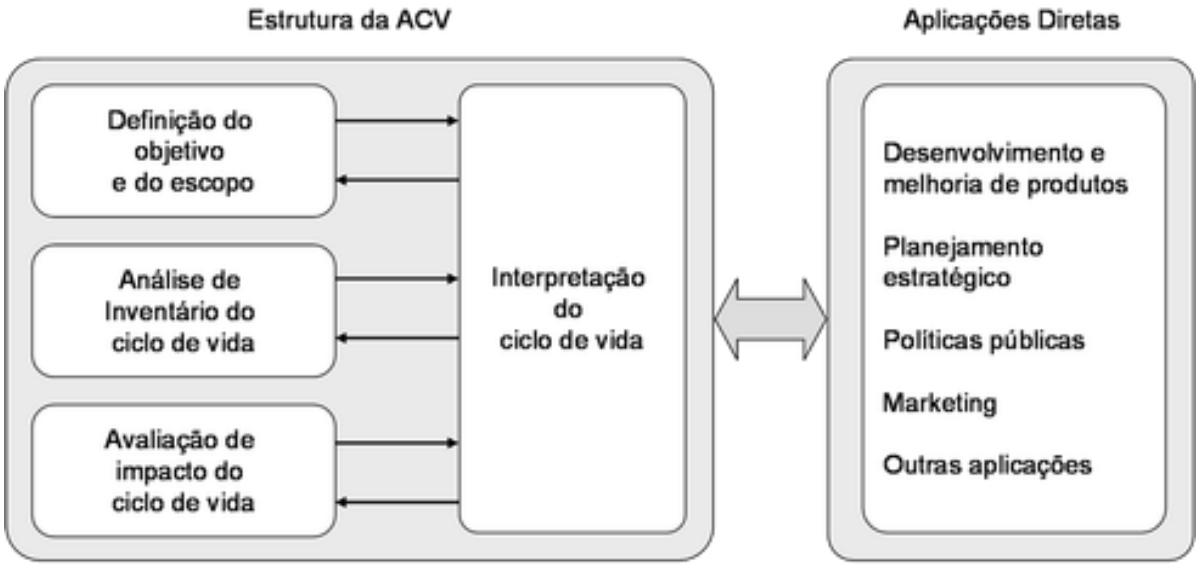
Por se tratar de uma técnica de diagnóstico, a ACV não irá propor soluções, mas sim, e antes, indicar limitações existentes ao longo do ciclo de vida (ou do escopo determinado para aplicação da técnica) do bem ou serviço em análise. Tal descrição poderá então subsidiar decisões que se voltem para melhoria de desempenho do arranjo dentro do mérito ambiental. Os resultados de uma ACV podem ainda dar suporte a campanhas de conscientização que envolvam os *stakeholders* associados ao ciclo de vida em estudo, e ajudar na elaboração de políticas ambientais.

3.3.3 Metodologia

O método que fundamenta um estudo de ACV foi descrito pela Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), na forma das normas ABNT NBR ISO 14040 e 14044, editadas

em 2009. Essas diretrizes são traduções de normas equivalentes publicadas pela *International Organization for Standardization* (ISO) em 2006 (SILVA, 2012). São quatro as etapas de um estudo de ACV: (i) Definição de Objetivo e Escopo; (ii) Análise de Inventário; (iii) Avaliação de Impactos Ambientais; e (iv) Interpretação. Ao longo do estudo, podem ser tomadas decisões que demandem readequações metodológicas no trabalho conduzido. Para tal, essas ações estão intercomunicadas de modo iterativo no arranjo proposto pela ISO, com a intenção de viabilizar as referidas mudanças (Figura 12).

Figura 12 - Estrutura da ACV com os seus estágios e aplicações diretas da metodologia



Fonte: (ABNT, 2009a).

3.3.3.1 Definição de Objetivo e Escopo

O *objetivo* de uma ACV apresenta a aplicação do estudo, as razões para a sua realização, o público a que este se destina, e se há intenção de publicação dos resultados (ABNT, 2009a).

Durante a *definição de escopo* são conceituados elementos como o sistema de produto, a função do produto ou do serviço objeto de análise, a unidade funcional, as fronteiras de estudo, a forma como a coleta de dados será conduzida, os mecanismos de tratamento de situações de multifuncionalidade, bem como os impactos que serão auferidos. Alguns deles estão definidos a seguir (ABNT, 2009a).

- *Função do sistema de produto:* caracteriza a função para a qual o produto, processo, ou serviço em análise, terá seu desempenho ambiental avaliado pela ACV;

- *Unidade funcional:* transcreve em termos quantitativos a magnitude da função a ser cumprida pelo produto; ou seja, é a base de cálculo sobre a qual está apoiada a análise;
- *Fluxo de referência:* medida da quantidade de produto, ou serviço, que será necessária para atender a Unidade Funcional;
- *Fronteiras do sistema de produto:* define a abrangência do estudo para se dimensionar as etapas constituintes do ciclo de vida em análise. De maneira compulsória, estabelece ainda os limites de atuação das ações antrópicas relacionadas a este arranjo com o meio ambiente (Biosfera) e com outros sistemas antrópicos (Tecnosfera);
- *Processo elementar:* menor porção de um sistema de produto para a qual podem ser coletados dados que descrevam consumo de recursos e geração de rejeitos;
- *Sistema de produto:* conjunto de processos elementares, interligados entre si por fluxos de energia e/ou matéria, com o intuito de atenderem a uma função;
- *Tratamento de situações de multifuncionalidade:* procedimento a ser adotado para efeito de distribuição de cargas ambientais em situações nas quais mais de um produto emana de certo processo elementar. Tal como está descrito na norma ABNT NBR ISO 14044 (ABNT, 2009b), há três linhas de ação metodologicamente possíveis para abordagem de situações multifuncionais; são elas: (i) o Método do Esgotamento (*Surplus Method*); (ii) a Alocação, que pode ser implementada por critérios físicos (massa, energia), ou econômicos (preço, custo), e (iii) a Expansão de Fronteiras, aplicável via o conceito de carga evitada (*avoided burden*);
- *Critérios de exclusão de dados:* consistem de regras quali-quantitativas a serem usadas para definir os aspectos ambientais considerados pela ACV. Além de contribuições cumulativas mássicas e energéticas a serem medidas em cada processo elementar, essas regras devem levar em conta ainda o grau de relevância dos aspectos ambientais presentes em cada etapa do ciclo de vida;
- *Requisitos de qualidade:* diretrizes a serem aplicadas para efeito de caracterização dos dados que serão coletados, no âmbito das dimensões temporal, geográfica e tecnológica. A definição adequada desses recortes busca conferir robustez e representatividade ao modelo de sistema de produto que será constituído para aplicação da técnica de ACV;
- *Categorias e método de Avaliação de Impacto:* determina o enfoque metodológico e as categorias a serem usadas para efeito de quantificação do perfil de impactos do objeto

de estudo. Uma das opções dessa análise pode ser, inclusive, gerar um indicador único para descrever o desempenho ambiental do atendimento da função;

- *Análise crítica:* verificação do grau de atendimento dos requisitos que foram formulados para efeito de realização deste estudo.

3.3.3.2 Análise de Inventário

A Análise do Inventário do Ciclo de Vida (ICV) é a etapa da ACV que trata de quantificar aspectos ambientais materiais e energéticos que compõem o modelo definido para condução da ACV (SANTOS, 2005). Esses dados devem ser consistentes e representativos da realidade que espelham para que os resultados do estudo cumpram com os propósitos a que se destinam.

Os dados usados no ICV podem ser de dois tipos: primários ou secundários. Os dados primários são coletados em campo por meio de medições *in loco*, via registros em boletins de operação, ou documentos equivalentes. Os dados secundários são, por outro lado, originários de registros de literatura, podendo por isso ser obtidos a partir de artigos científicos, livros, manuais técnicos, anuários, ou outras fontes referenciáveis de informação.

Concluída a coleta, procede-se então ao tratamento dos dados. Em termos metodológicos, essa ação é constituída de duas partes: (i) ajuste à Unidade funcional ou Fluxo de referência; e (ii) tratamento de situações de multifuncionalidade. O ajuste à Unidade funcional ou Fluxo de referência compreende expressar os valores de todos os aspectos ambientais coletados em termos daquelas bases de cálculo.

Já o tratamento de multifuncionalidades consiste tanto na seleção de um procedimento para abordar situações daquela natureza, como na estimativa dos fatores de correção que devem ser adotados em cada situação de análise (GRIPP, 2014).

Além dessas ações, a elaboração do ICV pode depreender análises complementares, com vistas a determinar seu grau de representatividade. Dentre essas, destacam-se as Análises de Sensibilidade e de Incerteza. Para o caso específico da Análise de Incerteza é usual que sejam aplicados métodos analíticos como *Pedigree Matrix* (também chamado de Matriz de Weidema) e Monte Carlo (RIBEIRO, 2009).

3.3.3.3 Avaliação de Impactos Ambientais

A etapa de Avaliação de Impactos Ambientais do Ciclo de Vida (AICV) expressa em termos quantitativos os efeitos ambientais a que são submetidos a natureza e o ser humano a fim de atender a função para a qual o produto, processo ou serviço em análise foi concebido (SILVA; KULAY, 2006). A AICV pode ter até cinco etapas operacionais. Isso porque três delas são obrigatórias – respectivamente as de Seleção de categorias de impactos e de seus respectivos indicadores, Classificação, e Caracterização, e outras duas, apenas facultativas – Normalização e Ponderação (ABNT, 2009b).

A aplicação da etapa de Seleção das categorias de impacto toma por base os resultados do ICV. Esse procedimento correlaciona categorias de impacto e resultados do ICV. Na etapa seguinte, de Classificação, os aspectos ambientais são distribuídos de forma qualitativa pelas categorias de impacto selecionadas para a análise. Segue-se a isso a Caracterização, que realiza uma interação quantitativa entre esses elementos (PEREIRA, 2004).

Cada categoria possui uma substância padrão, ou seja, uma base de referência para expressão de seus impactos. Assim, o procedimento de Caracterização consiste em determinar a contribuição de um aspecto ambiental em termos da substância padrão da categoria de impacto em referência. A contribuição total do objeto de estudo para esta categoria de impacto advém da somatória das contribuições individuais. Dá-se o nome de Perfil de Impacto Ambiental ao conjunto de desempenhos em diferentes categorias de impacto (GRIPP, 2014). Estão entre as categorias de impacto mais frequentemente consideradas pela ACV: Aquecimento Global, Redução (ou depleção) da camada de ozônio, Acidificação, Depleção de recursos abióticos, Eutrofização, Formação de foto-oxidantes, Depleção de recursos hídricos e fósseis, Transformação e ocupação do solo, Toxicidade humana e Ecotoxicidade, entre outros.

3.3.3.4 Interpretação

A Interpretação tem como objetivo verificar aspectos estruturais da ACV. Essa análise é realizada com o propósito de aferir se premissas conceituais e metodológicas, e procedimentos operacionais (como de coleta e tratamento de dados, ou de tratamento de multifuncionalidades) foram conduzidos de maneira consistente com as diretrizes, ou padrões, definidos para o estudo. A Interpretação afere também aspectos associados à modelagem do ciclo de vida, em termos de completeza, representatividade e consistência dos dados. Essa análise tem caráter iterativo, se difundindo, portanto, por todas as etapas da ACV. Seus resultados podem motivar ajustes

em elementos de uma, ou mais, dessas fases. Assim sendo, a Interpretação pode ser vista como um mecanismo que propicia melhorias contínuas ao estudo de ACV com vistas a elevar os graus de precisão, acurácia e, de maneira geral, qualidade dos resultados obtidos (ABNT, 2009a).

3.4 Ecoeficiência

A ecoeficiência é definida como a produção de bens e serviços com preços competitivos que satisfaçam as necessidades da sociedade e promovam a melhoria da qualidade de vida, ao mesmo tempo em que reduzam impactos ecológicos e o consumo de recursos no ciclo de vida desses produtos e serviços a um nível no mínimo condizente com a capacidade de suporte do planeta (WBCSD, 2000). Piotto (2003) relaciona sete dimensões da ecoeficiência para qualquer empresa que forneça produtos ou serviços e vise melhorias em termos ambientais. São elas:

a) Reduzir a intensidade do consumo de materiais em produtos e serviços;

b) Reduzir a intensidade do consumo de energia em produtos e serviços;

c) Reduzir a dispersão de compostos tóxicos;

d) Promover a reciclagem;

e) Maximizar o uso de recursos renováveis;

f) Estender a durabilidade dos produtos; e

g) Aumentar a intensidade do uso de produtos e serviços

Huppes e Ishikawa (2005) apontam quatro tipos básicos de ecoeficiência, considerando para isso: (i) as relações direta e inversa entre os desempenhos econômico e ambiental; e (ii) a priorização por uma dessas vertentes: diminuição do custo de produção ou melhoria ambiental. As correlações estão apresentadas na Tabela 4.

Tabela 4 - Os tipos básicos de ecoeficiência

	Produto ou produção primária	Melhoria ambiental primária
Econômico dividido por ambiental	Valor de produção por impacto ambiental (*produtividade ambiental*)	Custo por melhoria ambiental (*custo de melhoria ambiental*)
Ambiental dividido por econômico	Impacto ambiental por valor de produção (*intensidade ambiental*)	Melhoria ambiental por custo (*eficiência ambiental*)

Fonte: Huppes e Ishikawa (2005).

No entanto, transcrever essa correlação de maneira adequada é um dos grandes desafios da sustentabilidade (PIOTTO, 2003). Tanto isso é assim, que foram criados diversos métodos de quantificação desses indicadores, cada qual envolvendo diferentes organizações e atendendo a demandas específicas dessas empresas. Consequentemente, é possível mensurar até mesmo custos ambientais e econômicos de produtos semelhantes com diferentes abordagens. Tamanha variedade de enfoques, motivou a elaboração da norma ISO 14045 (2014), que padronizou as análises de ecoeficiência por meio de: estabelecimento de uma terminologia clara; criação de estrutura metodológica comum; uso prático da avaliação de ecoeficiência para diferentes sistemas de produto; orientação para interpretação dos resultados; e incentivo para formular uma comunicação clara neste campo (ABNT, 2014). Dada a abordagem sistêmica da ACV, característica esta útil para uma análise abrangente de melhorias, alguns métodos de avaliação de ecoeficiência foram criados com base na lógica de ciclo de vida.

3.4.1 Indicador BASF

O indicador BASF (UHLMAN; SALING, 2010) é um dos pioneiros para avaliações de ecoeficiência. Ele avalia de forma comparativa impactos ambientais e custos gerados ao longo do ciclo de vida de dois ou mais produtos que exerçam uma mesma função. Nessa avaliação, as normas ISO 14040 e ISO 14044 são seguidas para uma adequada análise no contexto de ciclo de vida.

Avaliação econômica considera custos de matéria-prima, mão-de-obra, energia, capital de investimento, manutenção, transporte, entre outros. Deve-se ter em conta custos iniciais e futuros, bem como aqueles associados ao despejo de rejeitos. Assim, a análise de custo deve

ser feita para um horizonte temporal, ou observar a variação monetária ao longo do período por meio de indicadores como Valor Presente Líquido (VPL) ou outros.

O indicador BASF faz uso da abordagem de custo de ciclo de vida (CCV), sendo que o método usado varia de acordo com o benefício que se espera proporcionar ao consumidor, dos limites do sistema de produto e das alternativas estudadas (UHLMAN; SALING, 2010).

Apesar da similaridade do nome com a ACV e de ter como ponto de partida a lógica do ciclo de vida, uma avaliação de CCV possui metodologia própria. Isso se deve à diferença de objetivos de cada tipo de avaliação: enquanto a ACV está projetada para avaliar o desempenho ambiental de sistemas de produto alternativos, a avaliação por CCV traz como resultado final a viabilidade econômica de diferentes opções de investimento do ponto de vista do tomador de decisão econômico (NORRIS, 2001). A Tabela 5 lista singularidades entre ACV e CCV.

Além de fornecer subsídios para diferentes atores (partes envolvidas em uma operação econômica, como fabricante, comprador, etc.), são também vantagens do CCV, (i) a adoção da própria abordagem de ciclo de vida e (ii) a possibilidade de avaliar custos relacionados a outras dimensões independentes da econômica, como a ambiental e a social (CIROTH et al., 2008). No entanto, não há um consenso sobre a forma de proceder uma CCV (SIMÕES; PINTO; BERNARDO, 2012). Hochschorner e Noring (2011) listaram abordagens diferentes em termos de objetivo, escopo e metodologia, tendo como consequência a impossibilidade de se comparar estudos de CCV diferentes.

Outra característica importante da CCV é a consideração de externalidades na realização da análise. Externalidades são mudanças de valor causadas por transações de mercado que não estão incluídas no valor do produto, ou que ainda são efeitos colaterais da atividade econômica (GRIPP, 2014). Neste caso, a CCV convencional inclui todos os custos associados ao ciclo de vida do produto, assumidos por, pelo menos, um de seus principais atores. O CCV ambiental é mais abrangente, e inclui custos de externalidades passíveis de serem internalizadas dentro de um horizonte temporal previsível (GRIPP, 2014; HOCHSCHORNER; NORING, 2011). O CCV social é ainda mais abrangente, podendo usar um sistema macroeconômico expandido e até mesmo envolver governos e órgãos públicos que podem ser afetados pelas externalidades (SIMÕES; PINTO; BERNARDO, 2012).

Tabela 5 - Diferenças entre ACV e avaliação por CCV

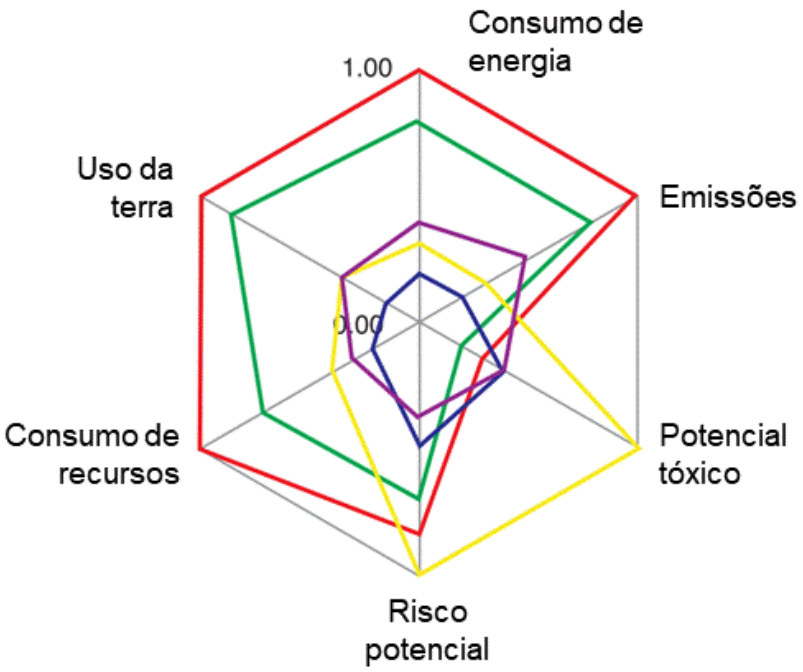
Ferramenta/método	ACV	CCV
Propósito	Comparar o desempenho ambiental de sistemas de produto alternativos que desempenhem a mesma função dentro de uma perspectiva sistêmica	Determinar viabilidade econômica de alternativas de investimento e decisões de negócio, sob a ótica de um tomador de decisões econômico, como um fabricante ou um consumidor
Atividades consideradas no ciclo de vida	Todos os processos conectados de forma causal no ciclo de vida físico do produto: inclui toda a cadeia de suprimentos pré-uso; uso e os processos de suprimento para tal; fim-de-vida e os processos que suprem suas etapas	Atividades envolvendo custos ou benefícios diretos ao tomador de decisão durante a vida econômica do investimento, como um resultado do investimento
Fluxos considerados	Poluentes, recursos e fluxos entre processos de matéria e energia	Fluxos de custo e benefício monetário que impactam diretamente o tomador de decisão
Unidades	Principalmente massa e energia; em alguns casos, volume ou outras unidades físicas	Unidades monetárias (p. ex. dólares, euro, etc.)
Tempo e escopo	O tempo dos processos e seus fluxos de consumo ou emissão são ordinariamente ignorados; avaliação de impacto pode ser trabalhada em um horizonte temporal com tempo fixo (p. ex. horizonte de 100 anos para avaliação de potenciais de aquecimento global), mas impactos futuros não são geralmente descontados.	Tempo é variável crítica. Valorização (ou desconto) presente de custos e benefícios. Escopo com horizonte temporal específico é adotado, e quaisquer custos ou benefícios que podem ocorrer fora dele são ignorados.

Fonte: adaptado de Norris (2001).

Apesar da importância conceitual das externalidades, verifica-se que vários trabalhos na área de CCV não levam em conta essa variável (SIMÕES; PINTO; BERNARDO, 2012). O expressivo volume de dados e informações necessário, a dificuldade de assegurar sua qualidade, e a falta de padronização metodológica fazem da CCV uma abordagem não consolidada, e que ainda carece de aprimoramentos (CIROTH, 2009; GRIPP, 2014).

No contexto ambiental, há a divisão dos indicadores obtidos na ACV em seis categorias: uso da terra, consumo de recursos, risco potencial, potencial tóxico, emissões e consumo de energia. A normalização desses valores produz a "impressão digital ambiental" (*Environmental fingerprint*), em que cada cor representa uma alternativa (Figura 13). Esse método gráfico tem por principal utilidade avaliar ganhos e perdas decorrentes da adoção das diferentes alternativas.

Figura 13 - Impressão digital ambiental gerada na análise de ecoeficiência do método BASF

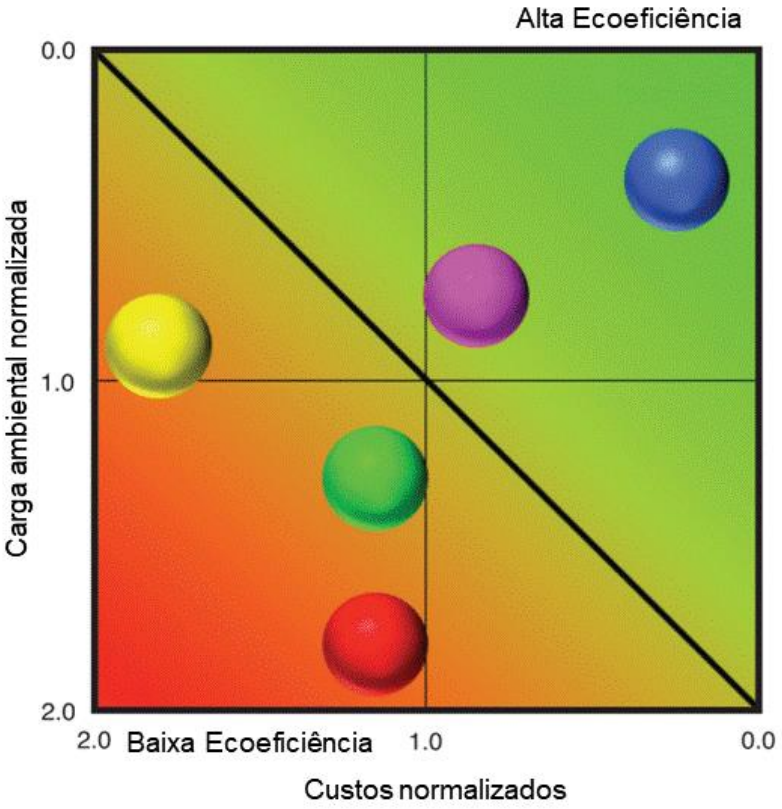


Fonte: adaptado de Uhlman e Saling (2010).

Após a normalização dos impactos ambientais, efetua-se a ponderação desses valores para obter uma pontuação única. Essa ponderação leva em conta a relevância de determinada categoria para uma região geográfica, bem como sua importância social; isto é, a opinião da sociedade acerca dos impactos ambientais destacados no trabalho.

O resultado normalizado/ponderado de impacto ambiental é então correlacionado com indicadores de valor também normalizados em um gráfico (Figura 14). As alternativas mais ecoeficientes localizam-se próximas do canto superior direito da figura, enquanto que as de pior desempenho tendem a estar mais próximos do canto inferior esquerdo.

Figura 14 - Gráfico de análise de ecoeficiência



Fonte: adaptado de Uhlman e Saling (2010).

3.4.2 Indicador EcoWater

Outro método de ecoeficiência que faz uso da lógica de ciclo de vida é o *EcoWater*. O foco dessa forma de avaliação é o sistema de uso de água e tem como objetivo desenvolver indicadores de ecoeficiência em escala meso (isto é, desde a extração de água de algum corpo hídrico, passando pelo seu tratamento, distribuição, consumo, tratamento do efluente e seu posterior descarte) para avaliar diferentes tecnologias de uso de água em processos produtivos (ANGELIS-DIMAKIS, 2015; SUBTIL, 2015).

O método *EcoWater* também possui caráter comparativo, pois tem como foco avaliar a tecnologia em uso e outras que, sob o mesmo enfoque, podem cumprir funções equivalentes. A definição de ecoeficiência para este método consiste da “obtenção da eficiência de recursos (minimização de recursos utilizados na produção por unidades de produtos), e do aumento de sua produtividade (aumento da eficiência das atividades econômicas com vistas a agregar valor ao uso dos recursos)” (ANGELIS-DIMAKIS, 2015; SUBTIL, 2015).

O cálculo da ecoeficiência para determinado uso de água, se dá pela Equação 1.

$$Ecoeficiência = \frac{Valor\ do\ sistema\ de\ produto\ ou\ serviço}{Impactos\ ambientais} \quad (1)$$

O indicador de valor do sistema de produto será determinado a partir do Total de Valor Agregado (TVA), que pode ser calculado pela Equação 2.

$$TVA = EVU + VP_{BP} - TFC_{WS} - TFC_{WW} - FC \quad (2)$$

Onde: EVU: valor econômico total do uso de água; VP_{BP}: receita gerada de qualquer subproduto do sistema; TFC_{WS}: custo total financeiro em relação à provisão de abastecimento para renderização da água, adequado ao propósito de uso específico; TFC_{WW}: custo financeiro total relacionado com o tratamento de águas residuais; e FC: fluxo futuro anual equivalente de caixa gerado a partir da introdução de novas tecnologias no sistema.

O indicador de desempenho ambiental baseia-se na avaliação dos impactos ambientais ocorridos ao longo do ciclo de vida. Assim, o resultado dessa etapa da análise de ecoeficiência consiste de uma série de indicadores de categoria (ANGELIS-DIMAKIS, 2015). Usando da Equação 1 o método *EcoWater* irá, portanto, gerar um grupo de indicadores de ecoeficiência, cada qual relacionado a respectiva categoria de impacto. Logo, ao invés de ter um indicador único, que eventualmente facilitasse o processo de tomada de decisão ao aglutinar diferentes dimensões em apenas um índice, o *EcoWater* gera um padrão distinto. Este permite ao gestor avaliar que categorias são mais impactantes do ponto de vista ambiental/econômico e, a partir disso, adotar medidas que sejam capazes de melhorar apenas as dimensões que, de fato, precisam ser melhoradas.

3.4.3 Indicador TU Delft

Outra análise de ecoeficiência que faz uso de avaliação de ciclo de vida é a do método TU Delft, elaborado por pesquisadores da Universidade de Tecnologia de Delft (Holanda). Para realizar a medição da ecoeficiência de um produto, os investigadores criaram o indicador *Eco Custo – Valor* (*Eco-cost – Value Ratio*, ou ECV), determinado pela Equação 3.

$$ECV = \frac{Eco\ custo}{Valor} \quad (3)$$

ECV é um indicador adimensional, já que *Eco custo* e *Valor* são expressos em unidades monetárias, ainda que o *Eco custo* corresponda, em verdade, à dimensão ambiental da análise de ecoeficiência. Esta variável é definida como custo de prevenção de uma carga ambiental, ou ainda, o quanto deveria ser gasto para que a manufatura de um bem (ou execução de um serviço) pudesse ser absorvida pela capacidade de suporte do planeta (HENDRIKS; VOGTLÄNDER; JANSSEN, 2006). Segundo esta concepção, os *Eco custos* são 'virtuais'; ou seja, são estimados a partir da lógica "*quanto ... para ser ...*", não sendo incorporados a cadeia de valor do produto.

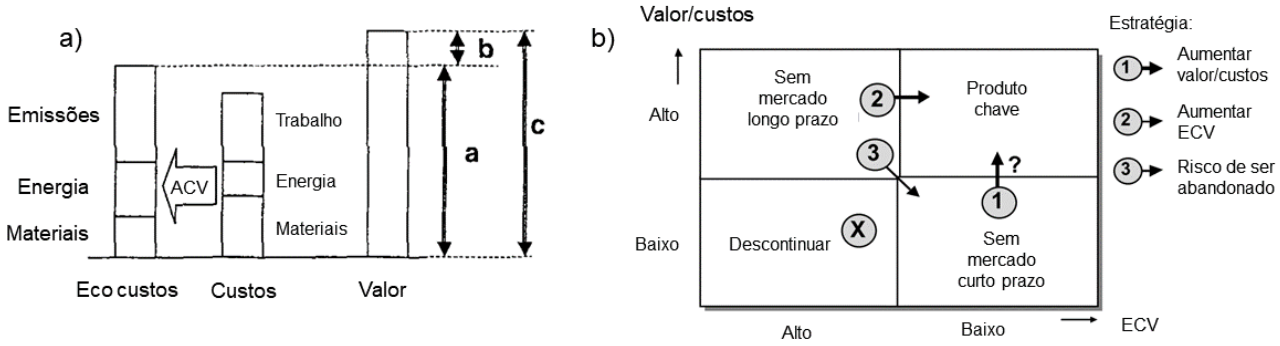
Os *Eco custos* podem ser classificados em dois grupos: diretos e indiretos. *Eco custos diretos* estão relacionados à prevenção da poluição (custo para redução de emissões), energia (custo para implantação de fontes sustentáveis de energia) e depleção de materiais (custo de matérias-primas com redução desse valor na medida em que se adicionam materiais recicláveis a sua composição). Já os *Eco custos indiretos* incluem aspectos de depreciação (de equipamento e edificações, etc.), e de trabalho (gastos com materiais de trabalho, eletricidade, aquecimento, e outras utilidades) (HENDRIKS; VOGTLÄNDER; JANSSEN, 2006).

Os *Eco custos* diretos e indiretos são somados para compor o indicador único de *Eco custo*. As diferentes etapas do cálculo dos *Eco custos* se fundamentam em estudos de ACV para determinação de quaisquer dos custos. A caracterização dos impactos determinados pela ACV atribui custos de emissão e consumos com base em dados de literatura disponibilizados apenas para este fim (HENDRIKS; VOGTLÄNDER; JANSSEN, 2006; SUBTIL, 2015).

O *Valor*, que corresponde ao denominador do ECV, representa o aporte monetário que no momento da realização da análise é atribuído pela sociedade ao produto (ou serviço). A ecoeficiência derivada do valor de ECV pode ser analisada numericamente (quanto mais baixo for o ECV de um produto, mais ecoeficiente este será), ou por via gráfica.

A Figura 15 apresenta não apenas um diagrama genérico para aplicação do método TU Delft de ecoeficiência, mas também traz um modelo de solução gráfica dos resultados obtidos.

Figura 15 - Gráfico e diagrama para análise de ecoeficiência pelo método TU Delft



Fontes: Vogtländer, Brezet, Hendriks (2001) e Hendriks, Vogtländer, Janssen (2006).

Olhando a Figura 15a, é possível perceber que a partir dos custos de produção (trabalho, energia e materiais utilizados), chega-se aos *Eco custos* após terem sido estimados os consumos de matéria e energia, e as emissões associadas ao ciclo de vida em estudo. Constituída a barra de *Eco custo* será então possível avaliar a ecoeficiência com base no *Valor* do produto. Segundo Vogtländer, Brezet e Hendriks (2001), a Equação 4 descreve uma forma medir ecoeficiência para tal situação.

$$Ecoeficiência = EF = \frac{b}{c} = \frac{(Valor - Eco\ custos)}{Valor} = 1 - ECV \quad (4)$$

Segundo esse arranjo, há três valores possíveis para a ecoeficiência:

- EF < 0: quando [*Eco custos* > *Valor*] do produto, e assim, ECV > 1;
- EF = 0: se [*Eco custos* = *Valor*] do produto e, portanto, ECV = 1;
- EF = 1: situação (quase hipotética) na qual *Eco custos* = 0, e então, ECV = 0.

A figura 15b, apresenta um exemplo da "Matriz de Portfólio de Produto" (*Product Portfolio Matrix*, ou MPP). Mais além de ajudar a interpetar resultados, esse diagrama é usado com frequência para definição de estratégias voltadas ao oferecimento do produto no mercado. Com base nos resultados que derivam da MPP, é possível traçar quatro estratégias diferentes de abordagem (HENDRIKS; VOGTLÄNDER; JANSSEN, 2006). São elas:

1. Aumentar o *Valor* de um produto que disponha de baixo ECV a fim de que este possa chegar ao mercado no curto prazo (lançamentos de produtos e marcas);

2. Reduzir o valor de ECV para que um produto de alto *Valor* se mantenha por período mais longevo no mercado;

3. Tomar precauções para que a medida n. 2 não cause redução de *Valor* do produto;

4. Descontinuar a manufatura do produto devido ao baixo *Valor* e alto ECV.

3.5 Estudos que relacionam ecoeficência e DZL

Há poucos estudos científicos sobre aplicação de ecoeficiência a sistemas de reúso de água. Dentro dessa coletânea, há ainda algumas produções que fazem as análises ambiental e econômica de maneira descentralizada, sem gerar indicador único. Já no que se refere ao regime de DZL, uma revisão de literatura sobre o tema não identificou resultados acadêmicos relacionados com avaliações de ecoeficiência.

Gripp (2014) aplicou ACV para determinação do perfil ambiental, ao que somou uma análise econômica para avaliar o ciclo de vida cumprido pela água em uma refinaria de petróleo. Para tanto, o autor formulou os seguintes cenários: (i) ciclo de vida da água sem que houvesse reúso do efluente pela refinaria; (ii) reúso parcial de efluentes após tratamento por clarificação e eletrodiálise reversa; e (iii) reúso parcial sendo que a corrente de concentrado do cenário (ii) passaria ainda por mais um processo de descontaminação fundamentado em cristalização evaporativa. Dado o arranjo, o cenário (iii) se distanciava de um regime de DZL apenas devido a uma vazão de 200 L/h originada da purga da cristalização. O valor pode ser considerado como bastante discreto em comparação ao volume de efluente gerado pela refinaria (350 m^3/h).

Aplicou-se ACV do tipo atribucional para estimação dos perfis ambiental e de consumo de energia primária associado a cada cenário. Já a análise econômica foi conduzida pelo método descrito por Turton (2009), diferentemente do que ocorre com muitos estudos de ecoeficiência, para os quais faz-se uso de CCV.

As análises ambiental e econômica indicaram haver um balanço entre a taxa de redução de coleta de água bruta (motivada pela intensificação, cenário a cenário, do reúso), e o consumo adicional de energia para funcionamento da unidade de eletrodiálise reversa. Outro aspecto relevante reside no fato de o cenário (iii) não apresentar piora de desempenho energético global, mesmo apresentando um consumo expressivo de energia na cristalização evaporativa.

Segundo Gripp (2014) isso ocorreu, pois, a carga térmica dessa operação foi suprida por vapor residual; ou seja, aquele lançado na atmosfera pelas chaminés das caldeiras da refinaria. Em termos conceituais, a ACV considera que essa corrente será admitida no sistema de produto com carga ambiental nula, por conta de se tratar originalmente de um rejeito de outro sistema (que para o caso presente consiste exatamente da refinaria).

A análise econômica comparou os custos da água de reúso com aqueles gerados pelo tratamento de água de rio. Gripp concluiu que para os cenários (ii) e (iii), em que efetivamente ocorre reúso, os desembolsos com reúso de água seriam de 50 a 80 vezes mais elevados do que os realizados pela via regular, de coleta de água superficial, seguida do seu tratamento. O autor destaca ainda que a construção de um arranjo para reúso de efluentes nas condições analisadas se justificaria, em termos econômicos, apenas nos casos de escassez hídrica ou intervenção, por parte de orgãos públicos de gestão, sobre a captação dos recursos hídricos locais.

Lam et al. (2017) efetuaram análise de ecoeficiência baseada em ACV e CCV (similar ao método BASF), de quatro sistemas de uso de água para descarga de sanitários: água natural, água do mar, e reúso de água a partir de efluente doméstico (exceto descarga e originário em cozinha) após tratamento respectivamente em biorreatores aeróbico e anaeróbico.

A análise econômica mostrou, de maneira geral, que os custos associados à construção são reduzidos, se comparados àqueles de operação para um horizonte temporal de 20 anos. Por se tratar de um arranjo processual simples, o sistema com o consumo de água natural apresentou o menor custo de construção; por outro lado, os maiores dispêndios nesse campo remetem ao sistema anaeróbico, pelo fato desse demandar uma unidade de adsorção. No entanto, ao avaliar os custos de operação, Lam et al. notaram que o cenário com consumo de água natural passa a ser o mais caro de toda a série, devido aos desembolsos para captação de água e tratamento do efluente. Já os demais cenários abatem parte desses valores, seja pelo uso de água do mar, ou devido as práticas de reúso. Chamou também a atenção na análise a recuperação de energia no reator anaeróbico dada a produção de biogás, que supre parte da demanda elétrica da planta.

De maneira geral os desempenhos ambiental e econômico apresentaram contribuições menos significantes para os cenários sem reúso na fase de construção, ao passo que a lógica se inverteu ao se considerar a operação dos mesmos sistemas. Sob esta ótica, observou-se que: (i) o maior volume de tratamento de água natural para produção de água potável desfavoreceu os cenários com uso exclusivo de água natural; (ii) o consumo de eletricidade para bombeamento de água natural e água do mar aportou mais cargas ambientais e custos aos respectivos cenários; e, (iii) a carga associada ao tratamento de esgoto é menor do que os demais por conta do reúso.

No caso dos cenários que consideram reúso, a alternativa com reator anaeróbico é ainda menos impactante do que sua homóloga por consumir menos energia elétrica do que o reator aeróbico, além de produzir metano, diminuindo assim o consumo de energia global do sistema. Na avaliação conjugada, o cenário de reúso anaeróbico foi quem mais favoreceu o ambiente, seguido pelo uso de água do mar, este, com desempenho semelhante ao do reúso aeróbico.

Na análise de ecoeficiência, o reúso com reator anaeróbico apresentou o melhor índice da série, seguido pelo obtido pelo cenário de consumo de água do mar. A disparidade deveu-se ao desempenho econômico superior do primeiro sobre o congênere. A análise verificou ainda que desdobramentos ocorreriam sobre a ecoeficiência de cada cenário, no caso de um processo de ponderação tornar a dimensão ambiental 100 vezes mais expressiva do que a econômica. A partir desse exercício, Lam et al., notaram que o cenário com reúso por tratamento em reator anaeróbico prevaleceu, de maneira ainda mais expressiva, sobre os demais.

Bortolini et al. (2017) analisaram um sistema de tratamento de efluentes industriais de empreendimento do ramo de alimentos e bebidas, com vistas a propor ações de fechamento de circuito. O processo de reúso se constituía de um arranjo em que os métodos de filtração por membranas, osmose reversa e radiação ultravioleta foram arranjados em série.

Além de uma análise de desempenho do tratamento os autores efetuaram uma análise econômica. Essa verificação fez constatar que, ao se considerar o custo de oportunidade da economia da água captada da natureza, é possível preservar quase € 200.000/ano com o reúso. Além disso, Bortolini et al. observaram um tempo de *payback* de dois anos, e definiram um horizonte de 15 anos como tempo de vida da instalação.

Neste caso, o custo da água é de € 2,12/m^3, valor consideravelmente maior do que o estimado por Gripp (2014), cuja precificação foi efetuada pela soma de R$ 0,01/m^3 de água captada, mais R$ 0,02/m^3 de água consumida, e outros R$ 0,07/kg de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) lançada. Note-se que, de acordo com a legislação ambiental vigente no Brasil, o valor limite de DBO de efluentes lançados em corpos receptores é de 60 mg/L (GRIPP, 2014).

Chama a atenção na produção de Bortolini et al. a contribuição ambiental positiva que foi gerada pelo fechamento do ciclo da água, por conta do não lançamento de despejos no meio ambiente. Os autores chegaram à conclusão de que as fases de operação e disposição acumulam as principais contribuições em termos de impactos ambientais. Destaca-se nesse âmbito o módulo de osmose reversa, cujo funcionamento é responsável por 45% da carga ambiental total do sistema.

Outra análise importante conduzida pelos autores comparou as estratégias de tratamento de água para fechamento de circuito, e para circuito aberto. De maneira geral, fechar o circuito trouxe redução de impactos da ordem de 54% ao longo do tempo de vida do arranjo processual. Note-se que a conjugação do desempenho ambiental e econômico para um indicador único não foi realizada neste caso.

García-Montoya et al., (2016) efetuaram uma análise econômica e ambiental de sistema de reúso de água com tecnologias de tratamento de lodo ativado, reator UASB e biorreator de membrana, para um complexo residencial. Assim como ocorreu com Bortolini et al. (2017), a investigação não contemplou a formação de um indicador único derivado das duas dimensões. O foco deste trabalho recaiu sobre a criação de uma superestrutura que melhorasse as condições de reúso; ou seja, tratava-se de um problema de otimização com duas funções-objetivo: (i) custo anual total, isto é, o investimento demandado por coleta e tratamento do efluente, bem como, para distribuição de água; e (ii) o total de água natural consumida. Os autores atuaram sobre as duas funções de forma a obter seus mínimos associados.

A partir disso, com o auxílio de uma Curva de Pareto, foram definidos cinco cenários de recuperação e distribuição de água. A ACV foi aplicada a tal universo, a fim de determinar desempenhos ambientais. A primeira tendência observada por García-Montoya et al. foi de que, para diminuir o consumo de água bruta, seria necessário elevar o custo anual do produto. Além disso, para a maioria das categorias de impacto avaliadas (Efeitos sob a respiração, Eutrofização aquática, Acidificação e Nitrificação terrestre e Aquecimento Global), o cenário em que se dá maior recuperação de água é também o mais impactante. Já o cenário de menor custo associado e maior consumo de água detém também um discreto consumo energético, ao usar, apenas, o reator UASB (que não consome eletricidade).

Este levantamento bibliográfico permitiu constatar a importância do reúso de água na gestão de recursos hídricos e, de modo particular, da aplicação do conceito de DZL como forma de redução do consumo. A ACV tem sido usada (com sucesso) para o diagnóstico de impactos ambientais originados nesse campo, auxiliando processos de tomada de decisões inclusive de negócios. Sua associação com análises econômicas gerando varreduras de Ecoeficiência vem também se consolidando no segmento. No entanto, a sobreposição de ambos os enfoques fez identificar uma lacuna de pesquisa, ao registrar poucos estudos científicos em que análise de ecoeficiência é aplicada para regime de DZL. Quando isso ocorreu as análises não contemplavam na plenitude as especificidades de cada tema.

4. MÉTODO DE TRABALHO

O desenvolvimento desta pesquisa foi estruturado na forma das seguintes atividades: (i) caracterização da situação para implementação de DZL incluindo o uso potencial da água tratada; (ii) revisão de literatura sobre alternativas tecnológicas mais usadas e frequentes no contexto de DZL; (iii) definição e aplicação de critérios objetivos para seleção das tecnologias mais adequadas; (iv) especificação dos arranjos processuais de análise; (v) elaboração de modelos específicos para cada arranjo processual; (vi) aplicação da técnica de ACV para formulação de diagnósticos ambientais das alternativas analisadas; (vii) realização de análise econômica com o propósito de verificar o desempenho dos mesmos cenários em termos dessa dimensão; (viii) análise de ecoeficiência dos resultados obtidos nas etapas (vi); e, (vii) proposição de outros encaminhamentos para as soluções propostas.

4.1 Caracterização do contexto

O estudo compreende a aplicação de um possível regime de DZL com reúso de água para refinaria de petróleo. Tal desenvolvimento se presta ao atendimento de dois objetivos: (i) preservação do corpo hídrico circunvizinho à unidade petroquímica, reduzindo a retirada de água dessa fonte, como também a poluição associada ao descarte de efluentes no mesmo vetor; e, ii) suprimento de água de resfriamento na refinaria, atendendo, para tanto, especificações de volume e de qualidade necessárias ao funcionamento apropriado dos mesmos sistemas.

Como descrito na seção 3.1.1, os maiores consumos de água nas refinarias de petróleo ocorrem nas torres de resfriamento por conta de perdas por evaporação, arraste e purga. Dessa forma, a água que deve ser reposta no processo (água de *make-up*) tem vazão igual à soma das perdas. Uma estimativa desses valores pode ser realizada; no entanto, sabe-se que essas perdas dependem de inúmeros fatores, tais como: temperatura do ambiente, umidade relativa do ar, velocidade do vento e pressão atmosférica (NOGUEIRA, 2007).

A perda por evaporação se deve ao próprio fenômeno de transferência de calor, onde a água quente que circula pelo sistema estará em contato direto com a corrente de arrefecimento presente na torre. Neste processo, parte da água evapora para a atmosfera (NOGUEIRA, 2007). Uma estimativa dessa perda pode ser feita ao se igualar a energia associada à evaporação da água com a associada à troca térmica (diferença de temperatura) promovida pelo equipamento.

A perda por arraste se dá quando parte da água é carreada pelo fluxo de ar na forma de pequenas gotículas. A estimativa de perda por esta via é da ordem de 0,1% da água circulante

no sistema (NOGUEIRA, 2007). O dreno é o controle realizado nas torres de resfriamento para evitar acúmulo de sais e, a partir disso, efeitos indesejáveis como corrosões e depósitos, originados da perda progressiva de água por evaporação e arraste. A vazão de purga depende de fatores como as características do sistema, qualidade e quantidade da água de reposição, e a tecnologia de tratamento de água para as torres de resfriamento (NOGUEIRA, 2007).

Nogueira (2007) realizou um balanço hídrico em uma refinaria de grande porte do Brasil (capacidade de refino de 2.400 m^3/h petróleo), quantificando as entradas e saídas do processo. A unidade possuía duas torres de resfriamento para ajustar temperaturas das correntes de processo. A Tabela 6 traz as vazões de circulação por cada torre, bem como as perdas associadas ao processo de resfriamento. A porcentagem acumulada de água perdida variou de 1,3 a 1,8%, sendo a maior parte associada à evaporação (85% para o sistema A e 87% para o sistema B).

Tabela 6 - Dados dos sistemas de resfriamento de uma refinaria

Sistema	Vazão média circulante (m^3/h)	Variação da temperatura no sistema (°C)	Perdas (m^3/h)			
			Medidas			
			Evaporação	Arraste	Purga	Total
A	42.271	10,0	644	42,0	68,0	754
B	8.617	9,40	100	9,00	5,50	115

Fonte: adaptado de Nogueira (2007).

Usando como modelo uma refinaria de médio porte (1.000 m^3/h petróleo) Gripp (2014) estimou a vazão circulante de uma das torres de resfriamento em 28.400 m^3/h. A perda por evaporação alcançou 376 m^3/h, e a geração de efluente (que pode ser considerado como purga) foi de 78,1 m^3/h. Nesse contexto, as perdas do equipamento seriam de aproximadamente 1,6%, dentro, portanto, da faixa obtida por Nogueira (2007). Quanto à disponibilidade de efluente para reúso, Nogueira (2007) identificou uma oferta de 627 m^3/h. Nesse caso em questão, o efluente que deixa a estação de tratamento é lançado no corpo hídrico. Gripp (2014), por sua vez, estimou em 351 m^3/h a vazão de efluente lançado no cenário sem reúso, ao passo que com os reciclos de água para caldeira e torre de resfriamento, o descarte reduziu-se a 1,0 m^3/h, além de 200 L/h de purga originada da cristalização.

Mesmo com aproveitamento total das vazões de efluente, não foi possível para ambos os estudos atender a demanda da torre de resfriamento apenas com água de reúso, dado que as

perdas por evaporação, arraste e purga superam a oferta de efluentes proporcionada pela estação de tratamento de despejos industriais (ETDI). A solução encontrada para contornar o obstáculo foi complementar a demanda do equipamento com água captada junto ao corpo hídrico.

No presente estudo, todo o volume tratado na ETDI é destinado a atender, de forma parcial, a demanda da torre de resfriamento. Com isso, não apenas há redução da captação de água bruta no entorno da refinaria, como também se observa um decréscimo da carga ambiental associada ao despejo de efluente em corpo hídrico.

Os dados de consumos de água e geração de efluentes em refinaria permitiram realizar um balanço simplificado de água da unidade em análise. Como o modelo em questão consiste de um refinaria de médio porte, esses cálculos foram realizados tendo como referência o estudo de Gripp (2014). Essas estimativas são apresentadas em detalhes na seção 6.1.

O modelo de ETDI deste estudo compreende processos convencionais de tratamento como: (i) separador de água e óleo API, (ii) flotador, (iii) lagoas de aeração dos tipos mistura completa e facultativa aerada, (iv) biodiscos, (v) clarificador e (vi) filtro de carvão ativado. Esse arranjo é suficiente para reduzir os teores de sólidos suspensos, óleos, graxas e carga orgânica do efluente de processo a níveis inferiores àqueles previstos pela legislação para lançamento no corpo receptor. A remoção de tais contaminantes torna o efluente exclusivamente salino. A composição média do efluente está indicada na tabela 7. Para chegar a esses resultados foram usados valores de um levantamento efetuado entre 2011 e 2014 junto aos despejos da refinaria.

O escopo de aplicação da ACV para este estudo observa uma abordagem do tipo ‘berço ao portão’, que leva em conta o conjunto de operações capaz de transformar a água servida (mas em condições de ser lançada no corpo receptor), em água industrial para uso na torre de resfriamento da refinaria. Assim sendo, as cargas ambientais associadas ao funcionamento da ETDI não foram computadas pelo fato de as transformações que nela ocorrem se ocuparem de colocar o efluente de pós-tratamento dentro de padrões aceitáveis para sua disposição no ambiente.

Tabela 7 - Perfil do efluente na saída da planta de pré-tratamento

Analitos	Concentração (ppm)
Ba^{2+}	0.30
Ca^{2+}	53.1
Al^{3+}	< 0.01
Sr^{2+}	1.32
SiO_2	7.33
Fe (total)	< 0.01
Mg^{2+}	6.56
Na^{+}	255
Cl^{-}	385
HCO_3^{-}	216
K^{+}	7.76
NH_4^{+}	4.56
PO_4^{3-}	2.12
NO_3^{-}	101
SO_4^{2-}	110
F^{-}	0.20
SDT (como NaCl)	762
pH	7.30

Fonte: dados coletados em uma refinaria.

Dessa circunstância se originam duas premissas: (i) a água tratada na ETDI passa a ter o status de fluxo elementar; ou seja, de uma corrente que apresenta carga ambiental nula no instante em que é introduzida no arranjo que descreve o DZL; e (ii) o ciclo de vida em análise se encerra à saída do sistema de reúso, mais precisamente no instante em que o efluente atinge os padrões necessários de qualidade para ser reintegrado ao ciclo produtivo como água de processo e cumprir as funções que dela se esperam.

4.2 Revisão de literatura das alternativas tecnológicas voltadas para DZL

As pesquisas envolvendo tecnologias de DZL visaram caracterizar o estado da arte em relação aos tratamentos mais usuais, bem como identificar análises elaboradas sob o ponto de vista ambiental sobre o tema.

Em termos de publicações acadêmicas, os levantamentos foram realizados em portais científicos de expressão como '*Web of Science*', 'Periódicos Capes', '*ScienceDirect*', '*Google Scholar*', e '*Web of Knowledge*', para um horizonte temporal compreendido entre 2014 e 2018. Nessa pesquisa foram empregados de forma individual, ou conjugada com outros, os seguintes termos: *'water reuse', 'LCA', 'life cycle assessment', 'water treatment', 'wastewater treatment plant', 'industrial reuse', 'zero-liquid discharge', 'ZLD', 'environmental analysis', 'wastewater', 'water systems', 'reverse osmosis', 'industrial effluent', 'crystallization', 'desalination'*. Como resultado desse esforço foram selecionados 101 artigos científicos junto a periódicos como: Applied Energy, Desalination, Environmental Science & Technology, Journal of Cleaner Production, Journal of Environmental Management, Journal of Industrial Ecology, Journal of Membrane Science, Science of the Total Environment, Water Research, Water Science & Technology e outros.

O acervo de fontes bibliográficas usadas no estudo se completa com catálogos técnicos, programas computacionais, e relatórios de órgãos de pesquisa, tais como aqueles emitidos pela IEA – *International Energy Agency*, e pela EPE – Empresa de Pesquisa Energética, sendo este último utilizado para modelagem da matriz energética brasileira. Trabalhos acadêmicos, como dissertações e teses, também foram considerados pelo levantamento bibliográfico.

4.3 Seleção das tecnologias e especificação dos arranjos processuais

A revisão bibliográfica sobre as principais tecnologias usadas em regime de DZL (seção 3.2.2) serviu para definir o arranjo processual em estudo. Concluído esse levantamento, decidiu-se então compor essa sequência de tratamento com osmose reversa, evaporação e cristalização, exatamente nesta ordem.

Selecionou-se a osmose reversa por se tratar de uma tecnologia dominada, com consumo energético inferior ao de outras alternativas que desempenhem a mesma função, como a osmose direta e a destilação por membranas. A elevada taxa de recuperação de água, que pode superar 90% para água salobra (TONG; ELIMELECH, 2016), e uma qualidade do produto tratado que é superior a obtida por técnicas mais sofisticadas como eletrodiálise reversa (LOGANATHAN;

CHELME-AYALA; EL-DIN, 2015) são outros aspectos que motivaram essa escolha. A inserção da etapa de osmose reversa foi pensada para reduzir o consumo energético do arranjo que, para as tecnologias térmicas (evaporação e cristalização), é muito mais elevado.

Como a OR possui uma limitação quanto ao teor de sais no concentrado salino (seção 3.2.3.1), as tecnologias térmicas costumam ser também bastante empregadas para remoção de água visando a condição terminal de DZL. Tal como destaca a literatura, os processos de evaporação e cristalização são comuns em arranjos com regime de DZL, por promoverem a separação total entre água e concentrado salino. Ao não disporem a água extraída para uso, mas sim, e antes, evaporá-la para a atmosfera, as lagoas de evaporação, deixaram de ser consideradas pelo estudo, posto que a prioridade neste caso é recuperar a máxima vazão de água possível (seção 3.2.4.3).

Após os processos térmicos, o concentrado salino retirado do cristalizador pode retornar para a ETDI caso sua fração líquida justifique tal medida. Neste caso, essa corrente de retorno será tratada, sendo a fração líquida despejada no corpo hídrico, ao mesmo tempo que a fase sólida segue para aterro industrial. Nos casos em que a quantidade de água presente no sal que segue para aterro foi discreta (< 500 L/h), admitiu-se que sua composição ficaria restrita apenas a fração sólida para efeito de modelagem.

Se o arranjo de processo é fixo em termos das tecnologias consideradas, os cenários que foram definidos para esta análise variam entre si quanto aos produtos químicos usados no pré-tratamento do efluente, instalado à montante daquela sequência. O pré-tratamento busca elevar a taxa de recuperação de água, além de atender aos requisitos de qualidade do fluído que serve a torre de resfriamento.

Dentre as técnicas disponíveis de pré-tratamento foram descartadas as que se ocupam de retirar compostos orgânicos, dado o baixo teor desses contaminantes na corrente que entra no arranjo (conforme explicado na seção 4.1). Da mesma forma, aquelas que ainda não alcançaram maturidade tecnológica (como processos biológicos, POA, adsorção, nanofiltração, eletrocoagulação e coagulação) também foram preteridas. Como já havia sido ressaltado para os tratamentos térmicos, as perdas de água no decorrer de tratamento devem ser evitadas. Esse argumento eliminou o pré-tratamento por resina de troca iônica dado que sua regeneração por ácido/base produz efluente líquido (seção 3.2.2.4). No caso da precipitação química, é possível retirar apenas componentes sólidos e evitar a produção de novos efluentes.

Com a definição do arranjo processual usado no estudo, procedeu-se a elaboração dos cenários de análise. O cenário-base (S1) levou em conta o uso de ácido etilenodiaminotetra-acético (EDTA) para prevenção de incrustações. Por se tratar de um agente quelante com alta afinidade por metais, esse composto tem a capacidade de sequestrar íons em solução (OVIEDO; RODRÍGUEZ, 2003), sendo assim usado como anti-incrustante (SINGH, 2007), e como agente de lavagem de membranas (EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT; CAROLLO ENGINEERS, 2008; MUNIRASU; HAIJA; BANAT, 2016). Uma consulta a dados de catálogos de anti-incrustantes comerciais, respaldou o uso de 4,0 ppm de EDTA para um volume de 250 m^3 de efluente tratado.

Os demais cenários de análise levaram em conta o aumento gradativo de recuperação de água e a avaliação da supersaturação dos sais menos solúveis. A partir do momento em que se identificava a precipitação de um sal, estabelecia-se também, um pré-tratamento apropriado para a situação em questão, formando um novo cenário. Essa lógica perdurou até a recuperação limite teórica de 97,2% de água na OR.

Para a efetivação desse procedimento, as porcentagens de recuperação de água em que havia supersaturação foram obtidas primeiramente por um conjunto de equações teóricas, para depois serem validadas por uma ferramenta computacional de uso privativo para projeto de unidades de osmose reversa. Não foram realizados experimentos laboratoriais para estimação desses valores.

Em um processo de separação por membrana, o fator de concentração (FC) corresponde a um número adimensional que representa a quantidade de íons presentes na corrente de rejeito (concentrado salino) em relação à alimentação do sistema. A expressão usada para o cálculo do valor de FC está descrita pela Equação 5 (SHIH et al., 2005).

$$\mathrm{FC} = \left(\frac{1}{1-R_w}\right)\ (1 - R_w(1 - R_s)) \tag{5}$$

Onde: R_s é a rejeição da membrana para cada componente (***i***), calculada pela razão entre a massa de (***i***) presente no concentrado, e a massa de (***i***) admitido via alimentação. Este estudo assumiu R_s = 98% para cada componente (***i***); R_w consiste da taxa de recuperação de água do sistema, calculada pela razão entre as vazões mássicas do permeado e da alimentação (Q_p/Q_a).

As frações mássicas de cada componente (***i***) presente na corrente do concentrado (X_{C_i}) e do purificado (X_{P_i}), foram calculadas pelas Equações 6 e 7. Nessas expressões, X_{A_i} representa a fração mássica do composto (***i***) na alimentação (SHIH et al., 2005).

$$X_{C_i} = X_{A_i}.\,\mathrm{FC} \tag{6}$$

$$X_{P_i} = X_{A_i}/\,\mathrm{FC} \tag{7}$$

A porcentagem de água recuperada na osmose esteve condicionada aos valores-limites de concentração de sais pouco solúveis, como $BaSO_4$, sulfato de estrôncio ($SrSO_4$), $CaSO_4$, fluoreto de cálcio (CaF_2), sílica (SiO_2) e $CaCO_3$ presentes no concentrado. Essa decisão foi tomada com o intuito de evitar incrustações. Tal estimativa foi realizada a partir da equação de supersaturação limite do sal (Equação 8) (BOERLAGE et al., 1999).

$$S = \sqrt{\frac{a_{i+}\ a_{i-}}{K_{ps_i}}} \tag{8}$$

Onde: $\boldsymbol{a_{i+}}$ e $\boldsymbol{a_{i-}}$ são as atividades para um cátion i^+, um ânion i^-; enquanto K_{ps_i} consiste do Produto de Solubilidade do sal (***i***).

A razão de saturação do $CaCO_3$ é frequentemente aproximada pelo Índice de Saturação de Langelier (ISL) (Equação 9), em que pH e pH_s retratam respectivamente, medidas dos índices de acidez e saturação da solução (BENEFIELD; JUDKINS; WEAND, 1982). O ISL usa valores como Alcalinidade, obtida a partir da soma das [$CaCO_3$], [HCO_3^-] e [CO_3^{2-}] (em mol/L), sólidos dissolvidos totais (SDT) (mg/L), concentração de cálcio livre ([Ca^{2+}], mol/L) e temperatura da solução (ºC) para determinação de pH_s (Equações 10 a 14) (KUCERA, 2015).

$$\mathrm{ISL} = \mathrm{pH} - \mathrm{pH_s} \tag{9}$$

$$\mathrm{pH_s} = (9{,}3 + A + B) - (C + D) \tag{10}$$

$$\mathrm{A} = (\log[SDT] - 1)/10 \tag{11}$$

$$\mathrm{B} = -13{,}12 \times \log(T(°\mathrm{C}) + 273) + 34{,}55 \tag{12}$$

$$\mathrm{C} = \log[Ca^{2+}] - 0{,}4 \tag{13}$$

$$\mathrm{D} = \log[Alcalinidade] \tag{14}$$

As razões de supersaturação adotadas para esses cálculos observaram duas situações: (i) com adição de anti-incrustante, ação que teve, por consequência, o atingimento de limites mais elevados de supersaturação (parâmetros que foram adotados para S1); e (ii) sem adição de anti-incrustante, gerando limites de trabalho mais conservadores (que foram assumidos pelos demais cenários). Os parâmetros-limite apresentados nas Tabelas 8 e 9, são fornecidos pelos fabricantes de membranas de osmose (HYDRANAUTICS, 2013).

A estimativa das supersaturações a partir dos íons do concentrado ocorreu com auxílio de um software distribuído pela OLI Systems Inc. O programa faz uso do método de Pitzer, que se apoia de forma rigorosa no cálculo de interações entre íons em solução, geralmente de elevada força iônica (BOERLAGE et al., 1999; NARIYOSHI, 2016). O método de Pitzer leva em conta interações de curto e longo alcance para efeito de cálculo de atividade dos íons, de tal forma que, para sistemas iônicos multicomponentes como a dessalinização de efluentes mais complexos, este acaba sendo um modelo preciso (BOERLAGE et al., 1999; PANTOJA, 2015).

Para o cenário S1, obteve-se uma recuperação de água de 84,6% antes que fosse atingido o limite de supersaturação do $BaSO_4$. A Tabela 8 compara o limite permitido pela membrana com o valor obtido na máxima recuperação de água nesse cenário.

Tabela 8 - Valores-limite de supersaturação, ISL e concentração de sílica comparados com o concentrado em S1

Parâmetro	Valores-limites	Valores para S1
S_{BaSO_4}	8,94	8,94
S_{SrSO_4}	3,46	0,51
$S_{CaSO_4.2H_2O}$	2,00	0,39
S_{CaF_2}	10,95	0,51
$X_{C_{SiO_2}}$	300 ppm	100 ppm
ISL	2,90	– 0,09

Para aumentar a recuperação de água na osmose optou-se por descontinuar o uso de anti-incrustante em S2, realizando a dessupersaturação de $BaSO_4$ por meio de adição de sementes deste sal (BREMERE et al., 1998, 1999). Tal como já fora discutido na seção 3.2.2.1 o processo se desenvolve por mecanismo de nucleação e formação de cristais na superfície dessas sementes.

Tomando por referências os estudos de Bremere (1998, 1999) e Ronquim et al. (2018), e usando dados experimentais, fixou-se a concentração de sementes de $BaSO_4$ em 10 g/L com tempo de residência de 5 minutos e renovação anual. Também foram contemplados pela modelagem o consumo de 5,6 kWh para agitação na fase de precipitação (dado obtido de catálogo comercial), e limpeza mensal do reator de dessupersaturação com 5,0 m^3 de solução de HCl (pH = 3,0). A forma de pré-tratamento adotada em S2, permitiu aumentar a recuperação de água até 87,0%. Justamente neste ponto, o concentrado da osmose chega no limite de supersaturação permitido pela membrana para o SiO_2.

Em S3 o pré-tratamento ocorre por alcalinização com adição de $Ca(OH)_2$. O aumento de pH possibilita a precipitação de sais fortemente dependentes da quantidade de OH^-, como é o caso dos silicatos de magnésio (LATOUR; MIRANDA; BLANCO, 2016) e também de $CaCO_3$ (RAHARDIANTO et al., 2007). A precipitação do carbonato permite remover também outros íons da solução, como Ba^{2+}, Sr^{2+} e Mg^{2+}, via incorporação ao precipitado (GABELICH et al., 2007), prevenindo o depósito de $BaSO_4$, uma limitação identificada em S2. Este processo foi facilitado pela adição de sementes de $CaCO_3$, conforme já fora discutido na seção 3.2.2.1. A elevação da alcalinidade do meio foi controlada pela adição de HCl, que ocorreu até que fosse atingido pH = 8,0. Apenas nessas condições o efluente foi alimentado na OR.

Tabela 9 - Valores-limite de supersaturação e ISL e comparação com o concentrado em S2 – S5

Parâmetro	Valores-limites supersaturação	S2	S3	S4	S5
S_{BaSO_4}	7,75	3,63	7,34	7,67	7,50
S_{SrSO_4}	2,83	0,56	0,78	2,08	1,64
$S_{CaSO_4.2H_2O}$	1,52	0,43	0,50	1,50	1,53
S_{CaF_2}	11,0	0,62	1,39	3,63	3,57
S_{SiO_2}	1,00	1,00	1,00	0,51	0,48
ISL	1,80	(–) 0,13	(–) 0,23	(–) 0,20	(–) 0,29

Para esse cenário, o índice de alcalinidade do pré-tratamento foi ajustado em pH = 11 via adição de $Ca(OH)_2$, com base nos trabalhos de Latour, Miranda e Blanco (2016) e Gabelich et al. (2007).

Aplicou-se como base a adição anual de 12,5 g/L de cristais de $CaCO_3$ (RAHARDIANTO et al., 2007), com um consumo de energia no agitador de 22 kWh (dado baseado em catálogo), e um tempo de residência de 20 minutos no reator de precipitação (GABELICH et al., 2007). O período foi depois ajustado no dimensionamento do equipamento, tal como está explicado mais adiante na seção 4.6. Com esse pré-tratamento a recuperação de água em S3 chegou a 95,8%. Nesse nível, o concentrado da osmose apresentou supersaturação limite novamente para o SiO_2, além da proximidade do $BaSO_4$ do valor máximo.

S4 seguiu a lógica de S3, usando também $Ca(OH)_2$ para atingir pH = 11, e sementes de $CaCO_3$ para propiciar o local de precipitação desse sal em solução, e o arraste de outros sais pouco solúveis. Além disso, fez-se uso de HCl para redução da alcalinidade do meio até pH = 8 antes da entrada do efluente na OR. A resposta ao problema do SiO_2 seguiu orientações de Latour, Miranda e Blanco (2016), que usaram cloreto de magnésio ($MgCl_2$) para formar o precipitado antigorita ($Mg_3Si_2O_5(OH)_4$). Para tratar o $BaSO_4$, dosou-se Na_2SO_4 que, conforme Moreira (2017), fornece excesso de íons SO_4^{2-} para precipitar o sal. Diferentemente da adição de $BaSO_4$, essas medidas não lidam com adsorção na superfície do cristal, mas sim, com reação química. As adições de $MgCl_2$ e Na_2SO_4 foram calculadas pelo software OLI Systems com o intuito de determinar o ponto ótimo de recuperação de água, dado que a inserção de íons em solução para precipitação poderia trazer consigo aumento de espécies iônicas no efluente sem influenciar a cinética do processo. A fim de reduzir consumos no pré-tratamento, estabeleceu-se que 1,0 m^3/h do concentrado da osmose seria recirculado para a entrada do tanque de precipitação. Com essas medidas, foi possível obter uma recuperação de 97,2% de água.

O cenário S5 é uma variação de S4 idealizada com base em um trabalho de Sakamoto et al. (2018). Ao se avaliar o desempenho ambiental dos quatro cenários dessa publicação, sendo os mesmos do presente estudo, pensou-se no uso de $MgSO_4$ como fornecedor simultâneo de íons para precipitação de $BaSO_4$ e sílica, sendo que a quantidade a ser dosada foi também calculada via software OLI Systems. Além disso, outra mudança ocorreu na acidificação do efluente com HNO_3 ao invés de HCl, com a intenção de reduzir a influência do alto consumo de eletricidade na produção de HCl (majoritariamente via eletrólise), que repercutiu de maneira adversa no estudo de Sakamoto et al. A recuperação de água neste cenário foi ligeiramente menor do que a obtida para S4, registrando um desempenho de 96,4%.

A Tabela 9 confronta resultados de supersaturação e ISL obtidos para S2 – S5 com limites disponíveis na literatura. Já a Tabela 10 sumariza características e especificidades processuais de cada cenário estudado.

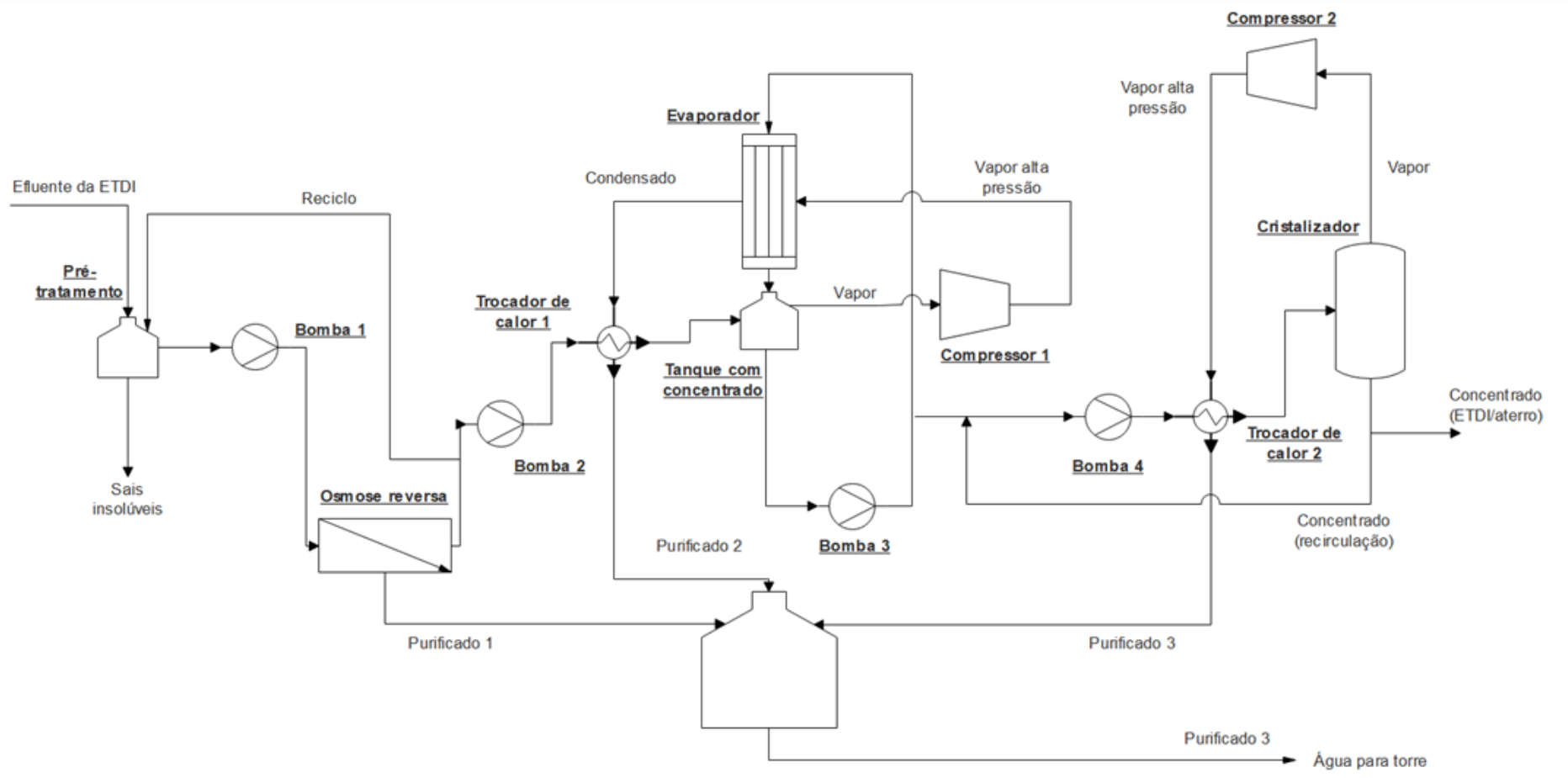
Tabela 10 - Cenários de estudo e recuperações de água obtidos em cada cenário

Condições tecnológicas	S1	S2	S3	S4	S5
Osmose reversa (RO)	+	+	+	+	+
Evaporação e cristalização (EV + CR)	+	+	+	+	+
Dessupersaturação de bário (PT)	–	+	–	–	–
Coprecipitação (PT)	N/A	N/A	$Ca(OH)_2$ + $CaCO_3$	$Ca(OH)_2$ + $CaCO_3$ com adição de $MgCl_2$ e Na_2SO_4	$Ca(OH)_2$ + $CaCO_3$ com adição de $MgSO_4$
Reciclo (PT)	–	–	–	+	+
Acidificação	N/A	N/A	HCl	HCl	HNO_3
Recuperação na RO (%)	84,6	87,0	95,8	97,2	96,4

4.4 Modelagem dos cenários de análise

A Figura 16 descreve a estrutura geral dos cenários em estudo, segundo um fluxograma de processo. Destacam-se as operações e o sequenciamento em que estas aparecem colocadas para compor o arranjo. Os títulos dos equipamentos foram destacados em negrito e sublinhados.

Figura 16 - Fluxograma do processo



Fonte: do próprio autor.

Assim como já se havia discutido antes, o software distribuído pela OLI Systems Inc. foi usado para modelar o estágio de pré-tratamento, com vistas a calcular a quantidade de sais precipitados em cada cenário. Já os balanços de massa, realizados após ter sido concluída essa etapa, foram efetuados com apoio de uma planilha eletrônica do tipo Microsoft Excel.

O dimensionamento da osmose reversa se viabilizou a partir da aplicação do software Hydranautics® 'IMS Design'. Um fluxo médio limite 20 lmh (litro.metro.hora) e membranas CPA7 MAX de alta rejeição salina (99,8%) – bastante usadas em processos de DZL (HYDRANAUTICS, [s.d.]) – foram especificados para efeito de projeto da unidade. O Apêndice B contém os resultados dessas simulações para cada cenário.

Os balanceamentos mássico e energético para os processos de evaporação e cristalização foram conduzidos por meio do software Aspen Plus v.8.8, de Aspen Technology, Inc. Admitiu-se, a título de simplificação dessas estimativas, que a gama variada de sais presentes no meio seria representada sob a forma de NaCl. Pantoja (2015) explica que o procedimento é usado de maneira recorrente em situações dessa natureza uma vez que o NaCl é um sal bastante solúvel, exigindo portanto, elevado consumo de energia pelo processo, além de reter maior concentração de suas espécies iônicas no efluente. O dimensionamento do processo foi, portanto, estabelecido para uma condição extrema de operação. Os resultados das simulações compõem o Apêndice C.

Outras premissas foram também estabelecidas para condução das simulações no Aspen Plus. São elas: (i) a fração de vapor (f_V) à saída do evaporador é igual a $f_V = 0,4$ em todos os cenários; (ii) consumo energético dos compressores que atuam sobre o conjunto evaporador-cristalizador deve estar contido na faixas de variação indicadas pela literatura (seções 3.2.4.1 e 3.2.4.2) e (iii) o cristalizador foi modelado como um equipamento *quasi*-adiabático; ou seja, a energia do processo está associada somente à evaporação da água e à formação dos cristais.

4.5 Aplicação da ACV para diagnóstico ambiental

A ACV foi aplicada para efeito de quantificação dos impactos ambientais associados a cada cenário. Em tais análises fez-se uso de ACV do tipo atribucional com enfoque ‘berço-ao-portão’, que restringe o escopo de aplicação da técnica ao ciclo produtivo, tal como já havia sido discutido previamente na seção 4.1. Os diagnósticos consideram como Fluxo de Referência a produção de 1,0 m³ de água para (re)uso em torre de resfriamento. Outros elementos inerentes

à modelagem ambiental desses sistemas para a ACV aparecem detalhados no capítulo 5. A ACV foi realizada com auxílio do software SimaPro Faculty v.8.5.2.0 de PRé Consultants bv.

4.6 Análise econômica

A análise econômica consistiu de um estudo econômico de cada alternativa, baseado em seus custos fixos e variáveis. Após a quantificação de cada uma dessas vertentes, o custo total foi multiplicado pelo tempo de vida do arranjo processual que, seguindo orientações de Turton et al. (2009), foi estabelecido em 9,5 anos. O montante acumulado no período foi então dividido pela vazão total de água tratada pelo processo, de modo a obter seu custo específico de reúso.

O método adotado para condução dessa etapa da investigação, proposto por Turton et al. (2009), é frequente em especial para projetos realizados na área de Engenharia Química. A realização de uma análise econômica do tipo CCV foi descartada por conta de indisponibilidade e inconsistência de dados. Ainda que as vantagens e aplicabilidades dessa abordagem tenham sido discutidas nas seções 3.4.1 e 3.5, sua utilização neste caso iria fatalmente abrir espaço para a disseminação de incertezas.

A análise econômica levou em conta custos de investimento e de operação. Os custos de investimento, foram subdivididos em gastos diretos e indiretos, tal como aparece explicitado na Tabela 11. Foram custeados para efeito dessa análise os seguintes equipamentos: bombas, módulos de membrana de osmose, compressores, trocadores de calor, evaporador, cristalizador, filtros, tanques de mistura e misturadores. Admitiu-se para efeito desse procedimento que todos os equipamentos seriam construídos em aço carbono, e que operariam sob pressão atmosférica. A Equação 15 descreve o método de cálculo adotado para efeito de tais estimativas.

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 [\log_{10} A]^2 \tag{15}$$

O parâmetro (A) refere-se à capacidade ou dimensão dos equipamentos, enquanto que os valores de (K_i) são próprios de cada aparato. Os dados que os quantificam estão disponíveis em Turton et al. (2009) para uma ampla variedade de dispositivos e sistemas.

Dado o horizonte temporal em que os dados de custo foram obtidos, fez-se necessário realizar uma correção para que os dispêndios fossem expressos em valores atuais. A adequação foi realizada a partir da Equação 16.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \tag{16}$$

A variável (C_i) compreende o custo do equipamento, enquanto (I_i) remete ao índice de custo. O índice (1) refere-se ao ano em que o custo do equipamento foi coletado, e o índice (2), ao ano no qual pretende-se expressar este mesmo valor. Adotou-se por índice de custo do estudo o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) que é atualizado periodicamente (GRIPP, 2014). Para descrever o momento atual, foi usado o valor preliminar de CEPCI para Dezembro de 2018 de I_2 = 610,1 (JENKINS, 2019).

Tabela 11 - Custos diretos e indiretos associados ao investimento de equipamento

Fator associado à instalação do equipamento	Símbolo	Comentários
Custos diretos		
a. Custo de equipamento	C_P	Custo do equipamento adquirido no local do fabricante.
b. Materiais requeridos para instalação	C_M	Inclui a tubulação, isolamento e impermeabilização, fundações e apoios estruturais, instrumentação e parte elétrica, e pintura associada ao equipamento.
c. Trabalho para instalação de equipamento e materiais	C_L	Incluir todo o trabalho associado com a instalação do equipamento e materiais mencionados nos itens a) e b).
Custos indiretos		
d. Transporte, seguro e taxas	C_{FIT}	Inclui todos os custos com transporte para entrega do equipamento e materiais para o local da unidade, o seguro dos itens transportados e qualquer taxa de compra quando aplicável.
e. Excedente de construção	C_O	Inclui benefícios marginais como férias, licença por enfermidade, aposentadoria, etc.; também responsabilidades trabalhistas como seguro social e seguro-desemprego, etc.; e salários e excedente para pessoal de supervisão.
f. Gastos com contratação de serviço de engenharia	C_E	Inclui salários e excedentes para o pessoal de engenharia, desenho e gestão de projeto.

Fonte: adaptado de Turton et al. (2009)

Outros custos de investimento da planta puderam ser estimados com base no custo de (C_p^0), multiplicando-se o valor por (F_{BM}), o chamado *bare module cost factor*. Esse parâmetro leva em conta os custos diretos e indiretos apontados na Tabela 11. Quando se faz oportuno, o (F_{BM}) considera ainda correções associadas a materiais e pressões diferentes da estimativa inicial, realizada por (C_p^0). Os custos diretos e indiretos do equipamento, descritos por meio de (C_{BM}^0), foram determinados utilizando-se a Equação 17.

$$C_{BM}^0 = C_p^0 F_{BM} \tag{17}$$

Como o caso em estudo trata de uma expansão em unidade existente (a refinaria), foi necessário calcular o custo de contingência associado à proteção contra imprevistos, além das taxas solicitadas pelo contratante. Os valores padrão para esses parâmetros são respectivamente de 15% e 3,0% do valor de (C_{BM}^0). O custo total (C_{TM}) foi determinado pela Equação 18.

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^{n} C_{TM,i} = \left(1 + \frac{15}{100} + \frac{3}{100}\right) . \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}^0 = 1{,}18 \, . \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}^0 \tag{18}$$

Com base nas equações de custo e nos resultados obtidos na modelagem do processo, foi possível projetar cada equipamento, cuja apresentação aparece na Tabela 12 para os cenários estudados. Nesse método, os valores devem ser apresentados em US$. Para a conversão em reais, foi aplicado o câmbio médio entre as moedas para o ano de 2018 de R$ 3,655/US$ 1,00.

O custeio da unidade de osmose reversa foi realizado via consulta a fornecedores para os módulos de membranas e vasos de pressão. Dados coletados em Moreira (2017) serviram para aferir custos associados aos demais equipamentos. Os valores foram corrigidos pelo índice de inflação; para tanto, usou-se como referência um Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo (IPCA) de 4,20%, que é válido no período compreendido entre 31 de dezembro de 2017 e 01 de janeiro de 2019.

Os equipamentos considerados neste caso foram: módulos e vasos de membranas (sendo ambos precificados após consultas a fornecedores); montagem do skid metálico, sistemas de limpeza, filtros cartucho (considerou-se a compra de duas unidades tendo em conta o tempo de vida do equipamento), painel de controle da unidade e fabricação do skid metálico.

No caso específico do skid metálico, estrutura que sustenta os componentes da unidade de osmose, a ausência de dados precisos fez com que fosse realizada uma linearização usando-se a massa de metal empregada na confecção da peça, e a capacidade da planta de osmose. Os dados de referência para as variáveis em questão (150 m^3/h e 6.000 kg) foram recolhidos junto a Moreira (2017). Apenas depois disso foi possível avaliar custos de fabricação e montagem da estrutura.

O tempo de vida da membrana de osmose foi fixado em 4,75 anos; isto é, a metade do horizonte de tempo do estudo. Por conta disso, previu-se efetuar uma troca desse elemento. O valor situa-se dentro da faixa existente na literatura (AVLONITIS et al., 2003). As hipóteses usadas para efeito desse custeio fizeram considerar os equipamentos mais caros da unidade de osmose reversa levantados por Moreira (2017) até atingir um montante superior a 80% do total de investimentos. Empregou-se também o fator (L+M*) apresentado por Woods (2007), a partir do qual são considerados os custos associados aos elementos auxiliares da unidade (tubulação, instalações elétricas, pintura, etc.) e de mão-de-obra para sua instalação. Por outro lado, taxas custos de distribuição e instrumentações foram desconsiderados para efeito dessas estimativas.

A memória de cálculo para projeção de cada equipamento aparece no Apêndice D. No caso particular do reator de pré-tratamento, o tempo de residência foi estimado em 20 minutos (casos de S3, S4 e S5) gerando um volume de reator maior do que qualquer outro equipamento que cumprisse função similar. Dessa forma, o tempo de residência foi ajustado para 14 minutos, chegando a um volume de reator próximo a 60 m^3 que está mais próximo do limite máximo da faixa de variação que consta da Tabela 12.

Tabela 12 - Valores das projeções dos equipamentos determinados a partir do método proposto por Turton et al., (2009)

Equipamento	Classificação (Turton et al., 2009)	Dimensão característica (unidade)	Faixa de validade da correlação	Parâmetros da equação de projeção (K_i)	Fator F_{BM}	Valor considerado (A)				
Cenários						S1	S2	S3	S4	S5
Bomba da osmose reversa	Pump (centrifugal)	Potência de eixo (kW)	1 – 300	K_1 = 3,3892 K_2 = 0,0536 K_3 = 0,1538	1,89	75,7	90,1	165	156	146
Evaporador	Evaporator (Falling Film)	Área (m^2)	50 – 500	K_1 = 3,9119 K_2 = 0,8627 K_3 = -0,0088	2,32	117	111	-	70	44,2
Evaporador	Evaporator (Forced circulation)	Área (m^2)	5 – 1000	K_1 = 5,0238 K_2 = 0,3475 K_3 = 0,0703	2,90	-	-	37,3	-	-
Cristalizador	Crystallizer (Batch)	Volume (m^3)	1,5 – 30	K_1 = 4,5097 K_2 = -0,8269 K_3 = 0,1344	1,60	14,9	10,8	5,12	9,32	6,71
Reator – Pré-tratamento	Reactor (Mixer)	Volume (m^3)	0,04 – 60	K_1 = 4,7116 K_2 = -0,5521 K_3 = 0,0004	4,00	-	20,8	58,3	58,6	58,6
Misturador	Mixer (Impeller)	Potência (kW)	5 – 150	K_1 = 3,8511 K_2 = -0,2991 K_3 = -0,0003	1,38	-	5,61	11,0	11,0	11,0

Bomba para torre de resfriamento	Pump (Positive Displacement)	Potência de eixo (kW)	1 – 100	K_1 = 3,4771 K_2 = 0,135 K_3 = 0,1438	1,89	2,11	2,12	2,12	2,11	2,12
Compressor - Evaporador	Compressor (Centrifugal)	Potência no fluido (kW)	450 – 3000	K_1 = 2,2897 K_2 = 1,3604 K_3 = -0,1027	2,70	1178	767	-	596	418
Compressor - Evaporador	Compressor (Rotary)	Potência no fluido (kW)	18 – 950	K_1 = 5,0355 K_2 = -1,8002 K_3 = 0,8253	2,40	-	-	309	-	-
Compressor - Cristalizador	Compressor (Centrifugal)	Potência no fluido (kW)	450 – 3000	K_1 = 2,2897 K_2 = 1,3604 K_3 = -0,1027	2,70	1983	1321	528	987	692
Trocador de calor 1	Heat exchanger (Fixed tube)	Área (m^2)	10 – 1000	K_1 = 4,3247 K_2 = -0,303 K_3 = 0,1634	1,63	28,3	16,9		-	-
Trocador de calor 1	Heat exchanger (Double pipe)	Área (m^2)	1 – 10	K_1 = 3,3444 K_2 = 0,2745 K_3 = -0,0472	1,74	-	-	6,99	13,5	9,26
Trocador de calor 2	Heat exchanger (U tube)	Área (m^2)	10 – 1000	K_1 = 4,1884 K_2 = -0,2503 K_3 = 0,1974	1,63	123	341	145	273	191

Fonte: do próprio autor.

Já os custos de operação são os associados com produtos químicos, energia elétrica e térmica, disposição final dos resíduos, pagamento dos trabalhadores, manutenção das instalações e outros. A Tabela 13 apresenta a descrição dos custos de operação considerados no trabalho.

Tabela 13 – Descrição dos custos de operação

Fator	Comentários
a. Matérias-primas	Custos dos produtos químicos requeridos pelo processo.
b. Tratamento de resíduos	Custos do tratamento dos resíduos despejados para proteção do ambiente.
c. Utilidades	Custos das correntes de utilidade requeridos pelo processo.
d. Trabalho – operação do equipamento	Custos de profissionais requeridos para a operação da planta.
e. Manutenção e reparos	Custos do trabalho e materiais associados com a manutenção.
f. Material suplementar para operação	Custos de materiais de apoio ao funcionamento diário do processo e não considerados como matérias-primas, como papel gráfico, lubrificantes, produtos químicos diversos, filtros, roupas de proteção para operadores, etc.
g. Análises laboratoriais	Custos de testes laboratoriais de rotina e especiais requeridos para controle da qualidade e resolução de problemas.
h. Depreciação	Custos associados à instalação da planta. Não é afetado pelo volume de produção.

Fonte: adaptado de Turton et al. (2009).

No presente estudo, os custos de matérias-primas referem-se principalmente aos compostos químicos adicionados no pré-tratamento. Esses valores foram reunidos por meio de consultas a fornecedores. Esse procedimento se repetiu na fase de tratamento de resíduos sólidos com o custo associado ao transporte e destinação do resíduo gerado na fase de pré-tratamento para aterro sanitário. Por conta das tecnologias de evaporação e cristalização via recompressão de vapor, a única utilidade presente é a eletricidade. A tarifa de energia utilizada foi a média nacional de 2018 para o setor industrial reportada pela Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL), obtendo-se o valor de R$ 450,25/MWh (ANEEL, 2019).

Para o custo de mão-de-obra na operação do equipamento (C_{MO}), foi usado o mesmo método formulado por Gripp (2014), com a criação de um posto de trabalho para quatro técnicos de operação júnior, com três em regime de oito horas de trabalho e um para as folgas dos demais. Considerou-se como remuneração mínima o valor divulgado no último concurso da Petrobras (Edital Nº 1 – Petrobras/PSP RH 2017.1, de 11 de agosto de 2017) para o cargo considerado, de R$ 4.436,38. Também conforme Gripp (2014), a remuneração mínima foi corrigida por um fator que leva em conta os benefícios e encargos sociais, com o intuito de se obter o custo total do técnico à empresa. Com base nas Demonstrações Financeiras de 2017 da Petrobras, obteve-se um fator de 1,682 a ser multiplicado pela remuneração mínima.

Os demais valores – manutenção e reparos, material suplementar, análises laboratoriais e depreciação – podem ser obtidos a partir dos demais, conforme Turton (2009), que apresenta uma faixa de variação nos fatores multiplicadores e indica o uso do valor médio se não há informações específicas para mensurar um determinado valor. A Tabela 14 apresenta o procedimento de cálculo desses quatro indicadores. É importante ressaltar que a unidade desses custos é unidade monetária por unidade de tempo.

Tabela 14 - Cálculo dos custos de operação (manutenção, materiais suplementares, análises e depreciação)

Custo	Fórmula (faixa de variação do fator entre parênteses)	Fator adotado
Manutenção e reparos	$C_{MR} = (0{,}02 - 0{,}1) \times C_{TM}$	0,06
Material suplementar	$C_{MS} = (0{,}1 - 0{,}2) \times C_{MR}$	0,15
Análises laboratoriais	$C_{AL} = (0{,}1 - 0{,}2) \times C_{MO}$	0,15

Fonte: adaptado de Turton et al. (2009)

Por conta da troca de membranas no tempo de 4,75 anos após o início das operações, optou-se por realizar as contas de fluxo de caixa em trimestres (com um total de 38 períodos, isto é, n = 38). Foi assumida a hipótese de que, ao final do tempo de vida da unidade de tratamento, seu valor seria nulo.

Para a obtenção do valor total da instalação e operação da máquina no tempo de vida do arranjo processual, foi usada a fórmula do Valor Presente Líquido (VPL), que é dada pela

Equação 19. A taxa de juros (j, que na equação é inserida em decimais) considerada no cálculo foi a média anual da SELIC em 2018 (6,5%) ajustada para três meses (1,59%).

O custo de operação por trimestre levou em conta, além dos valores descritos na Tabela 13, também a troca das membranas de osmose na metade do tempo de vida (4,75 anos) do equipamento de recuperação de água.

$$VPL = c_{inv} + \sum_{i=1}^{n} \frac{c_{op}}{(1+j)^n} \tag{19}$$

Na Equação 19, c_{inv} é o custo de investimento, sempre associado ao mês zero e c_{op} é o custo de operação do equipamento.

O indicador final da análise econômica foi determinado como o custo da água de reúso (em R$/m^3). Não foi considerada qualquer entrada financeira no fluxo de caixa, por se entender que o benefício adquirido pela refinaria não seria o lucro, mas sim, a possibilidade de usar água de reúso obedecendo aos limites de outorga concedidos pelo órgão ambiental à indústria em questão. Neste caso concreto, uma das hipóteses assumidas na modelagem é o impedimento de se captar uma vazão de água superior ao regulamentado pela agência administradora dos recursos hídricos no entorno da refinaria.

4.7 Análise de ecoeficiência

A análise de ecoeficiência realizada será uma adaptação do modelo BASF (apresentado na seção 3.4.1), com a diferença da análise econômica, conforme indicado na seção 4.6.

Os resultados da ACV serão dispostos graficamente no modelo de “impressão digital ambiental” (Figura 13) com as categorias estudadas e a correlação entre a carga ambiental normalizada (CA_N) com o custo normalizado ($C\$_N$) será exposta em um gráfico cartesiano, similar ao ilustrado pela Figura 14.

Outra mudança em relação ao indicador BASF original será o cálculo de uma ‘distância da ecoeficiência ideal’ (DEI), com uma fórmula similar ao da norma de um vetor (Equação 20). Essa tentativa de quantificação visa traduzir em número o quão distante uma solução está da ecoeficiência máxima (teoricamente, uma solução dessa natureza teria carga ambiental e custo nulos, apresentando distância zero).

$$DEI = \sqrt{(CA_N)^2 + (C\$_N)^2} \quad (20)$$

4.8 Análise de resultados e prospecção de soluções para melhoria do desempenho

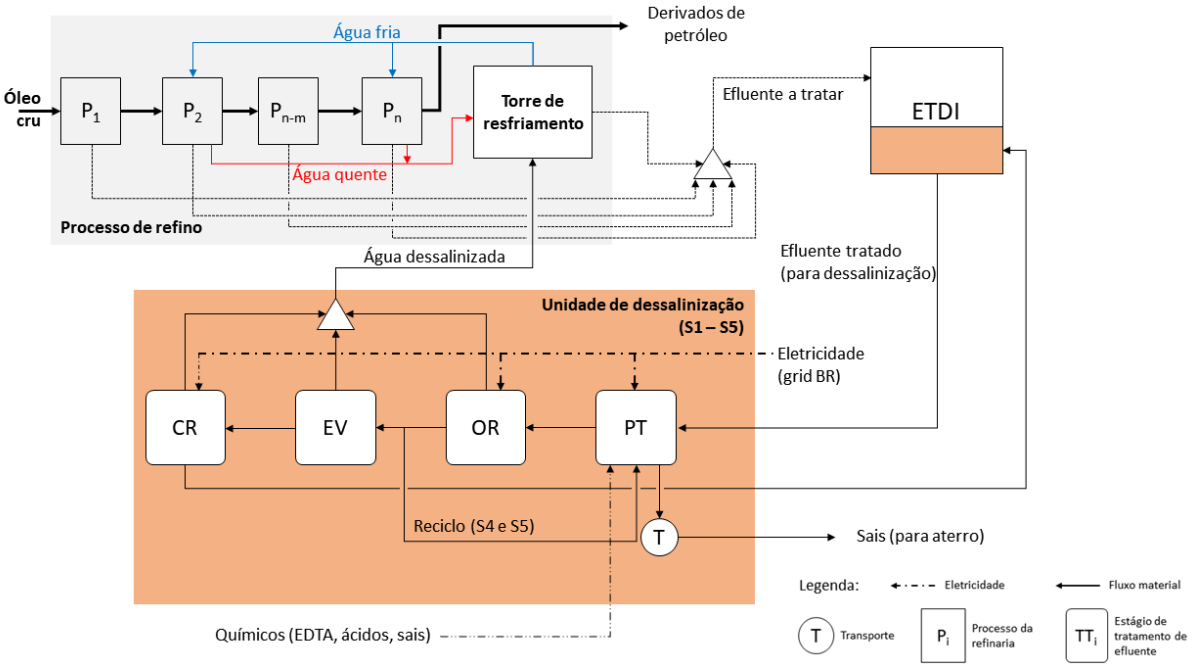
A primeira análise a ser realizada envolve verificar, de modo independente, os resultados da ACV e da análise econômica. Essa medida tem como objetivo estudar detalhadamente quais as possíveis limitações de cada cenário no que tange os seus impactos ambientais e os custos. O segundo passo envolve a análise de ecoeficiência, cujo escopo envolvendo a avaliação conjugada das variáveis ambiental e econômica possibilita comprovar, qual alternativa de DZL é a mais equilibrada nessas duas dimensões em termos quali-quantitativos.

5. MODELAGEM DO CICLO DE VIDA

5.1 Definição de objetivo e escopo

Tal como já foi destacado na seção 4.5 deste documento, os diagnósticos ambientais foram conduzidos por meio de uma ACV de caráter atribucional, com enfoque 'berço-ao-portão' e de acordo com diretrizes estabelecidas pela norma ABNT NBR ISO 14044 (ABNT, 2009b). O fluxo de referência (FR) adotado para condução das análises foi de '1,0 m^3 de água de reúso dentro de padrões de qualidade suficientes para que esta possa ser usada em torre de resfriamento'. O sistema de produto está disposto de maneira esquemática na Figura 17 nas partes em laranja e foi descrito em maiores detalhes na seção 4.3 deste documento.

Figura 17 - Sistema de tratamento de efluente salino para reúso em uma torre de resfriamento



Fonte: do próprio autor.

Foram utilizados dados primários para definir o perfil de concentrações do efluente (Tabela 7). A cobertura geográfica desses valores remete a região Sudeste do Brasil, enquanto a dimensão temporal compreendeu os anos de 2011 e 2014. Por outro lado, os dados empregados para modelagem dos estágios de produção de compostos químicos e da geração e consumo de energia elétrica são de origem secundária. Estes parâmetros foram levantados junto a artigos científicos, ou são produto da aplicação de programas computacionais usados especificamente para o dimensionamento dos equipamentos.

O Banco de Dados Ecoinvent® foi também adotado para determinação de cargas ambientais de algumas matérias-primas de processo. Nesses casos, muitos desses dados foram medidos e calculados considerando-se condições de outros países fora da realidade do trabalho, sendo necessária a realização de ajustes para tornar o conjunto de aspectos ambientais representativo da realidade que se pretendia expressar. Quanto a cobertura geográfica, os dados secundários são originários das Américas do Norte e do Sul, e de países da Europa.

Os modelos de ciclo de vida não registram situações de multifuncionalidade. A única possibilidade de existência de um processo multifuncional se encontraria na cristalização, exatamente por conta da separação entre a água tratada e a mistura de sais. Porém, o fato desta última ter composição variável desaconselha seu aproveitamento como fonte de insumos para outros usos, levando-a a ser tratada como rejeito de processo cuja destinação final se dá em Aterro Sanitário.

A avaliação de impactos de ciclo de vida foi realizada em dois níveis. O primeiro deles ocorreu em termos de consumo de recursos energéticos, os quais foram quantificados em termos de Demanda de Energia Primária (DEP) pelo método de Demanda Cumulativa de Energia (DCE) – v. 1.09 (FRISCHKNECHT et al., 2007). O DCE pondera contribuições das diferentes fontes de energia relacionadas ao sistema em análise expressando-as nas formas de recursos renováveis (Biomassa, RB; Eólica, RE; e Água, RA) e não-renováveis (Fóssil, NRF; Nuclear, NRN; e Biomassa, NRB).

O segundo nível de análise concentrou-se em impactos ambientais derivados da geração de rejeitos. Nesse caso, os efeitos que se manifestam quanto ao Aquecimento Global (AG) e o Consumo de Água (CA) foram calculados pelo método ReCiPe 2016 Midpoint (H) v. 1.01 (HUIJBREGTS et al., 2017). A categoria AG aplica o indicador de Potencial de Aquecimento Global (GWP) desenvolvido pelo Painel Intergovernamental de Mudanças Climáticas (IPCC), que leva em conta emissões de Gases de Efeito Estufa (GEE) (HAUSCHILD et al., 2013). Essas efeitos são traduzidos em termos de massa equivalente de CO_2 (CO_{2eq}) lançada na atmosfera, e têm importância por causarem influências notáveis no clima global (mudanças de temperatura e do comportamento de eventos atmosféricos, aportando riscos à saúde humana e aos ecossistemas, conforme Huijbregts et al. (2017)), sendo um dos principais indicadores de impacto atribuídos à atividade humana. Para a categoria CA, o método ReCiPe considera o uso de água para situações em que ela seja evaporada, incorporada em produtos, transferida para outros corpos hídricos, ou disposta no mar (HUIJBREGTS et al., 2017).

Ainda no mesmo contexto, aplicou-se o método CML-IA baseline v. 3.04/EU25 para realização de estimativas de efeitos na forma de Ecotoxicidade de Água Doce (EAD) (GUINÉE et al., 2002). As contribuições em termos de EAD amplificam os efeitos – em termos de construção e operação – causados pelos cenários em análise sobre corpos hídricos de água doce.

5.2 Inventário de Ciclo de Vida (ICV)

Como já discutido na seção 5.1, alguns inventários da Base de Dados Ecoinvent® foram adaptados para as condições em que ocorre o estudo. São exemplos de uso dessa prática os ICVs de geração e transporte de energia elétrica, processamento de gás natural, e distribuição de insumos.

O ICV de geração de energia elétrica (Grid BR) foi editado a partir do banco de dados 'Electricity high voltage {BR}production mix' de Ecoinvent® para as condições brasileiras do ano de 2015 (EPE, 2016). No período, a hidroeletricidade acumulava as maiores contribuições para o grid BR (64%). Destaca-se também o aporte proveniente de biomassa (8,0%), que deriva essencialmente de bagaço de cana. Para a modelagem do suprimento de carvão (4,0% do Grid BR), criou-se um modelo misto – brasileiro e colombiano – que tem em conta operações de mineração e as distâncias das minas brasileiras para as principais plantas termelétricas (TOLMASQUIM, 2016).

O gás natural (GN) consumido pelo Grid BR (13%), assim como aquele consumido para suprimento de energia térmica de unidades que integram cada cenário, levou em conta um modelo elaborado que considera: (i) as etapas de extração offshore no Brasil e onshore da Bolívia (que contribuem com uma proporção 61:39 da oferta de GN do país); (ii) operação de refino do gás bruto; e (iii) transporte do produto final até o centro consumidor. Este ICV partiu de um conjunto de bancos de dados de Ecoinvent®, sendo adaptado às condições brasileiras por meio de dados coletados em Maciel, Sakamoto e Kulay (2017).

No caso do Brasil, o transporte terrestre ocorre principalmente pela malha rodoviária. O ICV do diesel consumido para efeito desses deslocamentos foi composto a partir do banco de dados 'Diesel, at refinery/l/US' disponível na base de dados USLCI. Para tanto, levou-se em conta requisitos processuais e tecnológicos praticados no país.

As entradas materiais e os materiais auxiliares, como EDTA e barita, foram editados a partir dos bancos de dados ‘EDTA, ethylenediaminetetraacetic acid {RoW} |EDTA production| Alloc Def, U’ e ‘Barite, at plant/RER U’ de Ecoinvent®. Nesse âmbito, dados e informações relativos à forma como tais processamentos ocorrem no país foram usados para torná-los mais próximos daquela realidade, com alterações nos consumos de utilidade (eletricidade, GN e diesel), trazendo-os para as condições brasileiras.

No caso de insumos e substâncias para as quais não foi possível obter dados primários, bem como aqueles onde não existiam bancos de dados correlatos nas bases de dados consultadas, o processo de composição do ICV foi tratado de forma particular. Em situações dessa natureza foram estabelecidas as seguintes hipóteses: (i) a produção do ativo ocorreria a partir da tecnologia que aportasse maiores volumes de produção em escala mundial; (ii) caso o processo predispusesse reações químicas, essas teriam comportamento estequiométrico e taxas plenas de conversão em termos do produto de interesse (η = 100%); e (iii) para efeito dessas transformações não seriam computados consumos de utilidades.

A lógica antes descrita foi adotada para a síntese do cloreto de magnésio ($MgCl_2$), para o qual quantidades ponderadas de carbonato de magnésio ($MgCO_3$), ácido clorídrico (HCl) – ajustado do ICV ‘Hydrochloric acid, without water, in 30% solution state | Alloc Def, U’ de Ecoinvent® –, e água, adaptada do original ‘Tap water, at user/U’ também de Ecoinvent®, foram aplicados na formulação do produto. Ressalte-se por fim que a indisponibilidade de um ICV que representasse as cargas ambientais da produção de $MgCO_3$ foi contornada com a adaptação daquele que descreve a produção de óxido de magnésio (MgO). Esse ajuste consistiu da supressão de emissões decorrentes da operação de calcinação que constavam do banco de dados original de Ecoinvent®, denominado ‘Magnesium oxide, at plant/U’.

Para o efluente líquido obtido do processo de cristalização, foi estabelecido que ele seria tratado na própria ETDI da refinaria, com descarte da fração líquida tratada no corpo hídrico (no caso, um rio) mais próximo do local, enquanto que a fração sólida foi considerada como descartada em aterro. Para a criação deste inventário, foi usada a abordagem de Doka (2009a), com duas variações: i) a princípio, a fração sólida teria dois destinos, sendo eles incineração e aterro, ou agricultura. Essa característica foi adaptada para a solução de destinação direta do sal em aterro. A consequência direta é que o impacto associado aos sais que seria inicialmente incidido ao solo foi redirecionado para águas subterrâneas, levando em consideração que, após um período longo depois do fechamento do aterro, há a percolação dos sais no local até atingir

possíveis aquíferos subterrâneos (DOKA, 2009b); ii) a precipitação dos sais de fosfato (PO_4^{3-}) era inicialmente modelada para uma mistura dos principais compostos destinados a este fim, sendo eles cloreto férrico ($FeCl_3$), sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$) e sulfato ferroso ($FeSO_4$) (DOKA, 2009a). Para a nossa realidade, foi usado este último sal, de boa eficiência na remoção do íon PO_4^{3-} (XIA et al., 2005).

Os principais inventários utilizados na ACV estão apresentados no Apêndice A.

5.3 Cálculos em ACV

Usando como exemplo o consumo de eletricidade no cenário S1, será mostrado de maneira simplificada como funcionam os cálculos de impacto ambiental em uma ACV. A categoria utilizada é a de Aquecimento Global (AG), dada em emissões de $CO_{2,eq}$. A matriz energética brasileira é composta pela geração de eletricidade por diversos meios, como hidrelétricas, termelétricas a gás natural e carvão, nuclear, etc., e cada um deles, na geração dessa energia, produz uma série de emissões ao ar, efluentes líquidos e resíduos sólidos. No exemplo presente, será considerado apenas as emissões de CO_2 na geração de eletricidade.

Tabela 15 – Partição da geração de energia (em %) e emissões de CO_2 (em gramas) de diferentes tecnologias para 1,0 kWh de eletricidade por tecnologia e pelo grid BR

Tecnologia	Partição	CO_2 emitido (por 1,0 kWh da tecnologia)	CO_2 emitido (por 1,0 kWh do grid BR)
Hidrelétricas	64,0	104	66,6
Termelétrica: Gás Natural	12,8	478	61,2
Biomassa	8,00	416	33,3
Termelétrica: óleo combustível	4,80	910	43,7
Termelétrica: carvão mineral	4,40	894	39,3
Eólica	3,50	0,0	0,0
Nuclear	2,50	0,0	0,0
Total	100	2.802	244

A Tabela 15 relaciona a partição da geração de eletricidade e as emissões de CO_2 de cada modal elétrico. As porcentagens foram obtidas pelo levantamento realizado pela EPE (2016) e as emissões foram obtidas dos inventários EcoInvent®.

A distribuição de eletricidade e a redução da voltagem também traz perdas. O inventário usado considera, para cada 1 kWh de eletricidade em alta voltagem, o consumo de 1,0162 kWh da matriz brasileira. Já para 1 kWh de eletricidade em média voltagem, são consumidos 1,0233 kWh do modo de alta voltagem. Com isso, para cada 1 kWh de média voltagem, devem ser fornecidos pela matriz brasileira 1,04 kWh.

A eletricidade distribuída é consumida pelos tratamentos de S1, no caso osmose reversa, evaporação e cristalização, cujos valores estão associados a uma determinada vazão de tratamento. Neste caso, todos os valores de consumos e emissões devem ser ajustados para o valor do FR. No exemplo, o inventário está projetado para 250 m^3/h de efluente, e o FR é de 1 m^3/h. Essa adequação também deve ser feita com relação às emissões de CO_2 da geração de eletricidade. A Tabela 16 apresenta os cálculos de emissão de CO_2 diante do procedimento apresentado.

Tabela 16 - Cálculo das emissões de CO_2 para as tecnologias do cenário S1

Tecnologia	Consumo elétrico (média voltagem) para 250 m^3/h (kWh)	Consumo elétrico (média voltagem) para 1,0 m^3/h (kWh)	Consumo elétrico (grid BR) para 1,0 m^3/h (kWh)	Emissões de CO_2 (g/FR)
OR	75,7	0,30	0,31	75,7
Evaporação	1177	4,71	4,90	1196
Cristalização	1983	7,93	8,25	2014
Total de emissão de CO_2 por FR (em kg)				3,29

Para se chegar no indicador da categoria AG, deve-se multiplicar a emissão de CO_2 pelo chamado fator de impacto. Esse valor é uma correlação entre o impacto medido nesta categoria por uma determinada substância e o causado pelo composto padrão (no caso, CO_2). A Tabela 17 apresenta alguns desses valores.

Tabela 17 - Fatores de impacto para AG

Substância	Fator de impacto (em kg $CO_{2,eq}$/ substância)
Dióxido de carbono (CO_2)	1,0
Metano (CH_4)	34
Monóxido de dinitrogênio (N_2O)	298
Hexafluoreto de enxofre (SF_6)	26100

Fonte: Huijbregts et al. (2017).

Como o fator de impacto do CO_2 é 1,0 kg $CO_{2,eq}$/ CO_2, então o indicador AG para o consumo de eletricidade no cenário S1 é 3,29 kg $CO_{2,eq}$ para 1,0 m^3 de efluente tratado.

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 Balanço hídrico da refinaria e balanços de massa e energia no tratamento

A Figura 18 representa os fluxos de água principais dentro de uma refinaria. A partir dessa disposição e com base nos dados de Gripp (2014), conforme destacado já no final da seção 4.1, foram realizados os balanços hídricos de cada um dos cinco cenários. Os valores de cada vazão estão apresentados na Tabela 18. Para esses cálculos, foi adotada a base de 712,2 m^3/h de refino de petróleo.

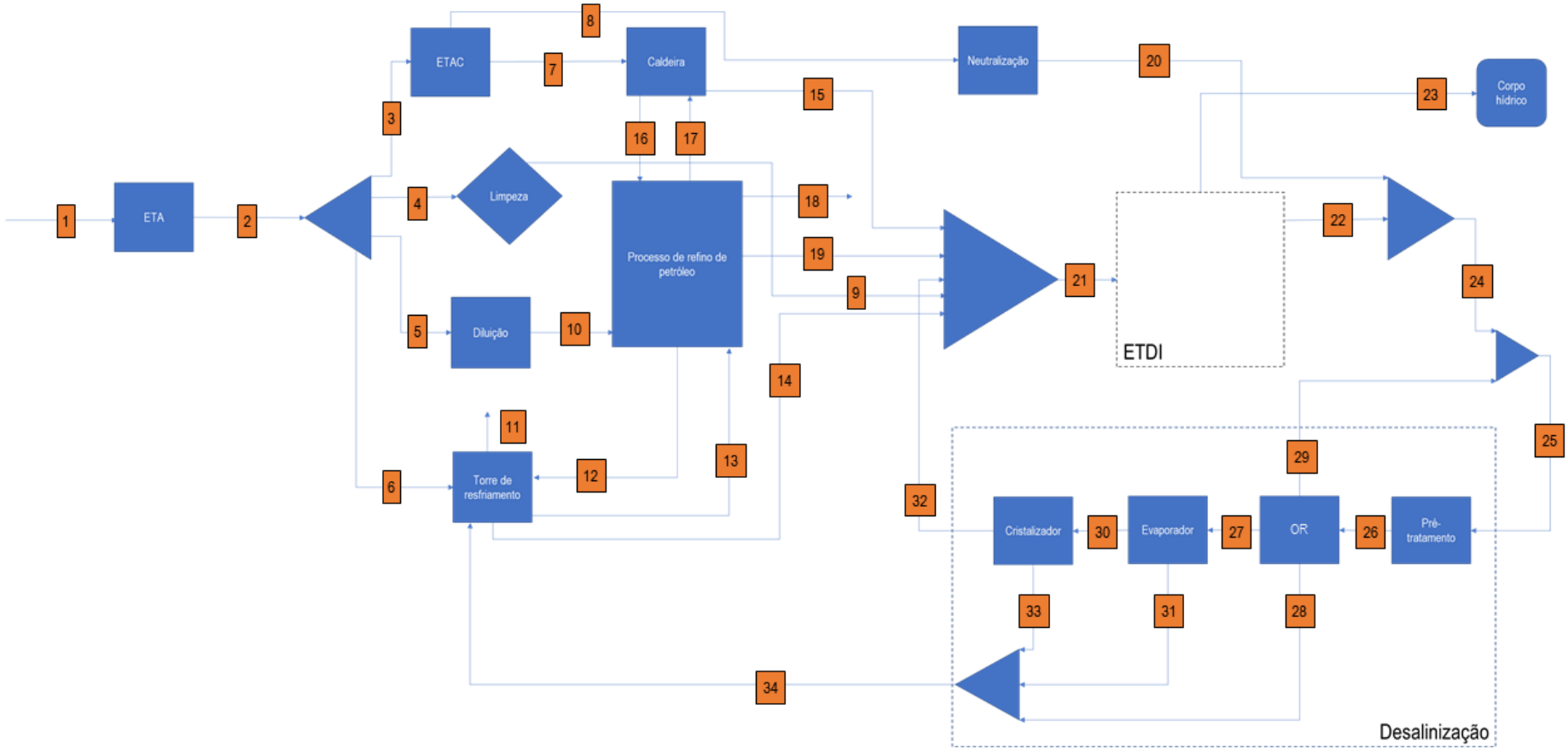
Pelas vazões calculadas, o processo estudado obteve recuperações de água variando entre 99,72% (S1) e 99,92% (S3 e S5), caracterizando um regime de funcionamento próximo do fechamento de circuito. No entanto, o regime de DZL propriamente dito não foi completamente alcançado por conta da presença da salmoura com variação de fração de sólidos entre 1,6% e 18,2% para S1 e S5, respectivamente. Por conta da alta salinidade desse efluente, foi considerada sua destinação para a ETDI para o seu condicionamento e destinação em corpo hídrico (no caso, um rio), com a parte sólida obtida nos processos de precipitação dessa unidade destinada a aterros, conforme indicado inicialmente na seção 5.2.

Observando especificamente o sistema de tratamento, os cálculos de precipitação realizados com o auxílio do software *OLI Systems*, juntamente com as simulações realizadas pelo software *IMS Design* para a OR e o *Aspen Plus v.8.8* para o evaporador e cristalizador possibilitaram obter as temperaturas de equipamento e o teor de sais e o aproveitamento de água nas diferentes etapas do processo.

Tabela 18 – Balanços hídricos para os cinco cenários (em m^3/h)

Número	Descrição	S1	S2	S3	S4	S5
1	Entrada na ETA			381		
2	Saída da ETA			381		
3	Entrada na ETAC			193		
4	Água para limpeza			57,0		
5	Água para diluição de produtos químicos			57,0		
6	Água para torre de resfriamento (*make-up*)	74,2	73,9	73,7	73,8	73,7
7	Água para caldeira			193		
8	Efluente da ETAC			0,70		
9	Efluente da limpeza			57,0		
10	Água associada a produtos químicos usados no refino			57,0		
11	Água perdida na torre por arraste e evaporação			268		
12	Água de processo para resfriamento			20226		
13	Água resfriada de processo para refino			20226		
14	Purga da torre de resfriamento			55,6		
15	Purga da caldeira			6,30		
16	Vapor para refino			263		
17	Retorno de condensado para caldeira			76,6		
18	Perdas por evaporação no refino			113		
19	Efluente gerado no refino			130		
20	Efluente tratado da ETAC (pós-neutralização)			0,70		
21	Entrada de efluente na ETDI			250		
22	Saída do efluente tratado da ETDI			249		
23	Descarte em corpo hídrico	0,70	0,60	0,30	0,50	0,30
24	Efluente ETDI+ETAC			250		
25	Efluente tratado para dessalinização		250		251	
26	Efluente após pré-tratamento		250		251	
27	Concentrado da OR	49,0	32,4	13,0	25,1	17,6
28	Purificado da OR	201	217	237	226	233
29	Reciclo – concentrado OR		-		1,00	
30	Concentrado do evaporador	34,7	23,2	9,30	17,3	11,9
31	Purificado do evaporador	14,3	9,20	3,70	6,90	4,80
32	Concentrado salino para ETDI	0,70	0,60	0,30	0,50	0,30
33	Purificado do cristalizador	34,0	22,6	9,10	16,8	11,6
34	*Make-up* da torre pelo processo de reúso	249		250		

Figura 18 - Balanço de água na refinaria estudada



Fonte: do próprio autor

No caso do pré-tratamento envolvendo os cenários S2 a S5, foram obtidos pelo software *OLI Systems* os sais formados na adição dos sais promovedores de precipitação. A massa formada de cada sal está apresentada na Tabela 19.

Tabela 19 - Massa de sais formados na etapa de pré-tratamento (em kg, para 250 m^3/h de efluente a tratar)

Sal	S2	S3	S4	S5
$BaSO_4$	0,11	0,11	0,11	0,12
$CaCO_3$	-	87,2	81,8	88,0
$SrCO_3$	-	0,30	-	-
$Ca_5(OH)(PO_4)_3$	-	5,21	4,87	5,23
$Mg_{48}Si_{32}O_{80}(OH)_{64}$	-	6,15	7,91	8,48
$Mg(OH)_2$	-	-	6,34	15,1
Massa total	0,11	98,9	101,1	116,9

Com relação à OR, a Tabela 20 apresenta o desempenho de cada cenário com relação à recuperação de água, ao teor de sais de cada corrente, e o consumo energético do equipamento, associado principalmente à bomba centrífuga usada para promover a pressão necessária para o funcionamento do equipamento. Os dados completos das simulações, como anteriormente relatado, encontram-se no Apêndice B.

Tabela 20 – Dados das simulações de OR no software IMS Design

	S1	S2	S3	S4	S5
Vazão de alimentação (m^3/h)	250,0	250,0	250,0	251,0	251,0
Vazão de purificado (m^3/h)	201,0	218,0	237,0	226,0	233,0
TDS do purificado (mg/L)	26,0	42,7	102,0	85,4	106,0
Vazão de concentrado (m^3/h)	48,9	32,4	13,0	25,1	17,6
TDS do concentrado (mg/L)	5737	8556	15456	14617	16068
Energia consumida (kWh)	75,7	90,1	165,4	156,5	146,0
Recuperação (%)	80,4	87,03	94,8	90,0	93,0

Ao contrário do que se esperava ao se realizar os cálculos na seção 4.3, as recuperações de água não foram iguais às teóricas com exceção de S2 e com um valor muito próximo em S3. No caso das simulações, há alguns fatores adicionais que são levados em conta, como o regime de escoamento do efluente pelos módulos de membranas (uma vez que vazões reduzidas pelos vasos de pressão podem prejudicar o funcionamento do equipamento) e a concentração de polarização, onde o fator de concentração (FC) na superfície da membrana pode ser maior do que o estimado algebricamente (SHIH et al., 2005). De qualquer maneira, é importante ressaltar que os pré-tratamentos cumpriram seu objetivo de aumentar a recuperação de água em comparação com o cenário-base.

A Tabela 21, por fim, relaciona os consumos energéticos das duas etapas térmicas do processo, isto é, o evaporador e o cristalizador. Como ilustrado na Figura 16, os equipamentos com índice 1 são os relacionados com o evaporador, enquanto que os de índice 2 são os que servem ao cristalizador. Nesta mesma tabela está apresentado o teor de sólidos da corrente final de concentrado de cada cenário. Deve ser ressaltado que a energia transferida nos trocadores de calor e no evaporador é decorrente apenas da diferença de temperatura entre as correntes fria e quente. Por outro lado, as energias consumidas nos dois compressores são de origem elétrica. Para efeitos de comparação entre cenários, foi destacada a linha na qual se apresenta o consumo elétrico total dos equipamentos (OR + evaporador + cristalizador).

Um fato que se constata entre o tratamento por osmose e os de origem térmica é que, quanto maior é a recuperação de água na osmose, menor é o consumo energético das etapas de evaporação e cristalização. Além do menor volume de vapor disponível para compressão, o que reduz o consumo de energia associado, a quantidade de água a ser retirada da salmoura resultante da osmose também é menor. Desta maneira, uma primeira decorrência dessa análise é que, para se obter menor consumo de energia, é preferível aumentar o rendimento da etapa de membrana antes de se passar à recuperação da água residual da salmoura nas etapas térmicas.

Tabela 21 - Consumos energéticos no evaporador e cristalizador

	S1	S2	S3	S4	S5
Energia consumida no compressor 1 (3,0 bar) (kWh)	1177	767,6	308,9	596,2	418,3
Energia consumida no compressor 2 (2,2 bar) (kWh)	1983	1321	528,1	987,6	692,0
Total energia elétrica (OR + evaporador + cristalizador) (kWh)	3236	2179	1002	1741	1256
Energia do trocador 1 (kWh)	433,0	239,3	101,4	194,5	137,9
Energia do trocador 2 (kWh)	23544	15688	6271	12081	8464
Energia do evaporador (kWh)	10881	7134	2864	5530	3878
Fração de sólidos no concentrado	1,6%	6,7%	17,4%	16,2%	18,2%

Como é possível verificar na Tabela 20, há um *trade-off* entre a recuperação de água e a qualidade do purificado (concentração de sais). Neste caso, é possível afirmar também que o menor consumo de energia está associado também a uma qualidade inferior da água recuperada, dado que a água obtida pela evaporação nas etapas térmicas é isenta de sais. No caso presente, como os requisitos da torre de resfriamento são mais fáceis de serem atingidos (conforme Tabela 3), essa questão não constituiu um problema a ser averiguado. Logicamente que, para processos que demandam água de maior qualidade, como as caldeiras a alta pressão (Tabela 3), o consumo energético passa a ser algo secundário (ressalta-se que, no presente estudo, alguns cenários, como S5, possuem quantidade de certos íons maior do que o máximo permitido para caldeiras de alta e até média pressões).

6.2 Avaliação de ciclo de vida do tratamento

A Tabela 22 apresenta o diagnóstico ambiental do suprimento de 1,0 m^3 de água recuperada para uma torre de resfriamento. Duas modificações com relação aos resultados originalmente gerados foram feitas. A primeira, referente a EAD, considerou um desconto associado ao não-despejo do efluente total da refinaria em corpo hídrico. Esse débito foi no total de 68,2 g 1,4-DB_{eq}.

A segunda, desta vez para a categoria CA, levou em conta a exclusão dos impactos de consumo de água ligados à geração de energia via hidrelétrica (HUIJBREGTS et al., 2017). O método de cálculo, num primeiro momento, considera a água utilizada para efeito de geração de eletricidade na avaliação. A parcela referente à geração hidrelétrica não foi, no entanto, tratada da mesma forma, já que o uso da água para aquela finalidade não afeta suas propriedades fisicas e/ou químicas de maneira suficiente, a ponto de seu status original (de recurso natural) ser adulterado. Assim sendo, optou-se por desconsiderar essa componente do valor totalizado de WC para cada cenário. A Tabela 22 mostra os impactos em EAD e CA já considerando os descontos.

Tendo em vista o desempenho em termos de DEP, AG e EAD, é possível concluir que o cenário S3 obteve menores impactos energéticos e ambientais em relação aos demais, ao mesmo tempo que S1 acumulou os piores desempenhos de toda a série. Por outro lado, S5 apresentou menores índices para a categoria CA, seguido por S3 que, por sua vez, está em empate com S2. Já S1 e S4 mostraram desempenhos destacadamente inferiores, com impactos, respectivamente, 1,8 e 2,5 vezes mais elevados do que aquele alcançado por S5.

Tabela 22 - Perfil de impacto ambiental relacionado aos arranjos descritos pelos cenários S1 a S5 (por FR)

Categoria de impacto	Unidade (/FR)	S1	S2	S3	S4	S5
DEP	MJ	61,3	42,1	22,1	38,2	26,9
AG	kg $CO_{2\ eq}$	3,85	2,70	1,58	2,60	2,28
EAD	g 1,4-DB $_{eq}$	363	263	151	298	160
CA	L	16,0	12,7	12,4	21,6	8,8

A eletricidade usada nos processos de tratamento se constituiu no principal foco de impacto para os quatro cenários analisados, fato este constatado em trabalhos de ACV voltados para tratamento de efluentes (HOLLOWAY et al., 2016). Outra característica chamativa, mas nos cenários S3 e S4, foi a etapa de pré-tratamento, cuja influência consistiu principalmente no consumo de produtos clorados oriundos de eletrólise (casos de HCl e $MgCl_2$). No caso de S5, a substituição por HNO_3 trouxe outros impactos no lugar das influências provocadas pelos clorados.

Neste cenário, os aspectos mais destacados foram as cargas trazidas pela produção de NH_3, que é matéria-prima do próprio HNO_3 que, por outro lado, também trouxe impactos em sua produção.

O impacto ambiental referente à construção dos equipamentos foi desconsiderado pelo fato deste ser distribuído ao longo de todo o tempo de vida da unidade de tratamento, de tal forma que essa carga, ao ser reduzida para o FR, torna-se praticamente desprezível em relação aos outros aspectos do tratamento, principalmente os referentes às operações (HOLLOWAY et al., 2016).

6.2.1 Demanda de Energia Primária (DEP)

Tendo em conta os resultados apresentados na Tabela 23, dois aspectos relacionados a DEP devem ser destacados: o primeiro deles refere-se ao fato de que a maior parte dos impactos para essa categoria ocorrem em termos de 'Renovável, água' (RA) e 'Não renovável, fóssil' (NRF). Note-se que as contribuições em termos de RA representaram entre 49 e 54% do DEP total para os cenários estudados. O mesmo ocorre com as participações de NRF, ainda que em menor escala, dado que essas variam de 29% a 36% daqueles totais.

A segunda característica que chama a atenção em termos de DEP reside na influência que o grid BR exerce, via consumo de eletricidade, sobre os resultados de todos os cenários para essa categoria de impacto. Essa constatação não chega de fato a ser surpreendente, dado que, como já fora discutido na seção 4.6, o grid BR se constitui na única fonte de energia a suprir diretamente o arranjo para reúso de água, a despeito de modificações que foram introduzidas em cada cenário. Olhando em mais detalhes os consumos descritos na Tabela 21, será possível perceber que S1 tem os maiores dispêndios energéticos dentre todos os cenários, sendo seguido, respectivamente, por S2, S4, S5 e S3. O fato desse mesmo sequenciamento ser confirmado pelos valores indicados na Tabela 23 – tanto em valores totais, como em contribuições específicas, na forma de RA, 'renovável, biomassa' (RB), 'não renovável, nuclear' (NRN), 'renovável, eólica, solar e geotérmica' (RESG) – vem confirmar a ascendência do grid BR sobre os perfis de DEP.

Vale destacar, novamente, a importância de OR na diminuição do consumo de eletricidade das etapas de evaporação e cristalização. Com o aumento da eficiência do módulo de membranas por conta do pré-tratamento realizado em cada caso, a demanda de eletricidade torna-se menor nas etapas térmicas, uma vez que as vazões de concentrado se reduzem. Esta foi uma influência decisiva no desempenho dos cenários na categoria em questão.

Tabela 23 - Impactos em termos de DEP de cada cenário descritos subcategoria de impacto (em MJ/FR)

Categoria de impacto	S1	S2	S3	S4	S5
NRF	17,9	12,4	7,30	12,6	9,58
NRN	3,27	2,27	1,21	2,07	1,38
NRB	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
RB	5,11	3,50	1,75	3,03	2,04
RESG	1,85	1,27	0,63	1,08	0,73
RA	33,1	22,7	11,2	19,3	13,2
Total	61,3	42,1	22,1	38,1	26,9

Paralelamente ao consumo de eletricidade, outro fator que influenciou o desempenho final de DEP foi o uso dos compostos de pré-tratamento, fenômeno este perceptível para S3, S4 e S5. No caso de S2, a adição de $BaSO_4$ foi menor do que os sais dos cenários anteriores, de tal forma que não houve repercussão de seu consumo nesse cenário.

Percentualmente, as influências dos produtos de pré-tratamento variaram entre 5,5% (no caso do $MgCl_2$) e 9,3% (para o HCl) do total do indicador, ambos em S4. Os compostos clorados, como o HCl em S3 e S4 e o $MgCl_2$ em S4, foram os causadores dos maiores impactos nessa etapa. Isto se justifica pelo alto consumo de energia associada ao processo de obtenção do Cl_2, que é matéria-prima para a fabricação destes compostos. Considerando as tecnologias principais de produção de cloro (diafragma, membrana e mercúrio), todas elas têm associadas a eletrólise cloro-álcali, que demanda uma quantidade de eletricidade variando entre 1,15 kWh e 1,39 kWh por quilo de Cl_2 produzido (ALTHAUS et al., 2007). Para o FR considerado nos cálculos (todos os cenários com FR = 1 m^3/h de efluente a tratar), 0,158 kg de Cl_2 foram consumidos para a produção de 0,16 kg de HCl via reação do gás hidrogênio com o gás cloro. Essa vertente trouxe um DEP associado de 2,03 MJ/FR, ou 9,17% do DEP total em S3.

Já em S4, onde há duas fontes de consumo de Cl_2 como discutido anteriormente, o HCl total (considerando o consumo no pré-tratamento e também como matéria-prima na produção de $MgCl_2$) foi responsável por 9,3% do total do DEP para este cenário, enquanto que o $MgCl_2$ foi responsável por 5,5% do valor de DEP.

Para o cenário S5, a influência na etapa de pré-tratamento verifica-se no consumo de HNO_3, que foi usado como acidificante no lugar de HCl. A questão envolvendo a categoria DEP diz respeito ao uso de NH_3 para a produção do ácido, uma vez que a fabricação da amônia foi considerada como originada da reforma de vapor (ALTHAUS et al., 2007). Para os cálculos de DEP, 1,0 kg de NH_3 líquida produzida por este meio consome 0,6 m^3 de gás natural, sendo responsável por 6,8% do total de DEP neste cenário (afetando principalmente a categoria NRF), e fazendo com que a amônia traga consigo 0,88 MJ de carga (9,2% do DEP total).

O comportamento dos impactos ambientais apresenta uma pequena alteração quando se verifica de modo mais detido a categoria NRF, onde a tendência do impacto de S2 ser maior do que S4 é quebrada, ainda que se tenha um empate. Essa elevação ocorre por conta da carga associada ao consumo de $Ca(OH)_2$ no pré-tratamento. Ela é originalmente obtida da cal viva (CaO) que, por sua vez, tem como matéria-prima o $CaCO_3$. Para se produzir a cal a partir do minério de cálcio, é necessário submeter o mineral a um processo de calcinação, necessitando de energia térmica (no caso do estudo, originada da queima de óleo) (KELLENBERGER et al., 2007). Para 1 kg de CaO, são consumidos 91,4 g de óleo combustível, além do consumo de mais 93,8 Wh de eletricidade no processo de pré-aquecimento do próprio óleo. Desta maneira, a cal trouxe consigo um impacto de 0,94 MJ ao processo (ou 7,5% do total para NRF).

6.2.2 Aquecimento Global (AG)

Nesta categoria, a influência do consumo de eletricidade se fez novamente presente. Em todos os cenários analisados, as principais emissões de GEE estiveram relacionadas a geração de eletricidade, com destaque especial para hidroeletricidade, e termoeletricidade a partir das combustões de GN, óleo combustível (OC), e carvão mineral (CM) (Tabela 24). A participação da geração elétrica para o total da categoria variou entre 62% (S5) e 93% (S1).

Se para as usinas termelétricas as emissões de GEE decorrem da queima de combustível, a hidroeletricidade tem por fonte de impactos de AG os lançamentos para a atmosfera de CH_4 derivados da decomposição de biomassa submersa pela água nas barragens. No modelo adotado a produção de 1,0 kWh pelo grid BR acumula uma emissão de 1,97 g CH_4 procedente da digestão anaeróbia de matéria vegetal não extraída do ambiente antes da inundação da área em que foi instalado o reservatório de água (BAUER et al., 2007).

Tabela 24 - Impactos da produção de eletricidade por diferentes tecnologias para a categoria AG (kg CO_{2eq}/FR)

Processo	S1	S2	S3	S4	S5
Hidroeletricidade	1,54	1,05	0,52	0,89	0,61
Termoeletricidade via GN	0,91	0,62	0,31	0,53	0,36
Termoeletricidade via CM	0,57	0,39	0,19	0,33	0,23
Termoeletricidade via OC	0,54	0,37	0,18	0,32	0,22
Total	3,56	2,43	1,20	2,07	1,42

Como observado na análise de PED, AG também observou os efeitos do pré-tratamento nos cenários S3 a S5. O consumo de eletricidade na fabricação das matérias-primas dos compostos clorados, como explicado na seção 6.2.1, foi a principal fonte de impacto em AG. Para S3, HCl constituiu 7,3% do total de $CO_{2,eq}$ emitido; em S4, o ácido clorídrico (dividido entre o consumo no pré-tratamento e como matéria-prima de $MgCl_2$) acumulou 7,8% do total de AG, além de 5,6% associado a $MgCl_2$.

Outra importante fonte de emissão de CO_2 para os três últimos cenários foi localizada na produção de $Ca(OH)_2$. Como explicado na seção reservada a DEP, esse sal é derivado de CaO, o qual, de sua parte, é obtido via calcinação de $CaCO_3$ (KELLENBERGER et al., 2007). Nisto, o processamento 1,0 kg CaO emite cerca de 909g CO_2 de origem fóssil, tendo como consequência na ACV a emissão de 142 g $CO_{2,eq}$/FR em S3 (9% do total de GW), 172 g $CO_{2,eq}$/FR em S4 (6,6%) e 201 g de $CO_{2,eq}$/FR para S5(8,8%).

No caso de S5, a mudança de HCl para HNO_3 trouxe consigo uma singularidade em AG. No processo de produção de HNO_3 a partir da oxidação da amônia, há a emissão para o ar de 8,4 g de N_2O/kg de HNO_3 (ALTHAUS et al., 2007). Dado o alto fator de impacto desse componente para aquecimento global (298 kg $CO_{2,eq}$/kg de N_2O), a produção do ácido nítrico traz ao ciclo de vida de S5 290 g de $CO_{2,eq}$/FR, representando 12,7% do total de AG.

6.2.3 Consumo de água (CA)

A categoria CA descreve o consumo do recurso natural água em todo o ciclo de vida dos produtos envolvidos no tratamento associado ao reúso de 1,0 m^3 de efluente tratado na torre de resfriamento. Neste contexto, os volumes associados à CA não incluem a captação de água

junto aos corpos hídricos circunvizinhos a refinaria, mas sim, e antes, a outros elementos – utilidades, produtos químicos – associados ao ciclo de vida de cada arranjo processual.

Como nas categorias anteriores, o consumo de eletricidade é uma variável comum em todos os cenários. No caso, os principais consumidores de água são as termelétricas, como as de gás natural, nuclear e biomassa, que usam vapor d'água para geração de energia. Além disso, outra parcela a ser considerada é a produção de vapor em processos industriais que compõem o ciclo de vida do processo. Outro fator que contribui de modo comum para os cinco cenários são os defensivos agrícolas para o cultivo de cana-de-açúcar. Esse produto, por sua vez, aparece no ciclo de vida na parte de geração de eletricidade por biomassa, chegando a contribuir para CA em até 25% do valor total no caso de S1.

Os cenários S3 e S4 e, em menor grau, também S2, tiveram seus desempenhos em CA influenciados consideravelmente pelo consumo de compostos clorados por conta novamente do processo de eletrólise. Dependendo da forma de produção, pode ser necessário o consumo de 39 L a 113 L de água por kg de Cl_2 produzido somente para fins de resfriamento (ALTHAUS et al., 2007). Em S3 e S4, esse aspecto é o principal causador de impacto, representando 35% em ambos os cenários do consumo total de água no ciclo de vida (4,35 L e 7,63 L/FR, respectivamente). No cenário S2, onde há a adição de HCl apenas para o ajuste de pH antes da entrada da membrana (10,6 kg/250 m^3 de efluente), essa influência foi menor (9%, ou 1,16 L/FR). No cenário S5, o consumo de água para resfriamento também ocupa uma porcentagem importante. Neste caso trata-se do processo de produção de amônia, onde para cada kg de NH_3 formado pela reforma de vapor, são necessários 140 L de água. Na perspectiva do ciclo de vida do processo, essa parcela representa 21,3% do total de CA (1,87 L/FR).

Visualizando conjuntamente os cinco cenários, é possível depreender que a tendência de maior consumo de água relacionado com o maior consumo de energia é seguida. No entanto, as mudanças verificadas na ordem dos cenários do menor para o maior impacto estão fortemente associadas ao consumo de produtos clorados, como verificado para os cenários S3 e, de modo particular, S4, enquanto que S5, aliou o baixo consumo energético global com uma mudança de pré-tratamento para produtos nitrificados e obteve, por conseguinte, o melhor desempenho em termos de consumo de água.

Ressalta-se que os produtos químicos considerados no pré-tratamento não eram diluídos, mas usados na forma sólida ou concentrada, na forma entregue pelo fornecedor. Essa

hipótese também contribuiu para que os valores da categoria não fossem mais elevados e muito menos, envolvessem aumento no consumo de água da própria refinaria.

6.2.4 Ecotoxicidade de Água Doce (EAD)

Como explicado no início do capítulo 6.2, os índices obtidos para EAD são resultado da diferença entre o impacto de cada cenário acumulado para a categoria, e aquele associado à não-disposição no corpo hídrico do efluente que originou a água de reúso. A segunda parcela foi estimada tendo em conta os dados indicados na Tabela 7. A partir dessa ação pode-se concluir que, ao evitar o lançamento de 1,0 m^3 de efluente tratado na ETDI, o corpo receptor deixa de estar sujeito a 68,2 g 1,4-DB_{eq} de impacto.

As influências do consumo de eletricidade nos cenários foram sentidas nesta categoria principalmente na parte de energia originária de termelétricas a carvão. Em todos os cenários houve um destaque do impacto associado aos rejeitos de mineração de carvão e às cinzas geradas pelo processo de queima do combustível para geração de eletricidade.

Os impactos referentes aos resíduos da extração e queima de carvão estão associados ao lixiviado formado em aterros, sendo uma parte coletada para tratamento e outra percolada até águas subterrâneas, sendo essa última associada a um intervalo temporal consideravelmente maior do que o tempo de vida do aterro (DOKA, 2009b). Para o FR em questão, a disposição de resíduos de mineração varia entre 447 g e 1,32 kg, enquanto que para as cinzas da queima do carvão, essa quantidade pode variar entre 147 g e 423 g para S3 e S1, respectivamente e para ambas as emissões.

A Tabela 25 mostra o peso do carvão do grid BR nos impactos em EAD. O total em termos de EAD é o valor original, isto é, sem desconto da carga do efluente.

Tabela 25 - Impactos em EAD do carvão presente no grid BR (massas em g 1,4-DB_{eq}, por FR)

Aspecto	S1	S2	S3	S4	S5
Disposição de resíduos de mineração de carvão	133	91,6	45,4	78,2	52,8
Disposição de cinzas de carvão	78,8	54,0	27,3	47,5	31,7
Total	211,8	145,6	72,7	125,7	84,5
% com relação ao total de EAD	49,1	44,0	33,0	34,3	37,1

Outra carga associada ao consumo de eletricidade consistiu nos resíduos associados à fabricação da rede de transmissão de energia, como os originários da produção de cobre e liga ferro-níquel. Esses valores são apresentados na Tabela 26. A massa de resíduos de beneficiamento de cobre por FR pode variar entre 42,2 g em S5 até 121 g em S1, enquanto que a ganga de níquel no ciclo de vida do tratamento ficou na faixa entre 2,64 g em S5 a 7,53 g em S1.

Tabela 26 - Impactos em EAD referentes às linhas de transmissão no grid BR (massas em g 1,4-DB_{eq}, por FR)

Aspecto	S1	S2	S3	S4	S5
Disposição de resíduos de beneficiamento de cobre	47,2	35,2	18,4	31,8	16,5
Disposição de ganga de níquel	22,0	16,5	8,7	15,0	7,7
Total	69,2	51,7	27,1	46,8	24,2
% com relação ao total de EAD	16,1	15,6	12,3	12,8	10,6

Dadas as informações de EAD envolvidas diretamente com a eletricidade listadas nas Tabelas 25 e 26, destacam-se os cenários S1 e S2, onde a influência da energia no perfil de impacto para essa categoria atingiu 65,2% e 59,6%, respectivamente. Esse comportamento não é perceptível, por outro lado, nos cenários S3 a S5, por conta do consumo de energia relativamente próximo entre os três (conforme Tabela 21) e pela influência dos sais de pré-tratamento no consumo de energia, como verificado na discussão sobre DEP (seção 6.2.1).

Como se poderia esperar, o pré-tratamento influencia o perfil de impacto da disposição do precipitado/concentrado do cristalizador. Inicialmente, S1 tem um impacto de 67 g de 1,4-DB_{eq}/FR na disposição final da salmoura pós-tratamento (15,5%). Esse valor é o maior de todos os cenários para esse efluente mais concentrado. Nos demais, com a presença do pré-tratamento, esse valor é dividido entre a disposição final do sal do pré-tratamento em aterro com a destinação da salmoura de alta concentração salina na ETDI. A Tabela 27 mostra as destinações finais do sal presente no tratamento e as cargas ambientais associadas a cada uma.

Tabela 27 - Impactos em EAD dos sais retirados do tratamento (em g 1,4-DB_{eq}/FR)

Aspecto	S1	S2	S3	S4	S5
Pós-cristalização (ETDI, com destinação final aterro/corpo hídrico)	67,0	9,1	8,4	2,2	4,7
Pré-tratamento (sal para aterro)	-	59,1	59,6	61,2	64,3
Total	67,0	68,2	68,0	63,4	69,0

Destaca-se aqui a influência do íon Ba^{2+} na categoria EAD. Essa constatação pode ser feita pelo grande impacto causado no pré-tratamento de S2 com uma massa de precipitado muito menor do que os demais cenários (conforme Tabela 19). Ao se verificar os fatores de impacto para o método CML, verifica-se que 1 kg de bário traz um impacto de 228 kg de 1,4-DB_{eq} (GUINÉE et al., 2002), sendo o principal sal do efluente a influenciar os cálculos na categoria. As características do efluente a ser lançado podem exigir diferentes tratamentos na ETDI, de tal maneira que a tendência verificada no pré-tratamento (maior remoção de Ba e maior impacto em EAD) não se confirma no condicionamento da purga do cristalizador.

A eletrólise para produção de Cl_2 que, mais adiante é usado como matéria-prima de produtos clorados, causou influência em S3 (6,53% do impacto total), S4 (9,76%) e S5 (4,37%). Essa carga é associada aos rejeitos sulfurosos na mineração para obtenção de ácido sulfúrico e níquel. No primeiro caso, esse composto é usado no processo de secagem do Cl_2 (ALTHAUS et al., 2007). No segundo caso, o metal é usado em uma das matérias-primas da produção da membrana de osmose. Especificamente para S4, há a influência da produção de $MgCO_3$, que é posteriormente consumido para a geração de $MgCl_2$ usado no pré-tratamento. Seu consumo, normalizado para o FR, traz consigo um impacto de 23,1 g de 1,4-DB_{eq} por conta da liberação de íons (como zinco, arsênio, cromo VI, etc.) em água na sua mineração e tratamento.

6.3 Análise econômica

A Tabela 28 apresenta os custos de instalação de cada um dos cinco cenários, enquanto a Tabela 29 mostra os custos de operação levantados na análise. Em termos de instalação, S3 é o cenário que demanda o maior investimento inicial, com diferença relativamente pequena para S1 (3,3% menor). No outro extremo, S5 foi o cenário mais barato, com boa diferença para os cenários de custo mediano (S2 e S4), chegando a uma diferença de mais de 42% para o mais caro. Entre os equipamentos, os de custo mais elevado foram o evaporador e os dois compressores. Neste caso, estes três compõem de 49,7% (S5) a 65,5% (S1) do custo total de instalação.

Uma observação importante a ser feita é o custo de investimento da tecnologia de osmose reversa, de valor muito inferior que o restante dos equipamentos, variando entre 17,3% (S3) e 29,5% (S5) do valor total de instalações. Por conta dos arranjos parecidos, o investimento a ser feito nos equipamentos de osmose foram praticamente os mesmos (Tabela 30).

Tabela 28 – Custos de instalação da unidade de reúso para os cinco cenários (R$)

Equipamento	S1	S2	S3	S4	S5
Bomba de OR	114.526,93	128.101,82	195.443,75	187.685,38	178.481,71
Evaporador	5.909.904,86	5.640.630,82	9.030.143,83	3.850.844,16	2.621.105,46
Cristalizador	47.645,45	56.619,54	87.789,10	61.296,39	74.776,17
Reator de precipitação		216.634,30	122.851,65	122.570,34	122.575,72
Agitador para precipitação		32.846,30		26.830,67	
Bomba para abastecimento da torre de resfriamento	36.476,66	36.500,39	36.488,48	36.484,57	36.494,20
Compressor - Evaporador	4.783.654,13	3.472.128,34	6.298.149,67	2.851.643,01	2.143.066,07
Compressor - Cristalizador	6.911.851,50	5.199.402,87	2.589.366,95	4.201.432,81	3.204.710,07
Trocador de calor 1	155.219,02	144.757,39	34.087,84	38.382,05	35.948,75
Trocador de calor 2	308.697,39	606.729,97	339.411,71	515.836,73	403.710,58
Módulos de membranas de OR	1.034.348,66		1.143.227,46	1.088.788,06	1.116.007,76
Vasos de membrana de OR	224.634,09		248.279,78	236.456,93	242.368,36
Montagem de skid metálico (OR)			23.523,60		
Sistema de limpeza (OR)			250.084,80		
Filtros cartucho (OR)			189.647,64		
Painel de controle da unidade de OR			145.882,80		
Fabricação de skid metálico			181.832,49		
Total – custos de instalação	26.877.892,40	23.652.215,83	27.803.179,48	19.527.444,78	16.019.991,27

Tabela 29 – Custos de operação da unidade de reúso para os cinco cenários por ano (R$)

Item	Custo unitário (R$/ton)	S1	S2	S3	S4	S5
		Produtos químicos				
EDTA	10.092,33	88.195,77				
$BaSO_4$	2.848,81		601,75			
$CaCO_3$	496,89			362,35	519,80	519,76
HCl (sol. 37% w/w)	1.827,33		137.361,14	519.048,16	462.969,15	
Na_2SO_4	438,56				335.999,19	
$MgCl_2$	438,56				52.408,10	
$FeSO_4$	456,83	145.384,48	143.574,93	1.359,61	1.891,06	1.107,46
$Ca(OH)_2$	375,52			164.518,47	196.956,86	235.200,48
HNO_3 (sol. 68% w/w)	2.375,53					443.630,45
$MgSO_4$	2.075,89					640.205,67
		Custos de instalação e funcionamento				
Mão-de-obra	29.847,96 (R$/mês)					388.023,54
Análises laboratoriais	15% da mão-de-obra					58.203,53
Materiais suplementares	15% do custo de equipamento	241.901,03	183.455,07	250.228,62	175.747,00	144.179,92
Manutenção	6% do custo total de instalação	1.612.673,54	1.223.033,80	1.668.190,77	1.171.646,69	961.199,48
		Custos de processo				
Transporte de sólidos	250,00(R$/ton)	-	240,03	216.778,17	221.339,78	256.059,12
Disposição final de sólidos	1.000,00(R$/ton)	-	960,12	867.112,66	885.359,11	1.024.236,49
Consumo de energia elétrica	0,45 (R$/kWh)	12.772.754,55	8.624.697,32	4.005.541,95	6.915.983,45	5.006.776,36
Total – custos de operação		15.307.136,45	10.760.151,23	8.139.367,82	10.867.047,26	9.159.342,26

Tabela 30 - Dados para custeio da unidade de osmose reversa

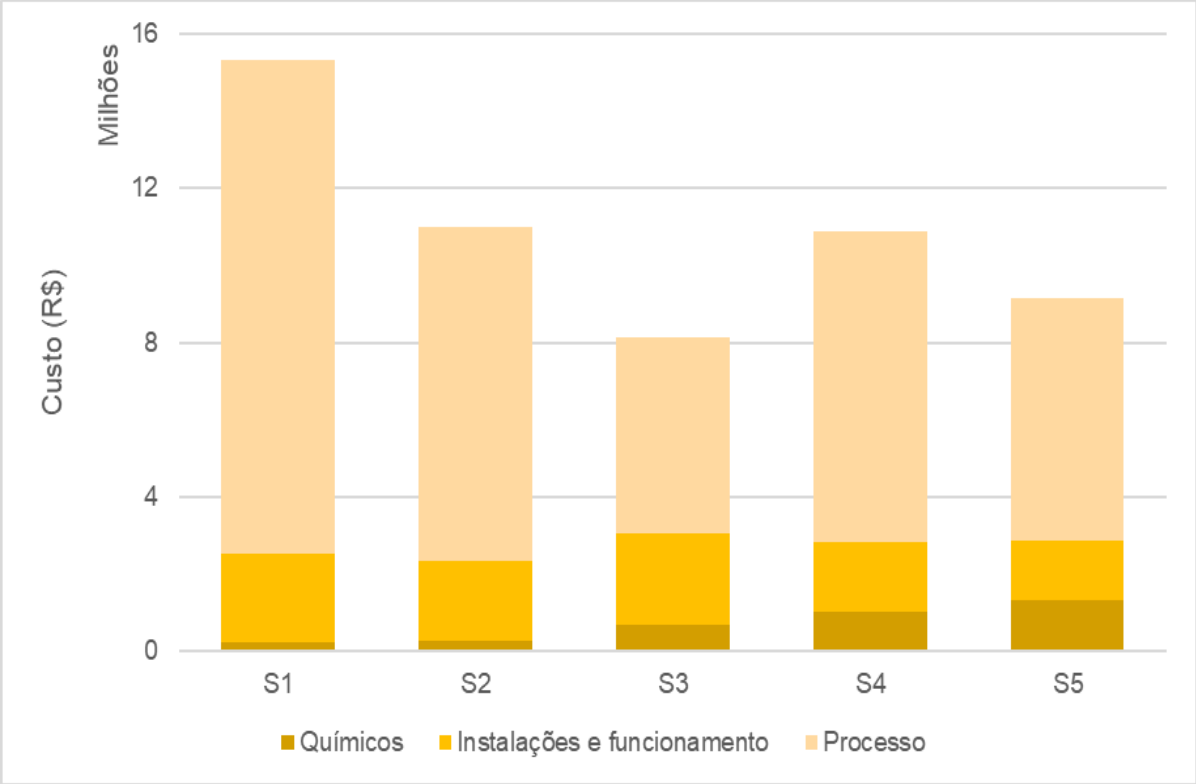
	S1	S2	S3	S4	S5
Número de módulos de membranas	266	266	294	280	287
Vasos de membranas	38	38	42	40	41
Custo unitário – módulo de membrana (R$)			3.888,53		
Custo unitário – vaso de membrana (R$)			5.911,42		
Custo total do equipamento de osmose com instalação (R$)	4.509.898,97	4.509.898,97	4.801.452,86	4.655.675,92	4.728.564,39

No que se refere à operação do sistema, ressalta-se a maior influência dos custos associados ao processo, isto é, à disposição final dos sais extraídos do tratamento (no caso, no pré-tratamento) e à energia elétrica para funcionamento dos equipamentos. Por outro lado, o consumo de compostos químicos, mesmo os mais custosos ou em maior volume, representam minimamente o valor da operação da unidade. Os custos de instalações e funcionamento se referem ao pagamento dos funcionários, bem como a manutenção e outros desembolsos necessários para o bom funcionamento do tratamento (conforme Tabela 29 e Figura 19).

O cenário S3 é o mais barato quando se refere ao funcionamento, enquanto que S1 é o mais caro. Com a análise da Figura 19 e da Tabela 29, chega-se que a principal influência na operação é o consumo de eletricidade, sendo desta forma esperado o comportamento desses custos com base nos consumos energéticos já calculados e apresentados na Tabela 21.

A partir dos custos de instalação e operação, foi calculado o fluxo de caixa dos cinco cenários. Conforme explicado no final da seção 4.6, não há fluxo positivo de caixa, sendo considerados apenas os gastos ao longo do tempo de vida da unidade (9,5 anos).

Figura 19 - Representatividade dos diferentes custos de operação



Com base no custo de instalação, nos custos de operação e depreciação e usando a equação de VPL (Equação 19), foram obtidos os montantes ao final do tempo de vida da unidade de tratamento. A Figura 20 apresenta os pesos dos custos de investimento e operação no custo total do tratamento. É possível perceber que a operação possui, ao longo da vida do processo, maior representatividade. Os custos de operação passam a ser maiores do que os de investimento logo após 2 anos em S1, S4 e S5, 2,5 anos em S2 e 4 anos em S3, o que corrobora essa representatividade maior da operação no que concerne aos custos totais.

No que se refere ao custo total, S5 apresentou o menor custo, sendo R$ 4,6 milhões mais barato do que S3 (o segundo de menor custo) e R$ 54 milhões abaixo de S1 (o mais caro), o que representa um custo de 40% do total de S1, sendo mais um sinal de que o consumo energético é de importância fundamental nesta análise.

O indicador único escolhido para a análise econômica foi o custo da água tratada ao longo do tempo de vida do tratamento. Partindo-se dos custos totais obtidos e considerando a vazão de água calculada pelo balanço hídrico (assumindo que ela é constante por todo o período), foi possível obter esse preço, como apresenta a Tabela 31.

Tabela 31 - Custo da água por cenário

Cenário	S1	S2	S3	S4	S5
Custo total (R$)	136.222.671,06	102.343.577,23	86.385.677,85	97.417.779,97	81.817.274,42
Vazão de água (m^3/h)	249,3	249,5	249,8	249,6	249,8
Preço da água de reúso (/m^3)	R$6,57	R$4,93	R$4,16	R$4,69	R$3,94

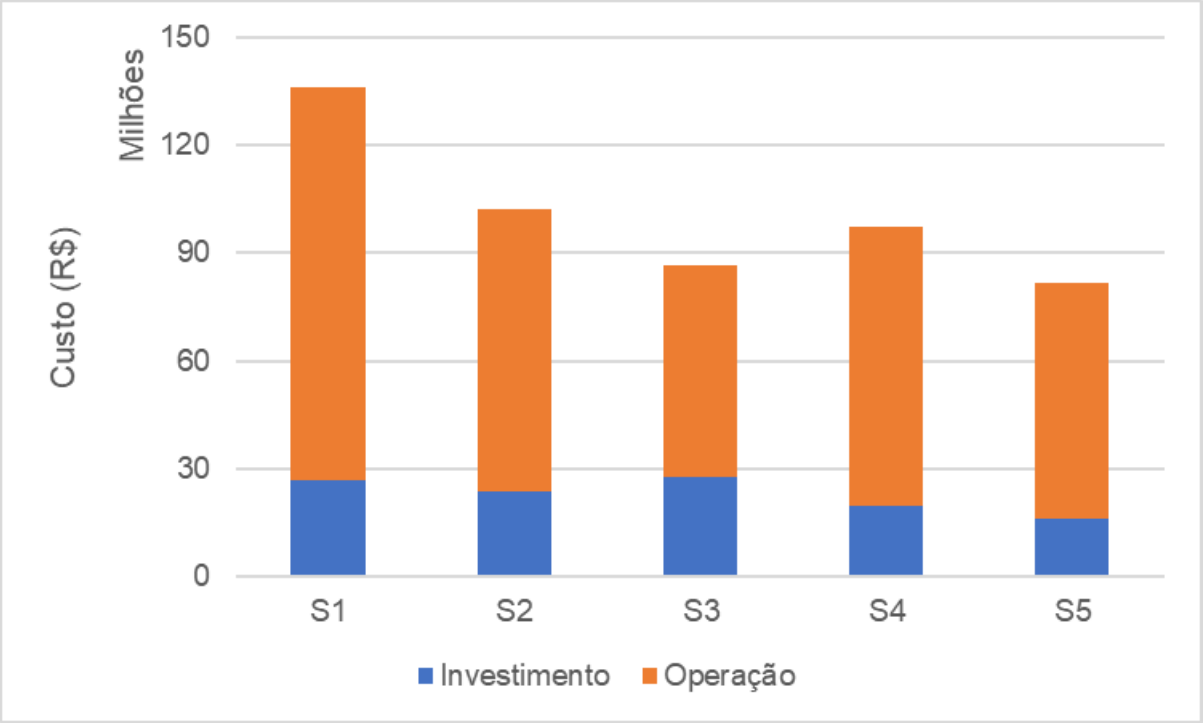
O cenário S5 apresentou o menor preço de água de reúso por m^3, enquanto que o cenário S1 foi o cenário de maior preço, com um valor 67% maior do que a alternativa S5. De qualquer forma, esses valores são muito maiores do que os praticados atualmente no Brasil. Gripp (2014), ao realizar a análise de custo para reusar água em refinaria, constatou que o fator multiplicador mínimo para que essa alternativa fosse economicamente viável usando as tarifas de captação, consumo e lançamento na localidade em que se encontrava sua unidade variava entre 61,7 e 80,4. No caso, o preço da água captada, usada e tratada situava-se entre R$ 2,11 e R$ 2,75. Corrigindo os valores para os dias atuais por meio do Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo Especial (IPCA-E), chega-se em R$ 2,80 e R$ 3,71, o que se conclui que os custos de Gripp (2014) são menores do que o trabalho atual.

Alguns fatores contribuíram para esses resultados, a saber: em primeiro lugar, do fato de que as recuperações de água naquele trabalho são menores, demandando menor consumo de energia que, como visto, foi o fator de maior peso no custo do projeto. Além disso, o consumo de energia residual naquele trabalho trouxe uma redução na demanda energética externa, diminuindo também os impactos ambientais associados ao consumo de eletricidade e de vapor por ser considerado rejeito de processo e não ter carga ambiental associada. No entanto, a escolha dessa alternativa parte do pressuposto de se ter energia residual disponível, o que depende em grande parte da operação da refinaria. Sendo este processo industrial relativamente dinâmico, não é possível, em casos mais extremos, contar com uma oferta fixa dessa fonte de energia, e muito menos na vazão em que se necessita para funcionar o processo de tratamento e reúso de água.

Visando o fechamento de circuito, Bortolini et al. (2017) considerou a tarifa de 2,12 €/m^3 de água imposta na Itália para custear um sistema de purificação de água para fechamento

de circuito. Usando a cotação de março de 2019 de R$ 4,35/1 €, chega-se no valor de R$ 9,22/m^3 de água, sendo mais cara do que todas as alternativas de tratamento do estudo presente. Deste fato pode se depreender que, em diferentes localidades e, consequentemente, disponibilidades hídricas, as alternativas de reúso podem ser mais viáveis até mesmo economicamente, como no próprio trabalho de Bortolini et al. (2017), que obteve fluxo de caixa positivo usando essa tarifa de água como entrada. Ou seja, a localização geográfica pode se constituir uma variável crítica no que se refere à viabilidade econômica desses arranjos.

Figura 20 - Custo total do tratamento separado em investimento e operação



Esta análise pode ser ainda mais detalhada com a consideração de uma lógica sistêmica similar à ACV, como a própria CCV. A importância do tema de reúso e a necessidade de se avaliar a viabilidade desses processos pode ser um incentivo para que haja o desenvolvimento de trabalhos com CCV, uma vez que ainda há poucos nesta área (destaca-se, por exemplo, o trabalho de Lam et al. (2017) para sistemas residenciais).

6.4 Análise de ecoeficiência

Para a análise de ecoeficiência, foi necessário proceder à normalização dos impactos ambientais e econômicos. No caso da ACV, essa normalização foi feita para o maior valor de impacto dentro de uma categoria, de tal forma que a esse número foi atribuído o valor 1,0 e os

demais valores foram corrigidos com base neste. Por não ser um problema estudado para uma determinada região, não foi feita a ponderação para a contribuição total de uma determinada categoria para um local geográfico, nem sua relevância social, como previsto no método BASF (UHLMAN; SALING, 2010). Desta maneira, a carga ambiental e energética (ambas as vertentes foram englobadas num mesmo indicador para simplificar a análise de ecoeficiência) normalizada (CA_N) foi composta pela soma dos indicadores normalizados de cada categoria (CA) normalizada para o maior valor. Esse procedimento foi suficiente para gerar a impressão digital ambiental-energética dos cinco cenários nos moldes da Figura 13 (Figura 21).

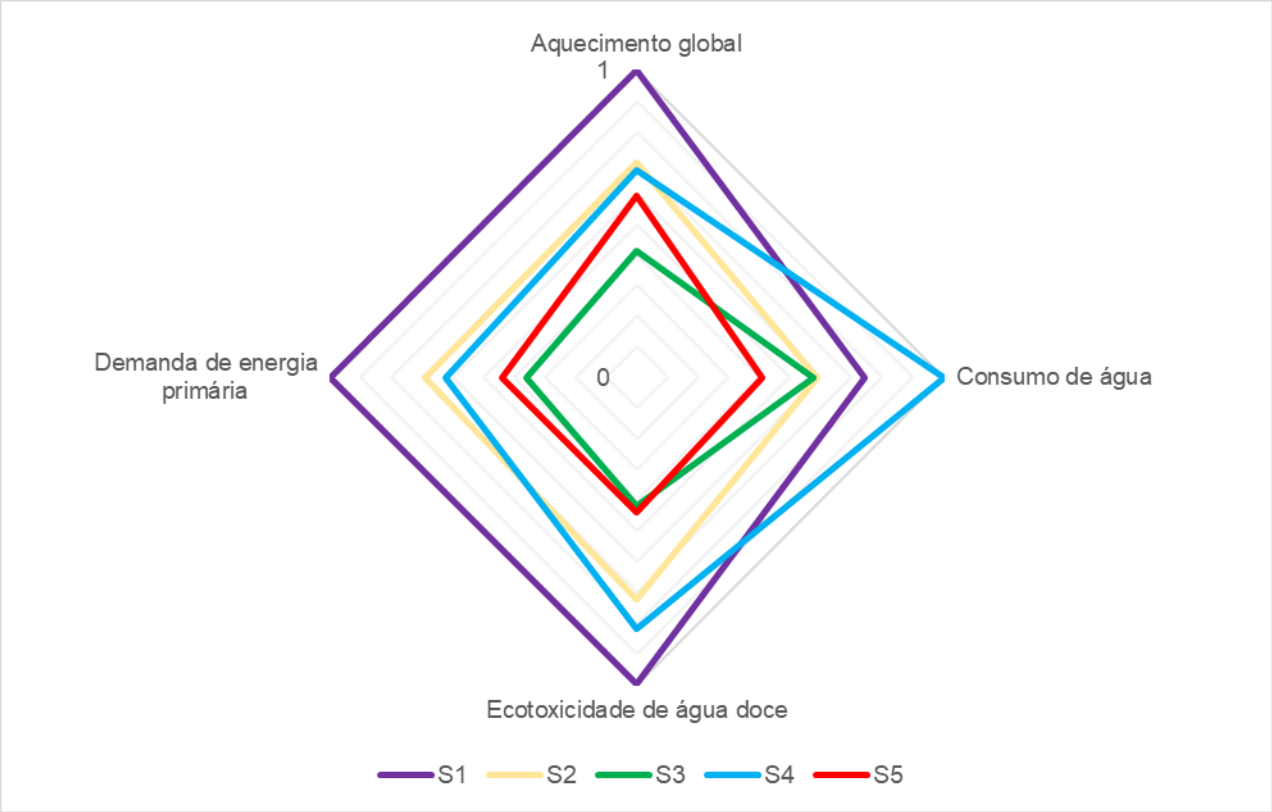
A análise econômica, por sua vez, foi normalizada usando-se os preços da água de reúso por m^3. Essa medida foi tomada para que tanto a variável econômica quanto a ambiental fossem mensuradas para o mesmo volume de água de reúso (1 m^3). Os valores para a análise de ecoeficiência são apresentados na Tabela 32. A partir dos dados de CA_N e $C\$_N$, procedeu-se à construção do gráfico de ecoeficiência (Figura 22).

Tabela 32 - Normalização das variáveis ambiental-energética e econômica

Categorias	S1	S2	S3	S4	S5
Ambiental-energético					
AG_N	1,0	0,70	0,41	0,68	0,59
CA_N	0,74	0,59	0,58	1,0	0,41
EAD_N	1,0	0,73	0,42	0,82	0,44
DEP_N	1,0	0,69	0,36	0,62	0,44
CA	3,74	2,70	1,77	3,12	1,88
CA_N	1,0	0,72	0,47	0,83	0,50
Econômico					
$C\$_N$	1,0	0,75	0,63	0,71	0,60

A impressão digital ambiental-energética (Figura 21), em termos qualitativos, mostra S1 como o cenário que abarca a maior área do diagrama, simbolizando que ele concentra o maior impacto ambiental-energético da série. Além de S1, também S4 mostra-se um cenário com maiores cargas ambientais e energéticas, com diferenças consideráveis para os cenários S2, S5 e S3, sendo esse último o de menor carga (menor área do diagrama).

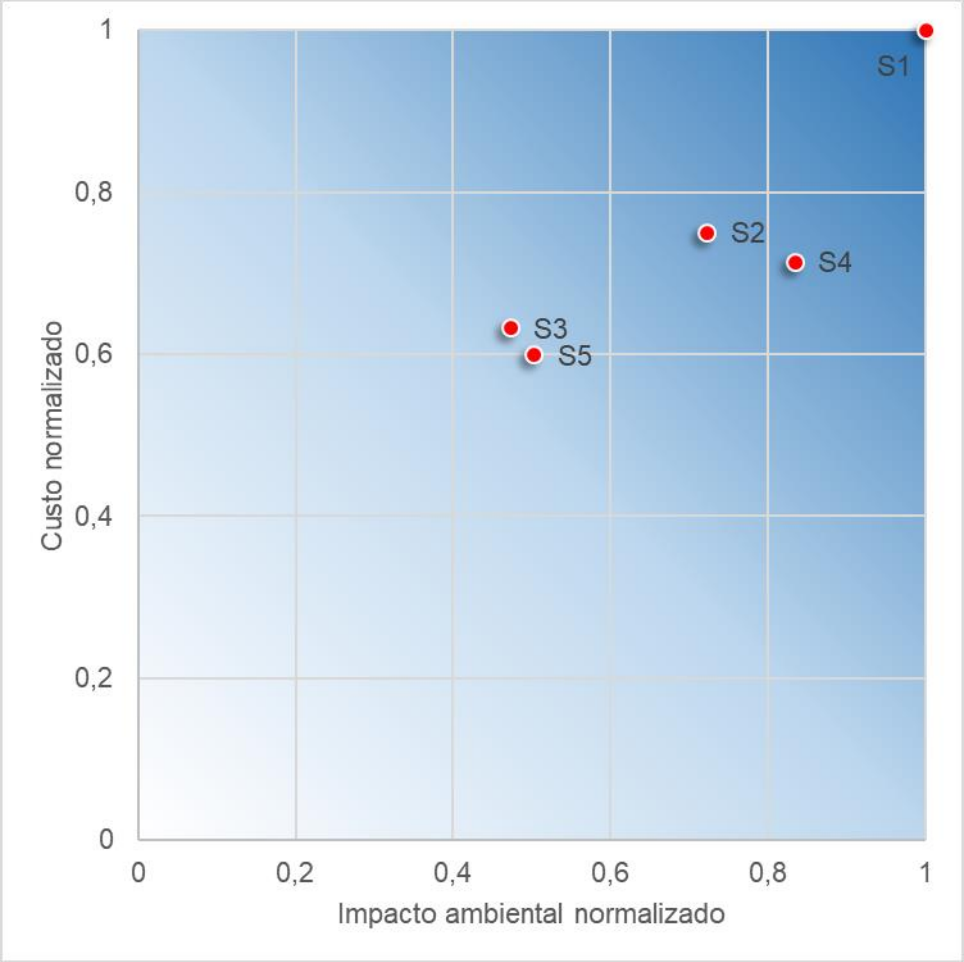
Figura 21 – Impressão digital ambiental-energética dos cinco cenários



No estudo presente, quanto mais próximo do ponto (0,0) do diagrama de ecoeficiência (Figura 22), mais ecoeficiente é a solução, enquanto que o ponto (1,1) representa a pior alternativa neste quesito. Desta maneira, S1 foi o pior cenário avaliado, representando o maior impacto ambiental-energético e o maior custo. Há, além disso, outros dois conjuntos de dois cenários que possuem características intrínsecas semelhantes em termos de desempenho. Pode-se afirmar que S2 e S4 possuem ecoeficiências próximas, sendo cada uma delas melhor em um eixo determinado, enquanto que o conjunto de melhores alternativas reúne os cenários S3 e S5. Neste caso, assim como no conjunto S2 e S4, cada solução apresenta melhor desempenho em uma vertente diferente, mas a proximidade dos dois cenários corresponde praticamente a um empate.

Para que a análise de ecoeficiência pudesse ter um caráter também quantitativo, foi calculada a distância de cada cenário para o ponto de ecoeficiência máxima. Partindo-se da equação 20 apresentada na seção 4.7, foi possível obter os valores de DEI (Tabela 33) do presente estudo.

Figura 22 - Gráfico de ecoeficiência dos cinco cenários



Com essa quantificação de ecoeficiência, foi possível então verificar que, para o agrupamento dos cenários S2 e S4, o primeiro é o mais ecoeficiente com relação ao outro. Com efeito, o impacto ambiental relativamente menor aliado com um custo ligeiramente maior do que S4 fez com que S2 se apresentasse como a alternativa de menor DEI.

Tabela 33 – Valores de DEI (Distância da Ecoeficiência Ideal) para os cenários analisados

Cenário	S1	S2	S3	S4	S5
DEI	1,41	1,04	0,79	1,10	0,78

Por outro lado, na análise comparativa entre S3 e S5, verifica-se que os valores de DEI constituem realmente um empate por conta principalmente da análise normalizada dos custos ambientais-energéticos e econômicos, onde cada alternativa é melhor do que a outra por um

valor semelhante (0,03). Desta maneira, o cenário a ser escolhido pelo tomador de decisão deve levar em consideração outros critérios, tais como: recursos financeiros disponíveis, restrições ambientais no que concerne à emissão de poluentes ou consumo de recursos naturais do entorno da refinaria, disponibilidade das matérias-primas necessárias para o funcionamento do processo, entre outros. Ou seja, trata-se de ponderar as condições de operação da unidade para se decidir por qual viés, seja ele ambiental ou econômico, deve-se priorizar o tratamento.

A elaboração de um estudo de ecoeficiência como o trabalho presente, desta maneira, possibilitou não somente verificar a viabilidade econômica de procedimentos de pré-tratamento para reúso de água, colocando os resultados dessa análise inclusive de forma mais palpável para o tomador de decisão (custo da água), mas também analisar por meio de uma metodologia consolidada os impactos ambientais associados a esses procedimentos. Espera-se, desta maneira, mostrar que a identificação das limitações ambientais e energéticas pode se constituir como uma alternativa válida para se pesquisar melhorias que visem não somente resolver esses assuntos, mas também melhorar o rendimento do processo. Isso foi possível observar no desempenho de S5, sendo esse cenário elaborado com vistas a melhorar o desempenho ambiental e energético de S4.

Ao se elaborar a ACV dos cenários de reúso de água desse trabalho, obteve-se como resultado, além dos diagnósticos já apresentados, a criação de novos inventários para futuros estudos de Ciclo de Vida nesse assunto, possibilitando que uma nova frente de pesquisa na aplicação de ACV seja conduzida no país.

7. CONCLUSÕES E TRABALHOS FUTUROS

Na avaliação da técnica de pré-tratamento do efluente por adição de sais precipitantes, foi possível aumentar a recuperação de água na osmose de 84% para mais de 94% pela aceleração da precipitação de compostos de baixa solubilidade, como $BaSO_4$, $SrSO_4$, $CaSO_4$, CaF_2, SiO_2 e $CaCO_3$.

Com o auxílio de softwares de cálculos para osmose reversa e de processos industriais, chegou-se que a recuperação de água do sistema ficou entre 99,7 e 99,9%, com uma geração de efluente salino com fração de sólidos variando entre 1,6 e 18,2%, isto é, praticamente atingindo o regime de Descarga Zero de Líquidos pretendido inicialmente.

Dentro da Avaliação de Ciclo de Vida (ACV), os resultados mostraram a grande influência do consumo de eletricidade na operação dos equipamentos. No caso, o comportamento observado foi de certa forma similar ao reportado pela literatura, isto é, de que quanto maior a recuperação de água, menor a demanda energética nas etapas térmicas. Desta maneira, os cenários com maior recuperação de água na osmose consumiram menos energia e, consequentemente, apresentaram menores impactos em Demanda de Energia Primária e Aquecimento Global.

Uma influência percebida nos cenários com maior adição de sais de pré-tratamento foi a influência no ciclo de vida das matérias-primas dos produtos clorados, como HCl e $MgCl_2$. Ao se fazer uso desses compostos, são computados os gastos energéticos e os impactos ambientais na fabricação do Cl_2 originalmente por eletrólise, constituindo-se em um processo de considerável influência no resultado da ACV. A efeito de comparação, um cenário foi projetado visando a troca de HCl por HNO_3. Isso trouxe não somente reduções em energia consumida, mas essa redução foi também verificada para a categoria Consumo de Água, ainda que a fabricação de ácido nítrico via amônia também traga impactos para ambas as categorias.

A destinação final dos sais produzidos no pré-tratamento e da salmoura no cristalizador teve sua influência mais precisamente observada na categoria de Ecotoxicidade de Água Doce. No entanto, as cargas ambientais associadas a ela não suplantaram a forte influência, uma vez mais, do consumo de eletricidade. Para esta categoria, são notados os efeitos do despejo de resíduos de mineração e cinzas da queima do carvão que é queimado para produzir energia em termelétricas. Além disso, a extração de metais para a fabricação de ligas usadas na distribuição de eletricidade também foi detectada na análise.

No que se refere a análise econômica, para o horizonte temporal de 9,5 anos percebeu-se que os custos de instalação são razoavelmente menores dos que o de operação e, dentro dos gastos com operação do equipamento, a maior porcentagem é por conta da eletricidade usada nos compressores do evaporador e cristalizador. Pelo cálculo para o custo da água tratada ao longo da vida do equipamento, foram obtidos valores entre R$ 3,94 (S5) e R$ 6,57/m^3 (S1), sendo consideravelmente maiores do que os praticados para captação e consumo de água e despejo de efluentes no Brasil.

Na análise de ecoeficiência propriamente dita, destacaram-se os cenários S3 e S5, com um empate entre eles, mesmo quando se procedeu ao cálculo da Distância da Ecoeficiência Ideal. Enquanto S3 obteve o melhor resultado em desempenho ambiental-energético, S5 apresentou menor custo, sendo que as diferenças normalizadas observadas entre os dois cenários foram iguais em termos quantitativos. Dada essa condição, a escolha do cenário mais conveniente por parte do tomador de decisão deve passar pela priorização de uma das vertentes (ambiental-energética ou econômica). Outra característica a se destacar de S5 é a melhoria de rendimento do processo, tendo em vista que, inicialmente, ele foi projetado para reduzir os impactos ambientais de S4. Isso mostra que, ao se avaliar melhorias ambientais e energéticas de um processo por meio de uma ACV, é possível incorporar até mesmo ganhos em termos econômicos.

Para futuros trabalhos, podem ser realizadas análises econômicas mais aprofundadas, como as baseadas no Custo de Ciclo de Vida, que consideram até mesmo impactos ambientais de forma econômica. Além disso, o modelo usado na simulação dos processos de recuperação de água pode ser aprimorado e outras variáveis podem ser usadas para a realização de análises de sensibilidade, isto é, verificar como condições de processo podem influenciar o resultado da ACV ou da análise econômica.

8. REFERÊNCIAS

ACEVEDO, C. R.; GARDEA-TORRESDEY, J. L.; TARQUIN, A. J. Silica Removal from Brine by using Ion Exchange. In: WORLD ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES CONGRESS 2010, 2010, Providence. **Proceedings**... Providence: Environmental and Water Resources Institute of ASCE, 2010.

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. **Água na indústria: uso e coeficientes técnicos**. Brasília: ANA, 2017. 37 p.

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. **Conjuntura dos recursos hídricos no Brasil 2017: relatório pleno**. Brasília: ANA, 2017. 169 p.

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA **Relatórios Técnicos - ANEEL**. Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/relatorios-tecnicos>. Acesso em: 4 mar. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO. **Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis: 2018**. Rio de Janeiro: ANP, 2018. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/images/publicacoes/anuario-estatistico/2018/anuario_2018.pdf>. Acesso em 15 jan. 2018.

AHMED, M. et al. Use of evaporation ponds for brine disposal in desalination plants. **Desalination**, v. 130, n. 2, p. 155–168, 2000.

AHMED, M. et al. Brine disposal from reverse osmosis desalination plants in Oman and the United Arab Emirates. **Desalination**, v. 133, p. 135–147, 2001.

AL-KARAGHOULI, A.; KAZMERSKI, L. L. Comparisons of technical and economic performance of the main desalination processes with and without renewable energy coupling. In: WORLD RENEWABLE ENERGY FORUM, 2012, Denver. **Proceedings**...Denver: 2012.

AL-KARAGHOULI, A.; KAZMERSKI, L. L. Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 24, p. 343–356, 2013.

ALKHUDHIRI, A.; DARWISH, N.; HILAL, N. Membrane distillation: A comprehensive review. **Desalination**, v. 287, p. 2–18, January 2012.

ALKLAIBI, A. M.; LIOR, N. Membrane-distillation desalination: status and potential. **Desalination**, v. 171, p. 111–131, 2004.

ALMASRI, D.; MAHMOUD, K. A.; ABDEL-WAHAB, A. Two-stage sulfate removal from reject brine in inland desalination with zero-liquid discharge. **Desalination**, v. 362, p. 52–58, 2015.

ALTHAUS, H.-J. et al. **Life Cycle Inventories of Chemicals. Ecoinvent report No. 8, v. 2.0**. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2007.

AMORIM, R. da S. **Abastecimento de água de uma refinaria de petróleo: caso REPLAN**. 2005. 195 p. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2005.

ANGELIS-DIMAKIS, T. **Step-wise consolidated guidelines for the development of meso-scale eco-efficiency indicators**. Athens: National Technical University of Athens, 2015. 39 p. Relatório do projeto EcoWater.

APELL, J. N.; BOYER, T. H. Combined ion exchange treatment for removal of dissolved organic matter and hardness. **Water Research**, v. 44, p. 2419–2430, 2010.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR ISO 14040**: Gestão Ambiental - Avaliação do Ciclo de Vida - Princípios e Estrutura. Rio de Janeiro, 2009. 30 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR ISO 14044:** Gestão Ambiental - Avaliação do Ciclo de Vida - Requisitos e orientações. Rio de Janeiro, 2009. 52 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR ISO 14045:** Gestão ambiental - Avaliação da ecoeficiência de sistemas de produto - Princípios, requisitos e orientações. Rio de Janeiro, 2014. 41 p.

ASTILLEROS, J. M. et al. Nanoscale phenomena during the growth of solid solutions on calcite {101-4} surfaces. **Chemical Geology**, v. 225, p. 322–335, 2006.

AVLONITIS, S. A.; KOUROUMBAS, K.; VLACHAKIS, N. Energy consumption and membrane replacement cost for seawater RO desalination plants. **Desalination**, v. 157, n. 1–3, p. 151–158, 1 ago. 2003.

BAGAJEWICZ, M. A review of recent design procedures for water networks in refineries and

process plants. **Computers and Chemical Engineering**, v. 24, n. 9–10, p. 2093–2113, 2000.

BAJDUR, W. M. et al. LCA application in the assessment of new technologies of industrial effluents treatment. **Desalination and Water Treatment**, v. 57, n. 3, p. 1058–1066, 2016.

BARESEL, C. et al. Environmental performance of wastewater reuse systems: Impact of system boundaries and external conditions. **Water Science and Technology**, v. 73, n. 6, p. 1387–1394, 2016.

BAUER, C. et al. **Wasserkraft. In: Sachbilanzen von Energiesystemen: Grundlagen für den ökologischen Vergleich von Energiesystemen und den Einbezug von Energiesystemen in Ökobilanzen für die Schweiz. Final report ecoinvent No. 6-VIII**. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2007. 114 p.

BAUMANN, H.; TILLMAN, A.-M. **The hitch hiker's guide to LCA:** An orientation in Life Cycle Assessment Methodology and Applications. Lund: Studentlitteratur AB, 2004.

BENEFIELD, L. D.; JUDKINS, J. F.; WEAND, B. L. **Process Chemistry for Water and Wastewater Treatment**. 1st ed. New Jersey: Prentice-Hall, 1982.

BENNER, J. et al. Ozonation of reverse osmosis concentrate: Kinetics and efficiency of beta blocker oxidation. **Water Research**, v. 42, p. 3003–3012, 2008.

BOERLAGE, Ś. F. E. et al. BaSO4 solubility prediction in reverse osmosis membrane systems. **Journal of Membrane Science**, v. 159, p. 47–59, 1999.

BORTOLINI, M. et al. Design, prototyping, and assessment of a wastewater closed-loop recovery and purification system. **Sustainability**, v. 9, n. 11, 2017.

BOSTJANCIC, J.; LUDLUM, R. **Getting to Zero Discharge:** How to Recycle That Last Bit of Really Bad Wastewater. SUEZ, 2013. 7 p.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 357, de 18 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial da União nº 053,** 18 mar. 2005**.** Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=459>. Acesso em: 15 mar. 2019.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. **Diário Oficial da União nº 92,** 16 mai. 2011 **.** Disponível em: < http://www2.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>. Acesso em: 15 mar. 2019.

BREMERE, I. et al. Increasing conversion in membrane filtration systems using a desupersaturation unit to prevent scaling. **Desalination**, v. 119, p. 199–204, 1998.

BREMERE, I. et al. Controlling scaling in membrane filtration systems using a desupersaturation unit. **Desalination**, v. 124, p. 51–62, 1999.

BURBANO, A.; BRANDHUBER, P. **Demonstration of Membrane Zero Liquid Discharge for Drinking Water Systems.** Alexandria: Water Environment Research Foundation, 2012. 72 p.

BUROS, O. K. **The ABCs of Desalting**. International ed. Topsfield.

CAMACHO, L. M. et al. Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications. **Water**, v. 5, p. 94–196, 2013.

CATH, T. Y.; CHILDRESS, A. E.; ELIMELECH, M. Forward osmosis : Principles, applications, and recent developments. **Journal of Membrane Science**, v. 281, p. 70–87, 2006.

CIROTH, A. et al. **Environmental Life Cycle Costing**. 1st. ed. CRC Press, 2008.

CIROTH, A. Cost data quality considerations for eco-efficiency measures. **Ecological Economics**, v. 68, p. 1583–1590, 2009.

CONFEDERAÇÃO NACIONAL DA INDÚSTRIA. **O uso racional da água no setor industrial**. Brasíia: CNI, 2017. 236 p.

CROOK, J. Water Reclamation and Reuse. In: MAYS, L. W. (Ed.). **Water Resources Handbook**. McGraw-Hil ed.

DE GISI, S. et al. Characteristics and adsorption capacities of low-cost sorbents for wastewater treatment: A review. **Sustainable Materials and Technologies**, v. 9, p. 10–40, 2016.

DHOLE, V. R. et al. Make your process water pay for itself. **Chemical Engineering**, p. 100–

103, 1996.

DIALYNAS, E.; MANTZAVINOS, D.; DIAMADOPOULOS, E. Advanced treatment of the reverse osmosis concentrate produced during reclamation of municipal wastewater. **Water Research**, v. 42, p. 4603–4608, 2008.

DIEPOLDER, P. Is “zero discharge” realistic? **Hydrocarbon Processing**, p. 129, 1992.

DOKA, G. **Life Cycle Inventories of Waste Treatment Services:** Ecoinvent Report No. 13 - Part IV “Wastewater treatment”. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2009. 61 p.

DOKA, G. **Life Cycle Inventories of Waste Treatment Services:** Ecoinvent Report No. 13 - Part II “Landfills, underground deposits, landfarming”. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2009. 140 p.

DUONG, H. C. et al. Optimising thermal efficiency of direct contact membrane distillation by brine recycling for small-scale seawater desalination. **Desalination**, v. 374, p. 1–9, 2015.

EASTERN MUNICIPAL WATER DISTRICT.; CAROLLO ENGINEERS. **Evaluation and Selection of Available Processes for a Zero-Liquid Discharge System for the Perris, California, Ground Water Basin**. Denver: Eastern Municipal Water District e Carollo Engineers, 2008, 198 p. Desalination and Water Purification Research and Development. Program Report No. 149

EL-HALWAGI, M. M.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Synthesis of mass exchange networks. **AIChE Journal**, v. 35, n. 8, p. 1233–1244, 1989.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Balanço energético nacional 2016.** Ano-base 2015. Rio de Janeiro: EPE, 2016. 296 p.

ERSEVER, I.; RAVINDRAN, V.; PIRBAZARI, M. Biological denitrification of reverse osmosis brine concentrates: I. Batch reactor and chemostat studies. **Journal of Environmental Engineering and Science**, v. 6, p. 503–518, 2007.

FAN, X. Y. et al. Advances in designing and targeting of water systems involving regeneration/treatment units. **Journal of Cleaner Production**, v. 197, p. 1394–1407, 2018.

FRISCHKNECHT, R. et al. **Implementation of Life Cycle Impact Assessment Methods:** Ecoinvent No. 3, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2007. 151 p.

GABELICH, C. J. et al. High-recovery reverse osmosis desalination using intermediate chemical demineralization. **Journal of Membrane Science**, v. 301, p. 131–141, 2007.

GARCÍA-MONTOYA, M. et al. Environmental and economic analysis for the optimal reuse of water in a residential complex. **Journal of Cleaner Production**, v. 130, p. 82–91, 2016.

GERRITY, D. et al. Applicability of Ozone and Biological Activated Carbon for Potable Reuse Applicability of Ozone and Biological Activated Carbon for Potable Reuse. **Ozone: Science & Engineering**, v. 36, n. 2, p. 123–137, 2014.

GHASEMIPANAH, K. Treatment of ion-exchange resins regeneration wastewater using reverse osmosis method for reuse. **Desalination and Water Treatment**, v. 51, n. 25–27, p. 5179–5183, 2013.

GIWA, A. et al. Brine management methods: Recent innovations and current status. **Desalination**, v. 407, p. 1–23, 2017.

GREEN, D. W.; PERRY, R. H. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8th. ed. McGraw-Hill, 2008.

GRIFFIN, S. J. et al. **The advantage of mixed salt crystallizers in zero liquid discharge wastewater treatment systems**. SUEZ, 2017. 7 p.

GRIPP, V. S. **Análise ambiental, energética e econômica de arranjo processual para reúso de água em refinaria de petróleo**. 2014. 166 p. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014.

GRYTA, M. Fouling in direct contact membrane distillation process. **Journal of Membrane Science**, v. 325, n. 1, p. 383–394, 2008.

GUINÉE, J. B. et al. **Handbook on life cycle assessment. Operational guide to the ISO standards. I: LCA in perspective. IIa: Guide. IIb: Operational annex. III: Scientific background.** Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 2002, 692 p.

GUO, H.; ALI, H. M.; HASSANZADEH, A. Simulation study of flat-sheet air gap membrane

distillation modules coupled with an evaporative crystallizer for zero liquid discharge water desalination. **Applied Thermal Engineering**, v. 108, p. 486–501, 2016.

HAKIZIMANA, J. N. et al. Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. **Desalination**, v. 404, p. 1–21, 2017.

HAUSCHILD, M. Z. et al. Identifying best existing practice for characterization modeling in life cycle impact assessment. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 18, p. 683–697, 2013.

HENDRICKSON, T. P. et al. Life-Cycle Energy Use and Greenhouse Gas Emissions of a Building- Scale Wastewater Treatment and Nonpotable Reuse System. **Environmental Science & Technology**, v. 49, p. 10303–10311, 2015.

HENDRIKS, C. F.; VOGTLÄNDER, J. G.; JANSSEN, G. M. T. The Eco-Costs / Value Ratio : A Tool to Determine the Long-Term Strategy for Delinking Economyand Environmental Ecology. **International Journal of Ecodynamics**, v. 1, n. 2, p. 136–148, 2006.

HOCHSCHORNER, E.; NORING, M. Practitioners' use of life cycle costing with environmental costs — a Swedish study. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 16, p. 897–902, 2011.

HOLLOWAY, R. W. et al. Life-cycle assessment of two potable water reuse technologies : MF / RO / UV – AOP treatment and hybrid osmotic membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, v. 507, p. 165–178, 2016.

HUIJBREGTS, M. A. J. et al. **ReCiPe 2016 v1.1: A harmonized life cycle impact assessment method at midpoint and endpoint level. Report 1: Characterization**. Bilthoven: National Institute for Public Health and the Environment, 2017, 194 p.

HUPPES, G.; ISHIKAWA, M. Eco-efficiency and Its Terminology. **Journal of Industrial Ecology**, v. 9, n. 4, p. 43–46, 2005.

HUYSMANS, A. et al. Short communication ozonation of activated sludge in the recycle stream. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 76, p. 321–324, 2001.

HYDRANAUTICS. **CPA7 Series**. Oceanside: Nitto Group. 2p.

HYDRANAUTICS. **Chemical Pretreatment for RO and NF**. Oceanside: Nitto Group, 2013. 16 p.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **Key World Energy Statistics 2018**. Paris: IEA, 2018.

JENKINS, S. **2018 CEPCI Updates:** December (Preliminary) and November (Final). Disponível em: <https://www.chemengonline.com/2018-cepci-updates-december-preliminary-and-november-final/>. Acesso em: 26 fev. 2019.

JUNG, J.; WILLIAMS, M. D.; VAHDATI, A. Biological Sulfate Reduction of Reverse Osmosis Brine Concentrate: Batch Reactor and Chemostat Studies. In: 2005 AICHE ANNUAL MEETING. **Proceedings**... 2005.

JUSTO, A. et al. BAC filtration to mitigate micropollutants and EfOM content in reclamation reverse osmosis brines. **Chemical Engineering Journal**, v. 279, p. 589–596, 2015.

KELLENBERGER, D. et al. **Life Cycle Inventories of Building Products:** Final Report Ecoinvent No. 7, v2.0. Dübendorf: Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2007. 941 p.

KERN, D. Q. **Process Heat Transfer**. 21st ed. Tokyo: McGraw-Hill, 1983.

KHAN, S. A. et al. Prospects of biodiesel production from microalgae in India. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 13, p. 2361–2372, 2009.

KUCERA-GIENGER, J.; RAY, R. J. Membrane-based hybrid processes. **AIChE Symposium Series**, v. 84, p. 168–177, 1988.

KUCERA, J. **Reverse Osmosis - Industrial Processes and Applications**. 2nd ed. Beverly: Scrivener Publishing LLC., 2015.

LAM, C. et al. Eco-efficiency analysis of non-potable water systems in domestic buildings. **Applied Energy**, v. 202, p. 293–307, 2017.

LATOUR, I.; MIRANDA, R.; BLANCO, A. Optimization of silica removal with magnesium chloride in papermaking effluents: mechanistic and kinetic studies. **Environmental Science and Pollution Research**, v. 23, n. 4, p. 3707–3717, 2016.

LAWSON, K. W.; LLOYD, D. R. Membrane distillation. **Journal of Membrane Science**, v.

124, p. 1–25, 1997.

LEE, L. Y. et al. Integrated pretreatment with capacitive deionization for reverse osmosis reject recovery from water reclamation plant. **Water Research**, v. 43, p. 4769–4777, 2009a.

LEE, L. Y. et al. Ozone-biological activated carbon as a pretreatment process for reverse osmosis brine treatment and recovery. **Water Research**, v. 43, p. 3948–3955, 1 set. 2009b.

LEE, S. et al. Comparison of fouling behavior in forward osmosis (FO) and reverse osmosis (RO). **Journal of Membrane Science**, v. 365, n. 1–2, p. 34–39, 2010.

LI, E. et al. Investigation into the nitrate removal efficiency and microbial communities in a sequencing batch reactor treating reverse osmosis concentrate produced by a coking wastewater treatment plant. **Environmental Technology**, v. 39, n. 17, p. 2203–2214, 2018.

LIIKANEN, R. et al. Cost and environmental impact of nanofiltration in treating chemically pre-treated surface water. **Desalination**, v. 201, p. 58–70, 2006.

LIN, C.-J. et al. Pilot-Scale Electrocoagulation with Bipolar Aluminum Electrodes for On-Site Domestic Greywater Reuse. **Journal of Environmental Engineering**, v. 131, n. 3, p. 491–495, 2005.

LIN, L.; JIANG, W.; XU, P. Comparative study on pharmaceuticals adsorption in reclaimed water desalination concentrate using biochar: Impact of salts and organic matter. **Science of the Total Environment**, v. 601–602, p. 857–864, 2017.

LIN, S.; YIP, N. Y.; ELIMELECH, M. Direct contact membrane distillation with heat recovery: Thermodynamic insights from module scale modeling. **Journal of Membrane Science**, v. 453, p. 498–515, 2014.

LIU, J. et al. Concentrating brine from seawater desalination process by nanofiltration-electrodialysis integrated membrane technology. **Desalination**, v. 390, p. 53–61, 2016.

LOGANATHAN, K.; CHELME-AYALA, P.; EL-DIN, M. G. Treatment of basal water using a hybrid electrodialysis reversal – reverse osmosis system combined with a low-temperature crystallizer for near-zero liquid discharge. **Desalination**, v. 363, p. 92–98, 2015.

LU, B.; DU, X.; HUANG, S. The economic and environmental implications of wastewater

management policy in China : From the LCA perspective. **Journal of Cleaner Production**, v. 142, p. 3544–3557, 2017.

LU, J.; FAN, L.; RODDICK, F. A. Potential of BAC combined with UVC/H2O2 for reducing organic matter from highly saline reverse osmosis concentrate produced from municipal wastewater reclamation. **Chemosphere**, v. 93, n. 4, p. 683–688, 1 out. 2013.

LUO, H. et al. Treatment of reverse osmosis concentrate using microbial electrolysis desalination and chemical production cell. **Desalination**, v. 408, p. 52–59, 2017.

MACHADO, M. DE B. **Avaliação do processo de eletrodiálise reversa no tratamento de efluentes de refinaria de petróleo**. 2008. 198 p. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

MACIEL, M.; SAKAMOTO, H.; KULAY, L. Contribution to the planning of future supply of Natural Gas in Brazil. In: Conferencia Internacional de Análisis de Ciclo de Vida en Latinoamérica, 7., 2017, Medellín. **Anais**...Medellín: 2017.

MAN, M. et al. Extreme Recovery Membrane Process and Zero Liquid Discharge Low Temperature Crystallization for Treating Scaling Mine Waters. In: IMWA 2016, 2016, Freiberg. **Proceedings**... 2016.

MATSUMURA, E. M.; MIERZWA, J. C. Water conservation and reuse in poultry processing plant-A case study. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 52, n. 6, p. 835–842, 2008.

MCGINNIS, R. L. et al. Pilot demonstration of the NH3/CO2forward osmosis desalination process on high salinity brines. **Desalination**, v. 312, p. 67–74, 2013.

MCGINNIS, R. L.; ELIMELECH, M. Energy requirements of ammonia – carbon dioxide forward osmosis desalination. **Desalination**, v. 207, p. 370–382, 2007.

MEINDERSMA, G. W.; GUIJT, C. M.; DE HAAN, A. B. Desalination and water recycling by air gap membrane distillation. **Desalination**, v. 187, p. 291–301, 2006.

MICKLEY, M. **Survey of High-Recovery and Zero Liquid Discharge Technologies for Water Utilities**. Alexandria: WateReuse Foundation, 2008, 180 p.

MICKLEY, M. C. **Membrane Concentrate Disposal: Practices and Regulation**. Boulder:

Mickley & Associates, 2006. 298 p.

MIERZWA, J. C. **O uso racional e o reúso como ferramentas para o gerenciamento de águas e efluentes na indústria - estudo de caso da Kodak Brasileira**. 2002. 367 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2002.

MIERZWA, J. C.; HESPANHOL, I. **Água na indústria: uso racional e reúso**. São Paulo: Oficina de Textos, 2005.

MILLAR, G. J.; COUPERTHWAITE, S. J.; MOODLIAR, C. D. Strategies for the management and treatment of coal seam gas associated water. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 57, p. 669–691, 2016.

MOREIRA, R. H. **Desenvolvimento de um processo de reúso do efluente de refinaria baseado em sistema de osmose reversa combinado com precipitação**. 2017. 112 p. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2017.

MULLIN, J. W. **Crystallization**. 3rd. ed. Butterworth-Heinemann, 1997.

MUNIRASU, S.; HAIJA, M. A.; BANAT, F. Use of membrane technology for oil field and refinery produced water treatment - A review. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 100, p. 183–202, 2016.

NAKOA, K. et al. Sustainable zero liquid discharge desalination (SZLDD). **Solar Energy**, v. 135, p. 337–347, 2016.

NARIYOSHI, Y. N. **Estudo dos fundamentos de cristalização assistida por destilação com membranas em aplicação de dessalinização de água**. 2016. 159 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2016.

NOGUEIRA, D. M. **Balanço Hídrico na Refinaria de Paulínia e Alternativas para Reúso de Água : Construção de uma Ferramenta Auxiliar para o Gerenciamento dos Recursos Hídricos**. 2007. 152 p. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

NORRIS, G. A. Integrating Life Cycle Cost Analysis and LCA. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 6, n. 2, p. 118–120, 2001.

NORRIS, G. A. Social Impacts in Product Life Cycles - Towards Life Cycle Attribute Assessment. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 11 (Suppl., p. 97–104, 2006.

OPHER, T.; FRIEDLER, E. Comparative LCA of decentralized wastewater treatment alternatives for non-potable urban reuse. **Journal of Environmental Management**, v. 182, p. 464–476, 2016.

ORDÓÑEZ, R. et al. Combining coagulation , softening and flocculation to dispose reverse osmosis retentates. **Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v. 18, p. 926–933, 2012.

OREN, Y. et al. Pilot studies on high recovery BWRO-EDR for near zero liquid discharge approach. **Desalination**, v. 261, n. 3, p. 321–330, 2010.

OVIEDO, C.; RODRÍGUEZ, J. EDTA: The chelating agent under environmental scrutiny. **Quimica Nova**, v. 26, n. 6, p. 901–905, 2003.

PANTOJA, C. E. **Cristalização assistida por destilação por membranas aplicada ao reúso de água: comparação com outros métodos de reúso, análise do processo e projeto hierarquico de processo**. 2015. 162 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2015.

PEREIRA, S. W. **Análise ambiental do processo produtivo de pisos cerâmicos. Aplicação de Avaliação do Ciclo de Vida**. 2004. 121 p. Disertação (Mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

PÉREZ-GONZÁLEZ, A. et al. Recovery of desalination brines: separation of calcium, magnesium and sulfate as a pre-treatment step. **Desalination and Water Treatment**, v. 56, n. 13, p. 3617–3625, 2015.

PINTILIE, L. et al. Urban wastewater reclamation for industrial reuse: An LCA case study. **Journal of Cleaner Production**, v. 139, p. 1–14, 2016.

PIOTTO, Z. C. **Eco-eficiência na Indústria de Celulose e Papel - Estudo de Caso**. 2003. 379 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica,Universidade de São Paulo, São Paulo, 2003.

POMBO, F. R. **Gestão da demanda de água na indústria de refino de petróleo: desafios e**

oportunidades de racionalização. 2011. 152 p. Tese (Doutorado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

RAHARDIANTO, A. et al. High recovery membrane desalting of low-salinity brackish water : Integration of accelerated precipitation softening with membrane RO. **Journal of Membrane Science**, v. 289, p. 123–137, 2007.

RAKSHIT, S. Revisiting environmental concern : the role of the United Nations in development management. **Journal of Political Ecology**, v. 22, n. 1, p. 199–210, 2015.

RIBEIRO, P. H. **Contribuição ao banco de dados brasileiro para apoio à avaliação do ciclo de vida: fertilizantes nitrogenados**. 2009. 341 p. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

RONQUIM, F. M. et al. Improved barium removal and supersaturation depletion in wastewater by precipitation with excess sulfate. **Journal of Water Process Engineering**, v. 23, p. 265–276, 2018.

SACHS, J. D. From Millennium Development Goals to Sustainable Development Goals. **Lancet**, v. 379, p. 2206–2211, 2012.

SAKAMOTO, H. M. et al. Study of the Energetic and Environmental Effects of Different Treatment Processes for Water Recovery : A Case Study on Refinery Oil. In: LA SDEWES CONFERENCE, 1., 2018, Rio de Janeiro. **Proceedings**...Rio de Janeiro: SDEWES Centre, 2018.

SANTOS, C. **Prevenção à poluição industrial: identificação de oportunidades, análise dos benefícios e barreiras**. 2005. 304 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

SCHOEN, M. E. et al. Cost, energy, global warming, eutrophication and local human health impacts of community water and sanitation service options. **Water Research**, v. 109, p. 186–195, 2017.

SEMBLANTE, G. U. et al. Brine pre-treatment technologies for zero liquid discharge systems. **Desalination**, v. 441, p. 96–111, jan. 2018.

SERRA, O. C. **Identificação de oportunidades para redução das perdas de água e energia**

em um sistema de geração e distribuição de vapor. 2006. 204 p. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2006.

SHAFFER, D. L. et al. Desalination and Reuse of High-Salinity Shale Gas Produced Water: Drivers, Technologies, and Future Directions. **Environmental Science & Technology**, v. 47, p. 9569–9583, 2013.

SHIH, W. Y. et al. Morphometric characterization of calcium sulfate dihydrate (gypsum) scale on reverse osmosis membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 252, p. 253–263, 2005.

SILVA, G. A.; KULAY, L. A. Avaliação do Ciclo de Vida. In: VILELA JR., A.; DEMAJOROVIC, J. (Eds.). **Modelos e ferramentas de Gestão Ambiental**. São Paulo: Editora Senac, 2006. p. 313–336.

SILVA, G. A. **Disciplina PQI5849:** Fundamentos da Proteção Ambiental e Segurança de Processos Industriais. São Paulo, 2012. Notas de aula.

SIMÕES, C. L.; PINTO, L. M. C.; BERNARDO, C. A. Modelling the economic and environmental performance of engineering products : a materials selection case study. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 17, p. 678–688, 2012.

SINGH, R. Water and membrane treatment. In: **Hybrid Membrane Systems for Water Purification**. Colorado Springs: Elsevier Science, 2007. p. 57–130.

SUBRAMANI, A. et al. Impact of intermediate concentrate softening on feed water recovery of reverse osmosis process during treatment of mining contaminated groundwater. **Separation and Purification Technology**, v. 88, p. 138–145, 2012.

SUBTIL, J. DE O. F. **Análise de Métodos de Avaliação de Eco Eficiência**. 2015. 104 p. Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2015.

SUK, D. E.; MATSUURA, T. Membrane-based hybrid processes: A review. **Separation Science and Technology**, v. 41, n. 4, p. 595–626, 2006.

TAKAMA, N. et al. Optimal water allocation in a petroleum refinery. **Computers and Chemical Engineering**, v. 4, n. 4, p. 251–258, 1980.

TEDESCO, M.; HAMELERS, H. V. M.; BIESHEUVEL, P. M. Nernst-Planck transport theory

for (reverse) electrodialysis: I. Effect of co-ion transport through the membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 510, p. 370–381, 2016.

TILLBERG, F. **ZLD-systems:** An Overview. Stockholm: Royal Institute of Technology, 2004. 15 p.

TOLMASQUIM, M. T. **Energia Termelétrica: Gás Natural, Biomassa, Carvão e Nuclear**. Rio de Janeiro: EPE, 2016, 417 p.

TONG, T.; ELIMELECH, M. The Global Rise of Zero Liquid Discharge for Wastewater Management: Drivers, Technologies, and Future Directions. **Environmental Science and Technology**, v. 50, n. 13, p. 6846–6855, 2016.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3rd ed. Upper Saddle River: Prentice-Hall, 2009.

UHLMAN, B. W.; SALING, P. Measuring and Communicating Sustainability through Eco-Efficiency Analysis. **Chemical Engineering Progress**, v. 106, n. 12, p. 17–26, 2010.

VEZA, J. Mechanical vapour compression desalination plants - A case study. **Desalination**, v. 101, n. 1, p. 1–10, 1995.

VOGTLÄNDER, J. G.; BREZET, H. C.; HENDRIKS, C. F. The Virtual Eco-Costs ’99 - A Single LCA-Based Indicator for Sustainability and the Eco-Costs - Value Ratio (EVR) Model for Economic Allocation. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 6, n. 3, p. 157–166, 2001.

VROUWENVELDER, J. S. et al. Biofouling potential of chemicals used for scale control in RO and NF membranes. **Desalination**, v. 132, p. 1–10, 2000.

WANG, X.-X. et al. Simultaneous nitrogen, phosphorous, and hardness removal from reverse osmosis concentrate by microalgae cultivation. **Water Research**, v. 94, p. 215–224, 2016.

WANG, Y. P.; SMITH, R. Wastewater minimisation. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 7, p. 981–1006, 1994.

WOODS, D. R. **Rules of Thumb in Engineering Practice**. 1a ed. Wiley-VCH, 2007.

WORLD BUSINESS COUNCIL FOR SUSTAINABLE DEVELOPMENT. **Eco-efficiency:**

creating more value with less impact. WBCSD, 2000. 32 p.

XIA, S. Q. et al. Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 4, p. 824–828, 2005.

YANG, Q. F. et al. Scaling salt removal by addition of inorganic particles. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 41, n. 1, p. 6–12, 2008.

YOUNOS, T. Environmental Issues Environmental Issues of Desalination. **Journal of Contemporary Water Research & Education**, v. 11, n. 132, p. 11-18, 2005.

ZHANG, D.; FUNG, K. Y.; NG, K. M. Biomass and Bioenergy Reverse osmosis concentrate conditioning for microalgae cultivation and a generalized work flow. **Biomass and Bioenergy**, v. 96, p. 59–68, 2017.

ZHANG, Q. H. et al. Bioresource Technology Application of life cycle assessment for an evaluation of wastewater treatment and reuse project – Case study of Xi ’ an , China. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 5, p. 1421–1425, 2010.

ZHOU, D. et al. Development of lower cost seawater desalination processes using nanofiltration technologies — A review. **Desalination**, v. 376, p. 109–116, 2015.

APÊNDICES

APÊNDICE A – Inventários dos cenários avaliados

A.1 - Inventário: Água para torre, da osmose, Cenário S1			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário I	201	m³	
Water, to Evap/BR U – Cenário I	48,9	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to RO/BR U	250	m³	
Seawater reverse osmosis module {BR}|usage rate, Cen. I | Alloc Def, U	2,4E-05	p	
EDTA, ethylenediaminetetraacetic acid {BR} | EDTA production | Alloc Def, U	0,9976	kg	Anti-incrustante: concentração de 4 ppm
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	75,7	kWh	

A.2 - Inventário: Água para torre, do evaporador, Cenário S1			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário I	14,25	m³	
Water, to Crystallization/BR U – Cenário I	34,65	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Evap/BR U – Cenário I	48,9	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	1157,15	kWh	

A.3 - Inventário: Água para torre, do cristalizador, Cenário S1			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário I	33,97	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Crystallization/BR U – Cenário I	34,65	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	1997,12	kWh	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Treatment, salt, to wastewater treatment, class 4, with FeSO4/BR U - S1 (M)	0,754	m^3	

A.4 - Inventário: Água para torre, Cenário S1			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**

Produto			
Water, to Cooling Tower /BR U – Cenário I	249,22	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário I	201	m³	
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário I	14,25	m³	
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário I	33,97	m³	
Transport, pipeline, onshore, water {BR} | Alloc Def, U	49,694	tkm	Distância entre o tratamento e a torre: 200 m
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	2,11	kWh	

A.5 - Inventário: Água para osmose, Cenário S2			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to RO/BR U – Cenário II	250	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Precipitation/BR U – Cenário II	250	m³	
Hydrochloric acid, without water, in 30% solution state {BR}| only via hydrogen + chlorine| Alloc Def, U	10,6	kg	
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	5,6	kWh	
Transport, truck < 10t, EURO4, 80%LF, empty return/BR Mass	0,0022	tkm	Distância até o aterro = 20 km
Barite, at plant/BR U	0,0241	kg	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Salt tailing from refinery {BR} | treatment of, residual material landfill | Alloc Def, U (Cen. II – Precipitation)	0,110	kg	

A.6 - Inventário: Água para torre, da osmose, Cenário S2			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário II	217,57	m³	
Water, to Evap/BR U – Cenário II	32,43	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to RO/BR U – Cenário II	250	m³	
Seawater reverse osmosis module {BR}|usage rate, Cen. II | Alloc Def, U	2,28E-05	p	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	90,10	kWh	

A.7 - Inventário: Água para torre, do evaporador, Cenário S2			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário II	9,3	m³	
Water, to Crystallization/BR U – Cenário II	23,13	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Evap/BR U – Cenário II	32,43	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	767,63	kWh	

A.8 - Inventário: Água para torre, do cristalizador, Cenário S2			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário II	22,63	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Crystallization/BR U – Cenário II	23,13	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	1321,24	kWh	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Treatment, salt, to wastewater treatment, class 4, with FeSO4/BR U - S2 (M)	0,55	m^3	

A.9 - Inventário: Água para torre, Cenário S2			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower /BR U – Cenário II	249,5	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário II	217,57	m³	
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário II	9,3	m³	
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário II	22,63	m³	
Transport, pipeline, onshore, water {BR} | Alloc Def, U	49,75	tkm	Distância entre o tratamento e a torre: 200 m
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	2,118	kWh	

A.10 - Inventário: Água para osmose, Cenário S3			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to RO/BR U – Cenário III	249,99	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Precipitation/BR U – Cenário III	250	m³	
Lime, hydrated, loose, at plant/BR U	50	kg	
Hydrochloric acid, without water, in 30% solution state {BR}| only via hydrogen + chlorine| Alloc Def, U	39,997	kg	
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	22	kWh	
Transport, truck < 10t, EURO4, 80%LF, empty return/BR Mass	1,9797	tkm	Distância até o aterro = 20 km
Limestone, milled, loose, at plant/BR U	0,1209	kg	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Salt tailing from refinery {BR} | treatment of, residual material landfill | Alloc Def, U (Cen. III – Precipitation)	98,985	kg	

A.11 - Inventário: Água para torre, da osmose, Cenário S3			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário III	236,96	m³	
Water, to Evap/BR U – Cenário III	13,03	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to RO/BR U – Cenário III	249,99	m³	
Seawater reverse osmosis module {BR}|usage rate, Cen. III | Alloc Def, U	2,4E-05	p	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	165,4	kWh	

A.12 - Inventário: Água para torre, do evaporador, Cenário S3			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário III	3,74	m³	
Water, to Crystallization/BR U – Cenário III	9,29	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Evap/BR U – Cenário III	13,03	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	308,91	kWh	

A.13 - Inventário: Água para torre, do cristalizador, Cenário S3			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário III	9,05	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Crystallization/BR U – Cenário III	9,29	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	528,13	kWh	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Treatment, salt, to wastewater treatment, class 4, with FeSO4/BR U - S3 (M)	0,25	m^3	

A.14 - Inventário: Água para torre, Cenário S3			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower /BR U – Cenário III	249,75	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário III	236,96	m³	
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário III	3,74	m³	
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário III	9,05	m³	
Transport, pipeline, onshore, water {BR} | Alloc Def, U	49,80	tkm	Distância entre o tratamento e a torre: 200 m
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	2,115	kWh	

A.15- Inventário: Água para osmose, Cenário S4			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to RO/BR U – Cenário IV	251,03	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Precipitation/BR U – Cenário IV	250	m³	
Sodium sulfate, anhydrite {BR}| sodium sulfate production, from natural sources | Alloc Def, U	87,46	kg	
Lime, hydrated, loose, at plant/BR U	59,87	kg	
Hydrochloric acid, without water, in 30% solution state {BR}| only via hydrogen + chlorine| Alloc Def, U	35,298	kg	
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	11	kWh	
Transport, truck < 10t, EURO4, 80%LF, empty return/BR Mass	2,02136	tkm	Distância até o aterro = 20 km
Water, recycle – Cenário IV	1	m³	
Magnesium Chloride, at plant, salt/BR U	13,64	kg	
Limestone, milled, loose, at plant/BR U	0,1211	kg	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Salt tailing from refinery {BR} | treatment of, residual material landfill | Alloc Def, U (Cen. IV – Precipitation)	101,068	kg	

A.16 - Inventário: Água para torre, da osmose, Cenário S4			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário IV	225,90	m³	
Water, to Evap/BR U – Cenário IV	24,13	m³	
Water, recycle – Cenário IV	1	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to RO/BR U – Cenário IV	251,03	m³	
Seawater reverse osmosis module {BR}| usage rate, Cen. IV | Alloc Def, U	2,4E-5	p	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	156,5	kWh	

A.17 - Inventário: Água para torre, do evaporador, Cenário S4			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário IV	6,92	m³	
Water, to Crystallization/BR U – Cenário IV	17,21	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Evap/BR U – Cenário IV	24,13	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			

Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	596,21	kWh	

A.18 - Inventário: Água para torre, do cristalizador, Cenário S4			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário IV	16,78	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Crystallization/BR U – Cenário IV	17,21	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	987,63	kWh	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Treatment, salt, to wastewater treatment, class 4, with FeSO4/BR U - S4 (M)	0,45	m^3	

A.19 - Inventário: Água para torre, Cenário S4			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower /BR U – Cenário IV	249,6	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U – Cenário IV	225,90	m³	
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U – Cenário IV	6,92	m³	
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U – Cenário IV	16,78	m³	
Transport, pipeline, onshore, water {BR} | Alloc Def, U	49,77	tkm	Distância entre o tratamento e a torre: 200 m
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	2,114	kWh	

A.20- Inventário: Água para osmose, Cenário S5			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to RO/BR U - Cenário V	251	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Precipitation/BR U - Cenário V	250	m³	
Lime, hydrated, loose, at plant/BR U	71,4997	kg	
Magnesium sulphate, at plant/BR U	35,2056	kg	
Nitric acid, without water, in 50% solution state {BR}| nitric acid production, product in 50% solution state | Alloc Def, U	28,9952	kg	
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	11	kWh	
Transport, truck < 10t, EURO4, 80%LF, empty return/BR Mass	2,33844	tkm	Distância até o aterro = 20 km
Water, recycle - Cenário V	1	m³	
Limestone, milled, loose, at plant/BR U	0,1211	kg	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Salt tailing from refinery {BR}| treatment of, residual material landfill | Alloc Def, U (Cen. V - Precipitation)	116,922	kg	

A.21 - Inventário: Água para torre, da osmose, Cenário S5			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U - Cenário V	233,43	m³	
Water, to Evap/BR U - Cenário V	16,57	m³	
Water, recycle - Cenário V	1	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to RO/BR U - Cenário V	251	m³	
Seawater reverse osmosis module {BR}| usage rate, Cen. V | Alloc Def, U	2,4E-05	p	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	146	kWh	

A.22 - Inventário: Água para torre, do evaporador, Cenário S5			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U - Cenário V	4,77	m³	
Water, to Crystallization/BR U - Cenário V	11,8	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Evap/BR U – Cenário V	16,57	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	418,32	kWh	

A.23 - Inventário: Água para torre, do cristalizador, Cenário S5			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U - Cenário V	11,55	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Crystallization/BR U - Cenário V	11,8	m³	
Esfera tecnológica: Eletricidade/Energia térmica			
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	691,97	kWh	
Saídas			
Esfera tecnológica: Resíduos e emissões para tratamento			
Treatment, salt, to wastewater treatment, class 4, with FeSO4/BR U - S5	0,32	m^3	

A.24 - Inventário: Água para torre, Cenário S5			
Corrente	**Quantidade**	**Unidade**	**Observações**
Produto			
Water, to cooling tower/BR U - Cenário V	249,75	m³	
Entradas			
Esfera tecnológica: Materiais e Combustíveis			
Water, to Cooling Tower, from RO/BR U - Cenário V	233,43	m³	
Water, to Cooling Tower, from Evap/BR U - Cenário V	4,77	m³	
Water, to Cooling Tower, from Crystallization/BR U - Cenário V	11,55	m³	
Transport, pipeline, onshore, water {BR} | Alloc Def, U	49,80	tkm	Distância entre o tratamento e a torre: 200 m
Electricity, medium voltage, at grid/BR U - 2016	2,116	kWh	

APÊNDICE B – Resultados das simulações de osmose reversa com o software *IMS Design*

B.1 Resultados osmose reversa - Cenário S1

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	201,00	m3/h
Fluxo da Bomba HP	250,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Pressão de alimentação	8,6	bar	Recuperação	80,40	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,37		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,38	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	5,8	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	18,4	lmh			
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação	

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Boost	Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	153,7	10,4	4	22,4	1,6	26,6	1,17	0	0	6,9	10,9	CPA7 MAX	168	24 x 7M
1-2	47,4	6,9	3,5	11,9	1	16	1,1	0	0	5,8	74,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

Íon (mg/l)	Água bruta	Água de alimentação	Permear água	Concentrado 1	Concentrado 2
Dureza, como CaCO3	159,63	159,63	0,808	812,8	812,8
Ca	53,13	53,13	0,269	137,7	270,5
Mg	6,54	6,54	0,033	17,0	33,3
Na	299,59	299,59	7,219	772,7	1502,0
K	7,73	7,73	0,232	19,9	38,6
NH4	4,54	4,54	0,136	11,7	22,7
Ba	0,300	0,300	0,002	0,8	1,5
Sr	1,320	1,320	0,007	3,4	6,7
H	0,00	0,00	0,001	0,0	0,0
CO3	0,40	0,40	0,000	3,1	13,4
HCO3	215,55	215,55	6,224	546,5	1046,9
SO4	109,33	109,33	0,370	283,5	557,5
Cl	319,27	319,27	4,298	825,8	1614,7
F	0,20	0,20	0,005	0,5	1,0
NO3	100,96	100,96	6,892	257,4	487,8
PO4	12,08	12,08	0,041	31,3	61,6
OH	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
SiO2	15,62	15,62	0,223	40,4	78,9
B	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO2	13,02	13,02	13,02	13,02	13,02
TDS	**1146,56**	**1146,56**	**25,95**	**2951,69**	**5737,15**
pH	**7,37**	**7,37**	**5,88**	**7,75**	**8,01**

Saturações	**Água bruta**	**Água de alimentação**	**Concentrado**	**Limites**
CaSO4 / ksp * 100, %	2	2	12	400
SrSO4 / ksp * 100, %	3	3	19	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	1028	1028	6636	10000
SiO2 saturação,%	12	12	56	140
CaF2 / ksp * 100, %	0	0	18	50000

Indice de Saturação Ca3 (PO4)2	0,8	0,8	2,4	2,4
CCPP, mg/l	-7,37	-7,37	366,12	
Langelier índice de saturação	-0,17	-0,17	1,79	2,5
Força iônica	0,02	0,02	0,10	
Pressão osmótica,, bar	0,7	0,7	3,7	

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	201,00	m3/h
Fluxo da Bomba HP	250,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Pressão de alimentação	8,6	bar	Recuperação	80,40	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,37		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,38	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	5,8	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	18,4	lmh			

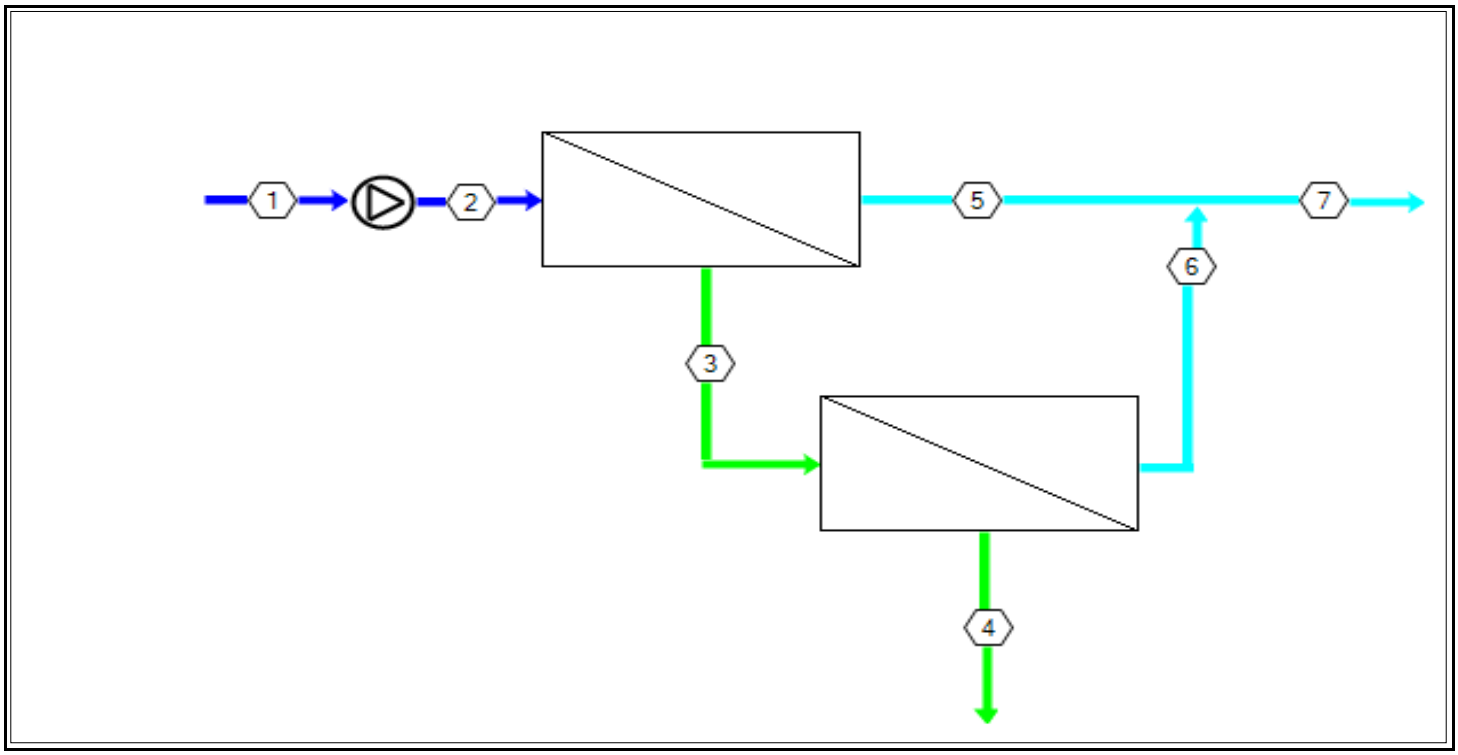
Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	153,7	10,4	4	22,4	1,6	26,6	1,17	0	0	6,9	10,9	CPA7 MAX	168	24 x 7M
1-2	47,4	6,9	3,5	11,9	1	16	1,1	0	0	5,8	74,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

Pass - Etapa	Elemento no.	Alimentação Pressão	Pressão Cair	Concentrado Osmo.	NDP	Permear água Fluxo	Permear água Fluxo	Beta	Permeado (Passo acumulativo) TDS	Ca	Mg	Na	Cl
		bar	bar	bar	bar	m3/h	lmh						
1-1	1	8,6	0,37	0,8	7,6	1,1	26,7	1,1	5,1	0,052	0,006	1,404	0,832
1-1	2	8,2	0,31	0,9	7,2	1	25,1	1,11	5,6	0,058	0,007	1,564	0,928
1-1	3	7,9	0,26	1	6,8	1	23,6	1,12	6,3	0,065	0,008	1,752	1,039
1-1	4	7,6	0,22	1,2	6,4	0,9	22,2	1,13	7,1	0,073	0,009	1,976	1,172
1-1	5	7,4	0,18	1,4	6	0,9	21	1,14	8,1	0,083	0,01	2,25	1,335
1-1	6	7,2	0,15	1,6	5,7	0,8	19,7	1,15	9,4	0,096	0,012	2,593	1,539
1-1	7	7,1	0,12	1,9	5,3	0,7	18,2	1,17	10,9	0,112	0,014	3,033	1,801
1-2	1	6,7	0,21	2,1	4,7	0,7	16	1,09	12,2	0,125	0,015	3,375	2,004
1-2	2	6,5	0,18	2,3	4,3	0,6	14,6	1,1	13,6	0,14	0,017	3,78	2,245
1-2	3	6,4	0,15	2,6	3,9	0,5	13,2	1,1	15,3	0,158	0,019	4,259	2,531
1-2	4	6,2	0,14	2,8	3,5	0,5	11,9	1,09	17,4	0,179	0,022	4,828	2,87
1-2	5	6,1	0,12	3,1	3,1	0,4	10,4	1,09	19,8	0,205	0,025	5,5	3,271
1-2	6	6	0,1	3,4	2,7	0,4	9	1,09	22,6	0,234	0,029	6,291	3,743
1-2	7	5,8	0,09	3,7	2,3	0,3	7,6	1,08	25,9	0,269	0,033	7,215	4,296

Temperatura : 25,0 °C

Idade do elemento, P1 : 0,0 Anos



Corrente No.	Fluxo (m3/h)	Pressão (bar)	TDS (mg/l)	pH	Econd (µs/cm)
1	250	0	1147	7,37	1964
2	250	8,56	1147	7,37	1964
3	96,3	6,95	2952	7,75	4570
4	48,9	5,76	5737	8,01	8392
5	154	0	10,9	5,51	18,0
6	47,4	0	74,6	6,33	116
7	201	0	26,0	5,88	40,6

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	201,00	m3/h
Fluxo da Bomba HP	250,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Pressão de alimentação	8,6	bar	Recuperação	80,40	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,37		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,38	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	5,8	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	18,4	lmh			
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação	

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	153,7	10,4	4	22,4	1,6	26,6	1,17	0	0	6,9	10,9	CPA7 MAX	168	24 x 7M
1-2	47,4	6,9	3,5	11,9	1	16	1,1	0	0	5,8	74,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

CÁLCULO DA ENERGIA REQUERIDA

	Passo 1	Energia total do sistema
Pressão da bomba / Booster, bar	8,6	
Fluxo do produto, m3/h	201,0	201
Vazão da bomba, m3/h	250,0	
Eficiência da bomba, %	85,0	
Eficiência do motor, %	95,0	
Eficiência VFD, %	97,0	
Potencia de bombeamento, BHP	101,5	
Potencia de bombeamento, kw	75,7	75,7
Energia de bombeamento, kwh/m3		0,38

B.2 Resultados osmose reversa - Cenário S2

Calculado por	Hugo	
Fluxo da Bomba HP	269,99	m3/h
Pressão de alimentação	10,0	bar
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)
Recirculação do concentrado	20,00	m3/h
pH da Água de alimentação	7,00	
Dose de quimicos,mg/l, 100 %	12,7	HCl
Energia específica	0,41	kwh/m3
NDP passo	6,6	bar
Taxa média de fluxo	20,0	lmh

Fluxo / trem de permeado	217,57	m3/h
fluxo de água bruta / trem	249,99	m3/h
Recuperação	80,58	%
Recuperação total do sistema	87,03	%
Idade do elemento	0,0	Anos
Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Fator de incrustação	1,00	%
Aumento do SP, por ano	7,0	%
Perda de carga entre as etapas	0,207	bar

Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	177,1	10,8	3,7	24,8	1,6	30,2	1,19	0	0	8,4	19	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	40,6	7,1	4	10,9	1,1	16,1	1,09	0	0	7,1	145,8	CPA7 MAX	91	13 x 7M

Íon (mg/l)	Água bruta	Água de alimentação	Permear água	Concentrado 1	Concentrado 2
Dureza, como CaCO3	159,63	238,72	1,354	1227,1	1227,1
Ca	53,13	79,46	0,451	230,5	408,4
Mg	6,54	9,78	0,055	28,4	50,3
Na	299,43	443,30	11,956	1278,3	2239,4
K	7,73	11,41	0,383	32,8	57,3
NH4	4,54	6,70	0,225	19,3	33,7
Ba	0,040	0,060	0,000	0,2	0,3
Sr	1,320	1,974	0,011	5,7	10,1
H	0,00	0,00	0,002	0,0	0,0
CO3	0,42	1,17	0,000	3,9	13,9
HCO3	215,55	289,99	9,591	841,7	1470,3
SO4	109,15	163,34	0,634	474,2	840,9
Cl	319,02	492,96	7,609	1426,3	2514,0
F	0,20	0,29	0,010	0,8	1,5
NO3	100,96	145,49	11,344	413,1	704,1
PO4	12,08	18,08	0,070	52,5	93,1
OH	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
SiO2	15,62	23,25	0,341	67,3	118,7
B	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO2	12,43	27,58	27,58	27,58	27,58
TDS	**1145,73**	**1687,27**	**42,68**	**4875,16**	**8555,94**
pH	**7,39**	**7,16**	**5,74**	**7,59**	**7,81**

Saturações	**Água bruta**	**Água de alimentação**	**Concentrado**	**Limites**
CaSO4 / ksp * 100, %	2	3	20	400
SrSO4 / ksp * 100, %	3	4	32	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	137	218	1422	10000

SiO2 saturação,%	12	19	88	140
CaF2 / ksp * 100, %	0	1	50	50000
Indice de Saturação Ca3 (PO4)2	0,8	0,8	2,4	2,4
CCPP, mg/l	-6,36	-5,93	625,18	
Langelier índice de saturação	-0,15	-0,09	1,91	2,5
Força iônica	0,02	0,03	0,15	
Pressão osmótica,, bar	0,7	1,1	5,5	

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	217,57	m3/h
Fluxo da Bomba HP	269,99	m3/h	fluxo de água bruta / trem	249,99	m3/h
Pressão de alimentação	10,0	bar	Recuperação	80,58	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	87,03	%
Recirculação do concentrado	20,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,00		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, 100 %	12,7	HCl	Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,41	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	6,6	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	20,0	lmh			

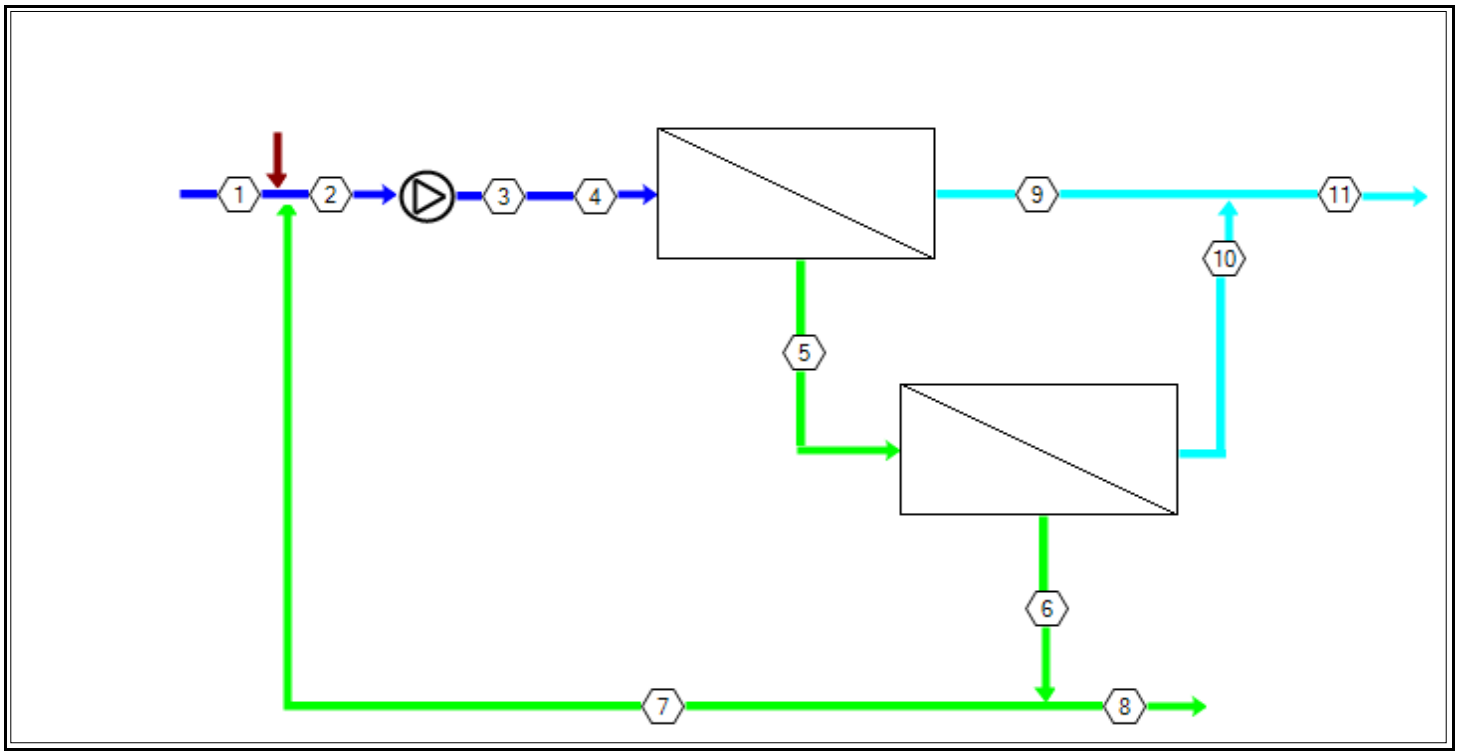
Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	177,1	10,8	3,7	24,8	1,6	30,2	1,19	0	0	8,4	19	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	40,6	7,1	4	10,9	1,1	16,1	1,09	0	0	7,1	145,8	CPA7 MAX	91	13 x 7M

Pass - Etapa	Elemento no.	Alimentação Pressão	Pressão Cair	Concentrado Osmo.	NDP	Permear água Fluxo	Permear água Fluxo	Beta	Permeado (Passo acumulativo) TDS	Ca	Mg	Na	Cl
		bar	bar	bar	bar	m3/h	lmh						
1-1	1	10	0,38	1,2	8,7	1,2	30,2	1,12	7,5	0,079	0,01	2,1	1,33
1-1	2	9,6	0,32	1,4	8,1	1,2	28,3	1,12	8,5	0,089	0,011	2,378	1,507
1-1	3	9,3	0,27	1,6	7,7	1,1	26,7	1,13	9,7	0,102	0,012	2,713	1,719
1-1	4	9	0,22	1,8	7,2	1	24,8	1,14	11,2	0,117	0,014	3,13	1,984
1-1	5	8,8	0,18	2,2	6,7	0,9	23,1	1,16	13,1	0,137	0,017	3,661	2,321
1-1	6	8,6	0,14	2,6	6,2	0,9	21,2	1,17	15,6	0,163	0,02	4,359	2,765
1-1	7	8,5	0,11	3,1	5,6	0,8	19	1,19	19	0,199	0,025	5,307	3,368
1-2	1	8,2	0,22	3,4	4,8	0,7	16,1	1,09	21,4	0,225	0,028	5,985	3,8
1-2	2	7,9	0,19	3,8	4,3	0,6	14,4	1,09	24,3	0,255	0,031	6,783	4,308
1-2	3	7,8	0,17	4,1	3,7	0,5	12,6	1,09	27,4	0,288	0,035	7,653	4,862
1-2	4	7,6	0,15	4,5	3,2	0,4	10,7	1,08	30,7	0,323	0,04	8,601	5,466
1-2	5	7,4	0,13	4,8	2,7	0,4	9	1,07	34,4	0,363	0,045	9,632	6,124
1-2	6	7,3	0,12	5,2	2,3	0,3	7,5	1,06	38,4	0,405	0,05	10,748	6,837
1-2	7	7,2	0,11	5,5	1,8	0,2	6,1	1,05	42,7	0,45	0,055	11,948	7,604

Temperatura : 25,0 °C

Idade do elemento, P1 : 0,0 Anos



Corrente No.	Fluxo (m3/h)	Pressão (bar)	TDS (mg/l)	pH	Econd (µs/cm)
1	250	0	1146	7,39	1962
2	270	0	1687	7,16	2796
3	270	9,98	1687	7,16	2796
4	270	9,98	1687	7,16	2796
5	92,9	8,37	4875	7,59	7282
6	52,4	7,08	8556	7,81	12229
7	20,0	0	8556	7,81	12229
8	32,4	0	8556	7,81	12229
9	177	0	19,0	5,39	31,2
10	40,6	0	146	6,26	229
11	218	0	42,7	5,74	67,7

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	217,57	m3/h
Fluxo da Bomba HP	269,99	m3/h	fluxo de água bruta / trem	249,99	m3/h
Pressão de alimentação	10,0	bar	Recuperação	80,58	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	87,03	%
Recirculação do concentrado	20,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,00		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, 100 %	12,7	HCl	Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,41	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	6,6	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	20,0	lmh			
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação	

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	177,1	10,8	3,7	24,8	1,6	30,2	1,19	0	0	8,4	19	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	40,6	7,1	4	10,9	1,1	16,1	1,09	0	0	7,1	145,8	CPA7 MAX	91	13 x 7M

CÁLCULO DA ENERGIA REQUERIDA

	Passo 1	Energia total do sistema
Pressão da bomba / Booster, bar	10,0	
Fluxo do produto, m3/h	217,6	217,57
Vazão da bomba, m3/h	270,0	
Eficiência da bomba, %	90,0	
Eficiência do motor, %	95,0	
Eficiência VFD, %	97,0	
Potencia de bombeamento, BHP	120,7	
Potencia de bombeamento, kw	90,1	90,1
Energia de bombeamento, kwh/m3		0,41

B.3 Resultados osmose reversa - Cenário S3

Calculado por	Hugo	
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,7	bar
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)
Recirculação do concentrado	51,00	m3/h
pH da Água de alimentação	7,00	
Dose de quimicos,mg/l, -	None	
Energia específica	0,70	kwh/m3
NDP passo	8,1	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh

Fluxo / trem de permeado	237,00	m3/h
fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Recuperação	78,74	%
Recuperação total do sistema	94,80	%
Idade do elemento	0,0	Anos
Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Fator de incrustação	1,00	%
Aumento do SP, por ano	7,0	%
Perda de carga entre as etapas	0,207	bar

Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Boost	Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	204,2	12	3,9	28,5	1,8	38	1,18	0	0	12	46	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	32,6	5,7	3,8	6,6	0,8	13,6	1,1	0	0	10,9	456,8	CPA7 MAX	119	17 x 7M

Íon (mg/l)	Água bruta	Água de alimentação	Permear água	Concentrado 1	Concentrado 2
Dureza, como CaCO3	33,61	133,33	0,808	622,1	622,1
Ca	13,33	52,88	0,321	164,2	246,7
Mg	0,07	0,28	0,002	0,9	1,3
Na	308,03	1144,49	32,985	3529,0	5244,1
K	7,73	28,16	1,012	86,7	128,3
NH4	0,05	0,18	0,007	0,6	0,8
Ba	0,038	0,151	0,001	0,5	0,7
Sr	0,608	2,412	0,015	7,5	11,3
H	0,00	0,00	0,001	0,0	0,0
CO3	0,00	0,16	0,000	0,4	0,9
HCO3	2,37	8,60	0,411	26,2	38,4
SO4	109,15	433,46	2,438	1346,1	2023,3
Cl	365,70	1382,72	30,885	4272,1	6368,8
F	0,20	0,71	0,031	2,2	3,2
NO3	100,96	303,90	33,919	912,8	1299,6
PO4	0,13	0,52	0,003	1,6	2,4
OH	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
SiO2	4,97	19,00	0,353	58,8	87,8
B	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO2	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34
TDS	**913,34**	**3377,63**	**102,38**	**10409,36**	**15457,62**
pH	**7,00**	**7,52**	**6,27**	**7,96**	**8,11**

Saturações	**Água bruta**	**Água de alimentação**	**Concentrado**	**Limites**
CaSO4 / ksp * 100, %	0	3	19	400
SrSO4 / ksp * 100, %	1	8	55	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	160	807	4735	10000

SiO2 saturação,%	4	15	60	140
CaF2 / ksp * 100, %	0	2	116	50000
Indice de Saturação Ca3 (PO4)2	-1,8	-0,4	1,0	2,4
CCPP, mg/l	-0,82	-0,69	2,13	
Langelier índice de saturação	-3,09	-1,46	0,38	2,5
Força iônica	0,02	0,06	0,27	
Pressão osmótica,, bar	0,6	2,3	10,5	

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	237,00	m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,7	bar	Recuperação	78,74	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	94,80	%
Recirculação do concentrado	51,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,00		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,70	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	8,1	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh			

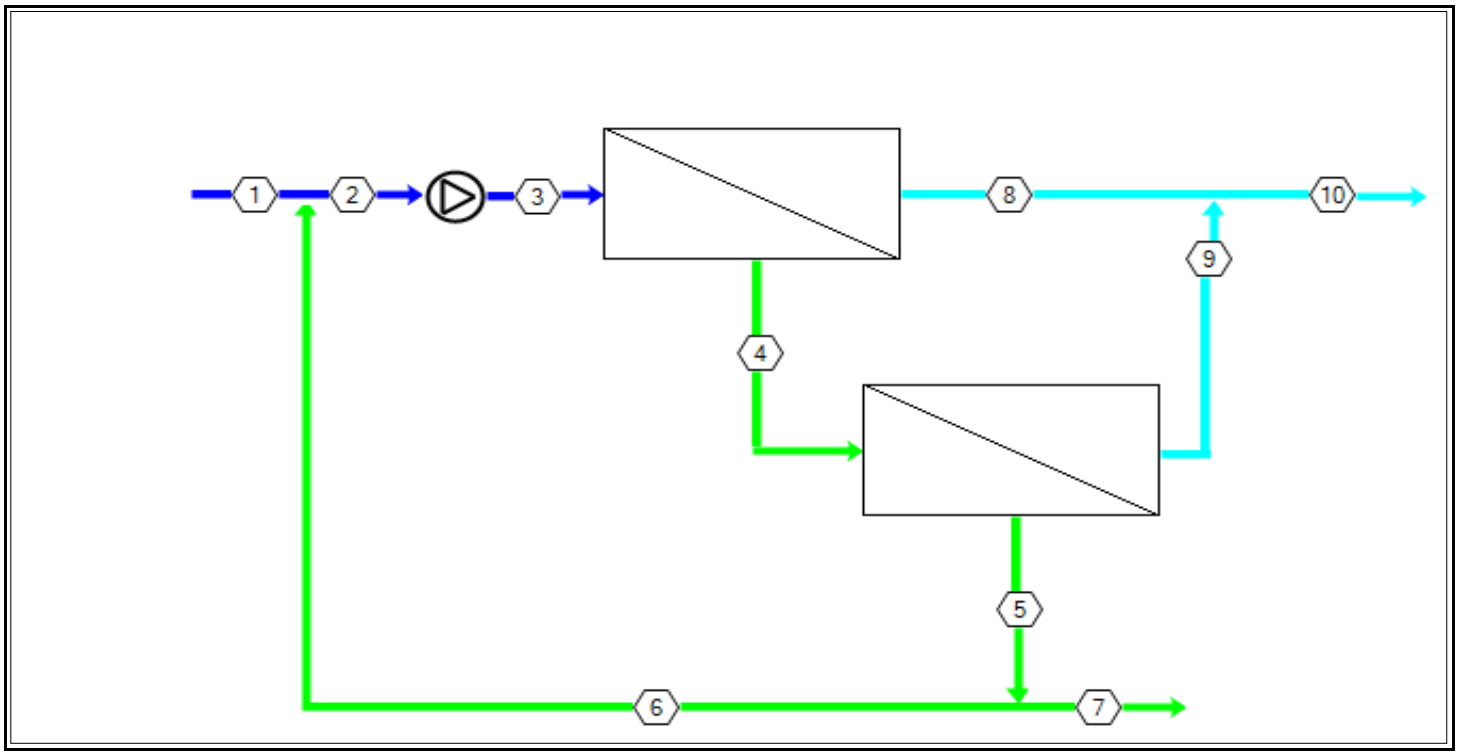
Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	204,2	12	3,9	28,5	1,8	38	1,18	0	0	12	46	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	32,6	5,7	3,8	6,6	0,8	13,6	1,1	0	0	10,9	456,8	CPA7 MAX	119	17 x 7M

Pass - Etapa	Elemento no.	Alimentação Pressão	Pressão Cair	Concentrado Osmo.	NDP	Permear água Fluxo	Permear água Fluxo	Beta	Permeado (Passo acumulativo) TDS	Ca	Mg	Na	Cl
		bar	bar	bar	bar	m3/h	lmh						
1-1	1	13,7	0,44	2,6	11,1	1,6	38	1,13	16,3	0,05	0	5,19	4,848
1-1	2	13,3	0,36	3,1	10,3	1,4	35	1,14	19,1	0,059	0	6,091	5,69
1-1	3	12,9	0,29	3,6	9,5	1,3	32,1	1,15	22,6	0,07	0	7,232	6,757
1-1	4	12,6	0,23	4,2	8,7	1,2	29	1,16	27,3	0,084	0	8,732	8,16
1-1	5	12,4	0,18	5	7,7	1,1	25,6	1,17	32,5	0,1	0,001	10,396	9,717
1-1	6	12,2	0,14	6	6,7	0,9	22,1	1,18	38,6	0,119	0,001	12,352	11,548
1-1	7	12,1	0,11	7,1	5,5	0,7	17,8	1,17	46	0,143	0,001	14,734	13,778
1-2	1	11,8	0,16	7,8	4,3	0,6	13,6	1,1	52	0,162	0,001	16,685	15,605
1-2	2	11,6	0,14	8,6	3,4	0,4	10,7	1,08	58,9	0,183	0,001	18,888	17,668
1-2	3	11,5	0,12	9,2	2,6	0,3	8	1,07	66,4	0,207	0,001	21,336	19,961
1-2	4	11,3	0,11	9,7	1,9	0,2	5,9	1,05	74,7	0,233	0,001	24,006	22,463
1-2	5	11,2	0,11	10,1	1,4	0,2	4,1	1,04	83,5	0,261	0,001	26,867	25,145
1-2	6	11,1	0,1	10,4	0,9	0,1	2,9	1,03	92,8	0,29	0,002	29,881	27,972
1-2	7	11	0,1	10,5	0,6	0,1	1,9	1,02	102,5	0,321	0,002	33,013	30,911

Temperatura : 25,0 °C

Idade do elemento, P1 : 0,0 Anos



Corrente No.	Fluxo (m3/h)	Pressão (bar)	TDS (mg/l)	pH	Econd (µs/cm)
1	250	0	913	7,00	1764
2	301	0	3378	7,52	5706
3	301	13,7	3378	7,52	5706
4	96,8	12,0	10409	7,96	16057
5	64,0	10,9	15458	8,11	23225
6	51,0	0	15458	8,11	23225
7	13,0	0	15458	8,11	23225
8	204	0	46,0	5,93	83,2
9	32,6	0	457	6,91	826
10	237	0	102	6,27	185

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	237,00	m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	250,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,7	bar	Recuperação	78,74	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	94,80	%
Recirculação do concentrado	51,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,00		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,70	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	8,1	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh			
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação	

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	204,2	12	3,9	28,5	1,8	38	1,18	0	0	12	46	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	32,6	5,7	3,8	6,6	0,8	13,6	1,1	0	0	10,9	456,8	CPA7 MAX	119	17 x 7M

CÁLCULO DA ENERGIA REQUERIDA

	Passo 1	Energia total do sistema
Pressão da bomba / Booster, bar	13,7	
Fluxo do produto, m3/h	237,0	237
Vazão da bomba, m3/h	301,0	
Eficiência da bomba, %	75,0	
Eficiência do motor, %	95,0	
Eficiência VFD, %	97,0	
Potencia de bombeamento, BHP	221,8	
Potencia de bombeamento, kw	165,4	165,4
Energia de bombeamento, kwh/m3		0,70

B.4 Resultados osmose reversa - Cenário S4

Calculado por	Hugo	
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,0	bar
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h
pH da Água de alimentação	7,98	
Dose de quimicos,mg/l, -	None	
Energia específica	0,69	kwh/m3
NDP passo	7,6	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh

Fluxo / trem de permeado	225,90	m3/h
fluxo de água bruta / trem	251,00	m3/h
Recuperação	75,05	%
Recuperação total do sistema	90,00	%
Idade do elemento	0,0	Anos
Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Fator de incrustação	1,00	%
Aumento do SP, por ano	7,0	%
Perda de carga entre as etapas	0,207	bar

Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Boost	Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	192,5	12	4,3	26,8	1,9	35,7	1,15	0	0	11,1	44,3	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	33,6	7,2	5	7,8	1,2	13,9	1,08	0	0	9,7	320,4	CPA7 MAX	105	15 x 7M

Íon (mg/l)	Água bruta	Água de alimentação	Permear água	Concentrado 1	Concentrado 2
Dureza, como CaCO3	101,37	251,99	1,225	1008,1	1008,1
Ca	39,99	99,41	0,483	275,2	397,7
Mg	0,34	0,85	0,004	2,3	3,4
Na	489,40	1183,93	27,424	3258,1	4671,3
K	8,98	21,54	0,622	59,2	84,6
NH4	0,06	0,14	0,004	0,4	0,6
Ba	0,015	0,037	0,000	0,1	0,1
Sr	1,528	3,798	0,018	10,5	15,2
H	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO3	0,02	0,49	0,000	1,4	2,8
HCO3	2,86	6,65	0,302	17,2	23,6
SO4	401,63	997,83	5,340	2762,3	3990,6
Cl	466,62	1132,70	24,086	3119,1	4475,7
F	0,23	0,54	0,023	1,5	2,1
NO3	117,29	253,55	27,015	678,0	936,7
PO4	0,16	0,40	0,002	1,1	1,6
OH	0,00	0,02	0,002	0,1	0,1
SiO2	1,13	2,75	0,052	7,6	10,9
B	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO2	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
TDS	**1530,26**	**3704,62**	**85,38**	**10193,98**	**14616,91**
pH	**7,98**	**8,32**	**7,06**	**8,69**	**8,81**

Saturações	**Água bruta**	**Água de alimentação**	**Concentrado**	**Limites**
CaSO4 / ksp * 100, %	3	11	60	400
SrSO4 / ksp * 100, %	8	26	144	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	138	398	1948	10000
SiO2 saturação,%	1	2	6	140
CaF2 / ksp * 100, %	0	2	80	50000
Indice de Saturação Ca3 (PO4)2	-0,1	0,7	1,8	2,4

CCPP, mg/l	-0,01	0,27	3,04	
Langelier índice de saturação	-1,57	-0,51	1,08	2,5
Força iônica	0,03	0,07	0,28	
Pressão osmótica,, bar	0,9	2,3	9,0	

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	225,90	m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	251,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,0	bar	Recuperação	75,05	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	90,00	%
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,98		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,69	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	7,6	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh			

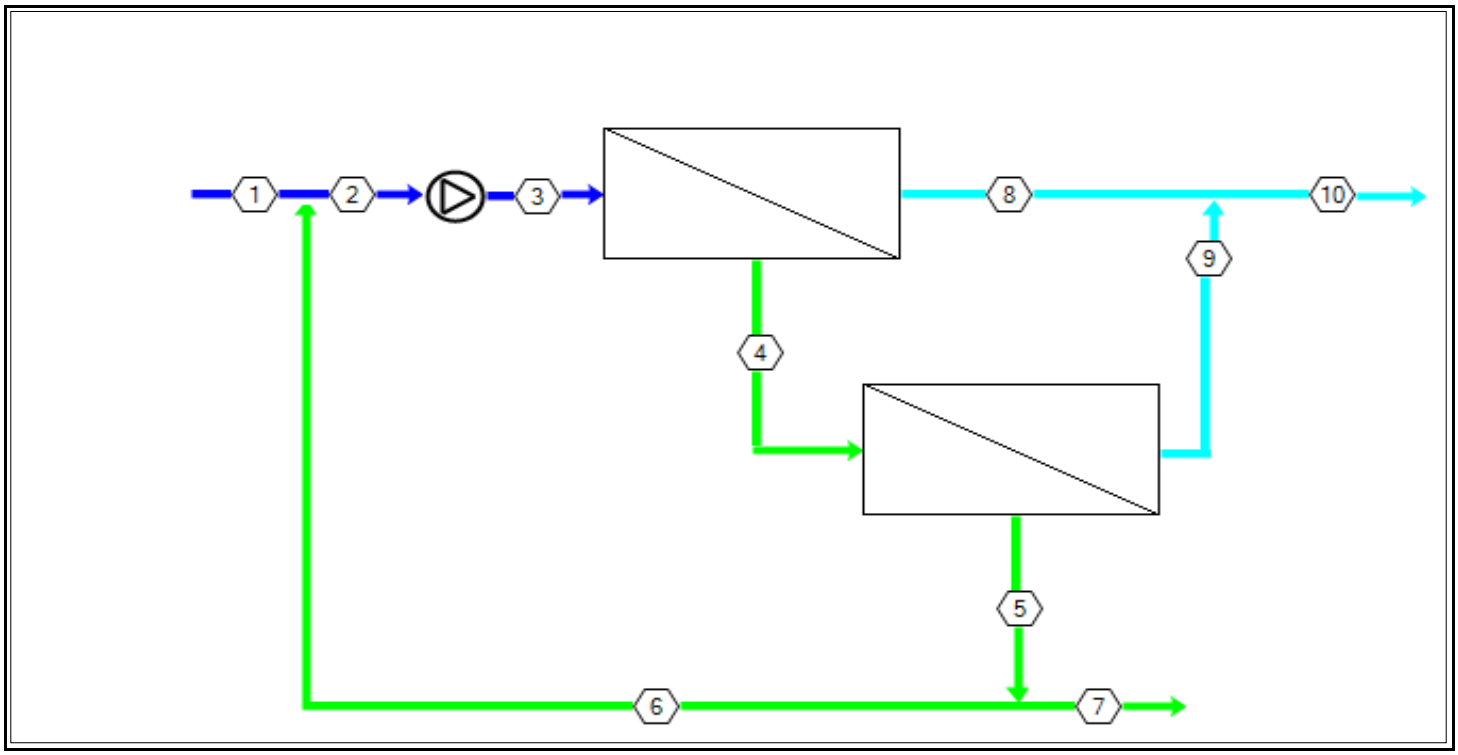
Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	192,5	12	4,3	26,8	1,9	35,7	1,15	0	0	11,1	44,3	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	33,6	7,2	5	7,8	1,2	13,9	1,08	0	0	9,7	320,4	CPA7 MAX	105	15 x 7M

Pass - Etapa	Elemento no.	Alimentação Pressão	Pressão Cair	Concentrado Osmo.	NDP	Permear água Fluxo	Permear água Fluxo	Beta	Permeado (Passo acumulativo) TDS	Ca	Mg	Na	Cl
		bar	bar	bar	bar	m3/h	lmh						
1-1	1	13	0,44	2,6	10,4	1,5	35,6	1,12	17,4	0,097	0,001	5,554	4,874
1-1	2	12,5	0,37	3	9,6	1,3	32,6	1,13	20,3	0,113	0,001	6,472	5,681
1-1	3	12,1	0,3	3,4	8,8	1,2	30	1,14	23,9	0,133	0,001	7,609	6,679
1-1	4	11,8	0,25	3,9	8,1	1,1	27,2	1,14	28,1	0,157	0,001	8,963	7,868
1-1	5	11,6	0,2	4,6	7,3	1	24,3	1,15	32,7	0,183	0,002	10,436	9,161
1-1	6	11,4	0,16	5,4	6,4	0,9	21	1,15	38	0,213	0,002	12,141	10,659
1-1	7	11,2	0,13	6,2	5,4	0,7	17,7	1,15	44,3	0,249	0,002	14,171	12,442
1-2	1	10,9	0,22	6,8	4,3	0,6	13,9	1,08	48,8	0,275	0,002	15,616	13,712
1-2	2	10,7	0,2	7,3	3,6	0,5	11,5	1,07	53,8	0,303	0,003	17,222	15,122
1-2	3	10,5	0,18	7,7	2,9	0,4	9,3	1,06	59,3	0,334	0,003	18,987	16,672
1-2	4	10,3	0,17	8,1	2,3	0,3	7,3	1,05	65,2	0,368	0,003	20,902	18,355
1-2	5	10,1	0,16	8,5	1,8	0,2	5,6	1,04	71,6	0,404	0,003	22,954	20,158
1-2	6	10	0,15	8,7	1,3	0,2	4,2	1,03	78,3	0,443	0,004	25,128	22,068
1-2	7	9,8	0,14	8,9	1	0,1	3,1	1,02	85,3	0,483	0,004	27,407	24,071

Temperatura : 25,0 °C

Idade do elemento, P1 : 0,0 Anos



Corrente No.	Fluxo (m3/h)	Pressão (bar)	TDS (mg/l)	pH	Econd (µs/cm)
1	251	0	1530	7,98	2761
2	301	0	3705	8,32	6135
3	301	13,0	3705	8,32	6135
4	109	11,1	10194	8,69	15569
5	75,1	9,67	14617	8,81	21779
6	50,0	0	14617	8,81	21779
7	25,1	0	14617	8,81	21779
8	192	0	44,3	6,77	80,3
9	33,6	0	320	7,62	582
10	226	0	85,4	7,06	155

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	225,90	m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	251,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,0	bar	Recuperação	75,05	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	90,00	%
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,98		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,69	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	7,6	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	19,7	lmh			
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação	

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	192,5	12	4,3	26,8	1,9	35,7	1,15	0	0	11,1	44,3	CPA7 MAX	175	25 x 7M
1-2	33,6	7,2	5	7,8	1,2	13,9	1,08	0	0	9,7	320,4	CPA7 MAX	105	15 x 7M

CÁLCULO DA ENERGIA REQUERIDA

	Passo 1	Energia total do sistema
Pressão da bomba / Booster, bar	13,0	
Fluxo do produto, m3/h	225,9	225,9
Vazão da bomba, m3/h	301,0	
Eficiência da bomba, %	75,0	
Eficiência do motor, %	95,0	
Eficiência VFD, %	97,0	
Potencia de bombeamento, BHP	209,8	
Potencia de bombeamento, kw	156,5	156,5
Energia de bombeamento, kwh/m3		0,69

B.5 Resultados osmose reversa - Cenário S5

Calculado por	Hugo	
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,1	bar
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h
pH da Água de alimentação	7,98	
Dose de quimicos,mg/l, -	None	
Energia específica	0,63	kwh/m3
NDP passo	7,8	bar
Taxa média de fluxo	19,8	lmh

Fluxo / trem de permeado	233,43	m3/h
fluxo de água bruta / trem	251,00	m3/h
Recuperação	77,55	%
Recuperação total do sistema	93,00	%
Idade do elemento	0,0	Anos
Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Fator de incrustação	1,00	%
Aumento do SP, por ano	7,0	%
Perda de carga entre as etapas	0,207	bar

Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	208,1	11,1	3,4	27	1,6	36,3	1,18	0	0	11,5	55,6	CPA7 MAX	189	27 x 7M
1-2	25,6	6,6	4,8	6,5	1,1	12,2	1,07	0	0	10,2	513,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

Íon (mg/l)	Água bruta	Água de alimentação	Permear água	Concentrado 1	Concentrado 2
Dureza, como CaCO3	167,96	536,39	3,350	2385,7	2385,7
Ca	65,56	209,37	1,308	676,6	931,2
Mg	0,99	3,16	0,020	10,2	14,1
Na	344,96	1048,61	31,118	3359,8	4578,7
K	8,66	25,94	0,959	82,9	112,6
NH4	0,04	0,12	0,004	0,4	0,5
Ba	0,020	0,064	0,000	0,2	0,3
Sr	1,470	4,695	0,029	15,2	20,9
H	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO3	0,01	0,34	0,000	1,1	2,0
HCO3	1,08	3,15	0,132	9,2	12,0
SO4	248,07	794,17	3,900	2567,6	3535,8
Cl	357,25	1107,12	21,611	3560,5	4873,1
F	0,22	0,65	0,025	2,1	2,8
NO3	180,28	476,67	46,714	1488,5	1968,4
PO4	0,10	0,32	0,002	1,0	1,4
OH	0,00	0,02	0,002	0,1	0,1
SiO2	1,03	3,19	0,065	10,3	14,0
B	0,00	0,00	0,000	0,0	0,0
CO2	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02
TDS	**1209,74**	**3677,56**	**105,89**	**11785,50**	**16067,91**
pH	**7,98**	**8,41**	**7,11**	**8,83**	**8,93**

Saturações	**Água bruta**	**Água de alimentação**	**Concentrado**	**Limites**
CaSO4 / ksp * 100, %	4	18	115	400
SrSO4 / ksp * 100, %	6	25	162	1200
BaSO4 / ksp * 100, %	140	542	3006	10000
SiO2 saturação,%	1	2	7	140

CaF2 / ksp * 100, %	0	7	329	50000
Indice de Saturação Ca3 (PO4)2	0,1	1,1	2,4	2,4
CCPP, mg/l	-0,01	0,23	2,18	
Langelier índice de saturação	-1,77	-0,42	1,27	2,5
Força iônica	0,02	0,07	0,31	
Pressão osmótica,, bar	0,7	2,2	9,8	

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	233,43	m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	251,00	m3/h
Pressão de alimentação	13,1	bar	Recuperação	77,55	%
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	93,00	%
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h	Idade do elemento	0,0	Anos
pH da Água de alimentação	7,98		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0	
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00	%
Energia específica	0,63	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0	%
NDP passo	7,8	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207	bar
Taxa média de fluxo	19,8	lmh			

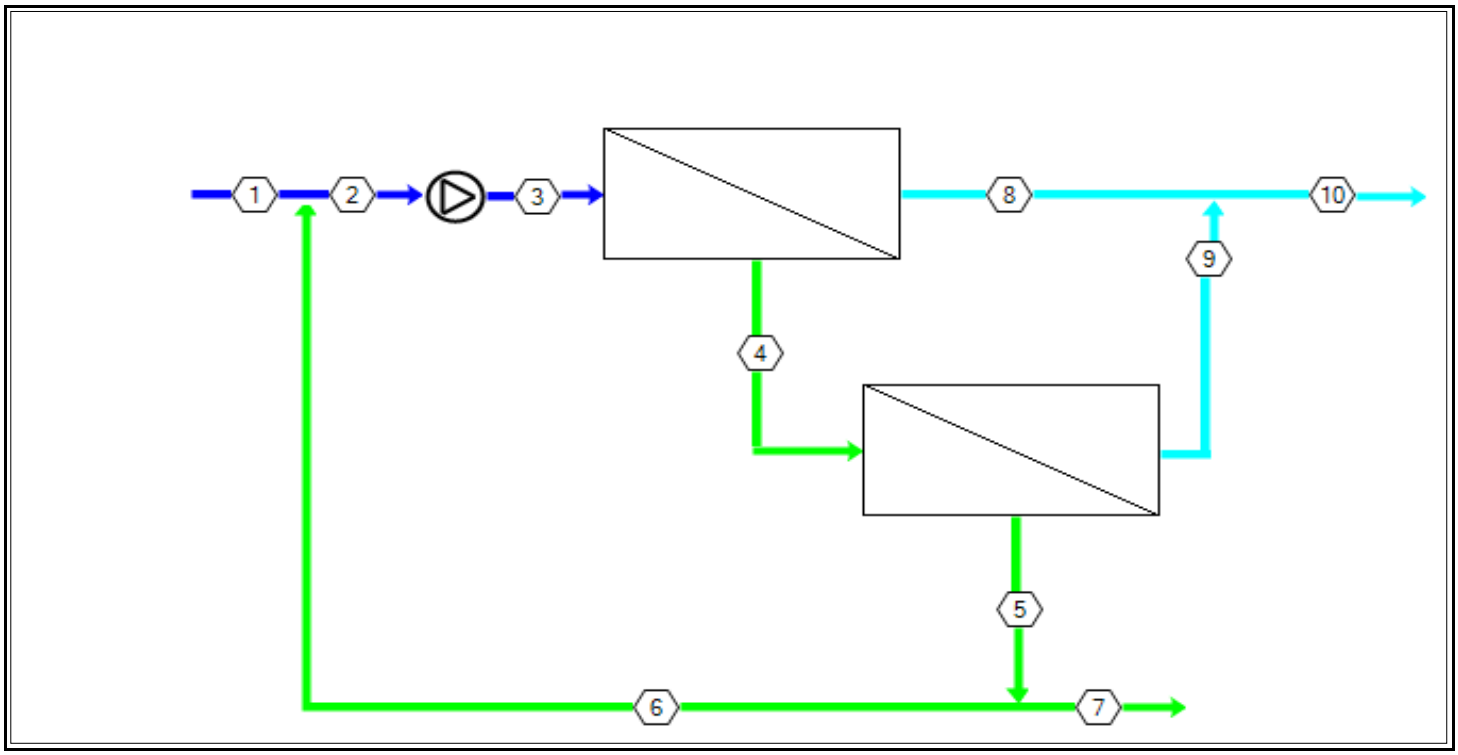
Tipo de alimentação: Poço Salobro Sem-incrustação

Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	208,1	11,1	3,4	27	1,6	36,3	1,18	0	0	11,5	55,6	CPA7 MAX	189	27 x 7M
1-2	25,6	6,6	4,8	6,5	1,1	12,2	1,07	0	0	10,2	513,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

Pass - Etapa	Elemento no.	Alimentação Pressão	Pressão Cair	Concentrado Osmo.	NDP	Permear água Fluxo	Permear água Fluxo	Beta	Permeado (Passo acumulativo) TDS	Ca	Mg	Na	Cl
		bar	bar	bar	bar	m3/h	lmh						
1-1	1	13,1	0,39	2,6	10,6	1,5	36,3	1,14	19,8	0,24	0,004	5,761	3,986
1-1	2	12,7	0,32	3	9,8	1,4	33,3	1,15	23,3	0,283	0,004	6,797	4,705
1-1	3	12,4	0,26	3,5	9	1,2	30,6	1,16	27,9	0,339	0,005	8,127	5,626
1-1	4	12,1	0,2	4,2	8,2	1,1	27,5	1,17	33,2	0,404	0,006	9,684	6,707
1-1	5	11,9	0,16	5	7,3	1	24,3	1,18	39,3	0,479	0,007	11,461	7,94
1-1	6	11,8	0,12	6	6,2	0,8	20,4	1,18	46,6	0,569	0,009	13,611	9,433
1-1	7	11,6	0,1	7,2	5	0,7	16,3	1,17	55,6	0,681	0,01	16,277	11,285
1-2	1	11,3	0,2	7,7	3,8	0,5	12,2	1,07	61,3	0,751	0,011	17,938	12,439
1-2	2	11,1	0,18	8,3	3,1	0,4	9,8	1,06	67,5	0,829	0,013	19,775	13,716
1-2	3	11	0,16	8,7	2,4	0,3	7,6	1,05	74,3	0,913	0,014	21,778	15,108
1-2	4	10,8	0,15	9,1	1,9	0,2	5,8	1,04	81,6	1,004	0,015	23,93	16,605
1-2	5	10,6	0,15	9,4	1,4	0,2	4,2	1,03	89,3	1,1	0,017	26,214	18,194
1-2	6	10,5	0,14	9,6	1	0,1	3,1	1,02	97,4	1,201	0,018	28,607	19,861
1-2	7	10,4	0,14	9,8	0,7	0,1	2	1,02	105,8	1,306	0,02	31,089	21,59

Temperatura : 25,0 °C

Idade do elemento, P1 : 0,0 Anos



Corrente No.	Fluxo (m3/h)	Pressão (bar)	TDS (mg/l)	pH	Econd (µs/cm)
1	251	0	1210	7,98	2222
2	301	0	3678	8,41	6069
3	301	13,1	3678	8,41	6069
4	92,9	11,5	11786	8,83	17749
5	67,6	10,2	16068	8,93	23720
6	50,0	0	16068	8,93	23720
7	17,6	0	16068	8,93	23720
8	208	0	55,6	6,83	95,0
9	25,6	0	514	7,78	880
10	233	0	106	7,11	181

Calculado por	Hugo		Fluxo / trem de permeado	233,43 m3/h
Fluxo da Bomba HP	301,00	m3/h	fluxo de água bruta / trem	251,00 m3/h
Pressão de alimentação	13,1	bar	Recuperação	77,55 %
Temperatura de alimentação	25,0	°C(77,0°F)	Recuperação total do sistema	93,00 %
Recirculação do concentrado	50,00	m3/h	Idade do elemento	0,0 Anos
pH da Água de alimentação	7,98		Fluxo de declínio,%, Por Ano	5,0
Dose de quimicos,mg/l, -	None		Fator de incrustação	1,00 %
Energia específica	0,63	kwh/m3	Aumento do SP, por ano	7,0 %
NDP passo	7,8	bar	Perda de carga entre as etapas	0,207 bar
Taxa média de fluxo	19,8	lmh		
			Tipo de alimentação	Poço Salobro Sem-incrustação

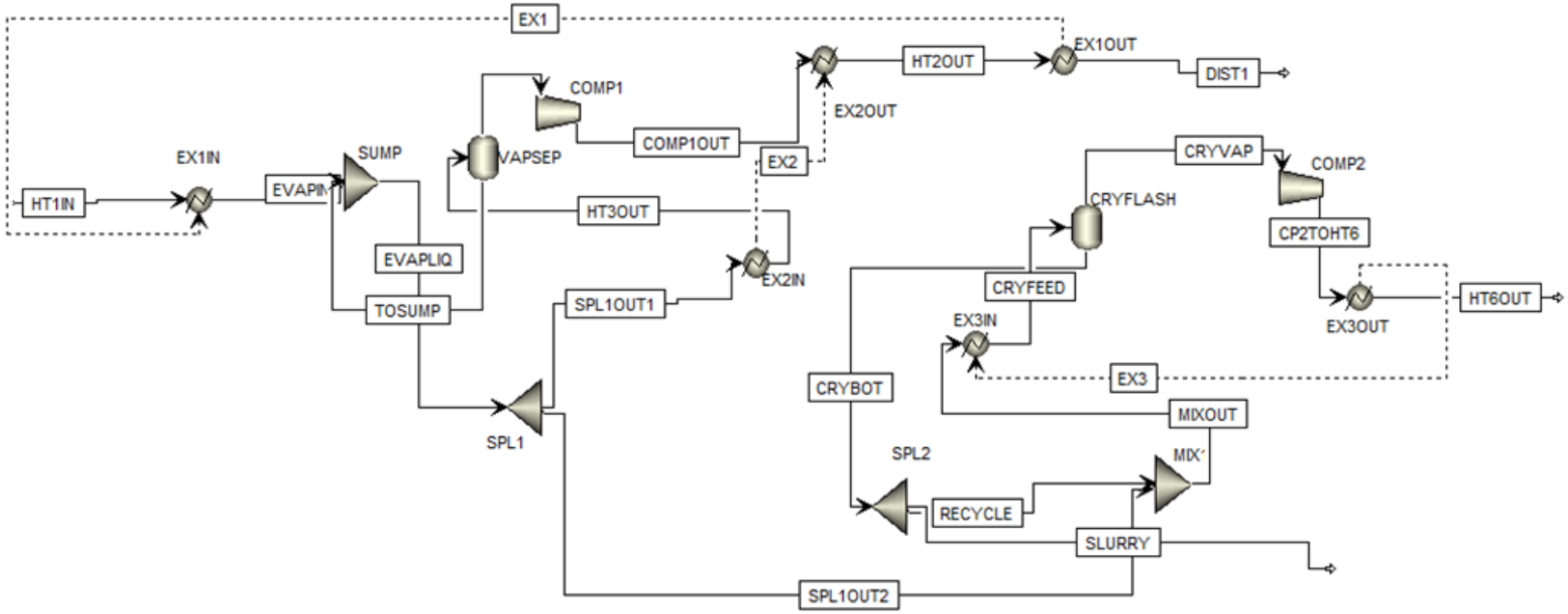
Pass - Etapa	Perm. Fluxo	Fluxo / vaso Alimentação	Fluxo / vaso Concentrado	Fluxo	DP	Fluxo Max	Beta	Pressão por Etapas Perm.	Pressão por Etapas Boost	Pressão por Etapas Concentrado	Perm. TDS	Elemento Tipo	Elemento Quantidade	PV# x Elem #
	m3/h	m3/h	m3/h	lmh	bar	lmh		bar	bar	bar	mg/l			
1-1	208,1	11,1	3,4	27	1,6	36,3	1,18	0	0	11,5	55,6	CPA7 MAX	189	27 x 7M
1-2	25,6	6,6	4,8	6,5	1,1	12,2	1,07	0	0	10,2	513,6	CPA7 MAX	98	14 x 7M

CÁLCULO DA ENERGIA REQUERIDA

	Passo 1	Energia total do sistema
Pressão da bomba / Booster, bar	13,1	
Fluxo do produto, m3/h	233,4	233,43
Vazão da bomba, m3/h	301,0	
Eficiência da bomba, %	83,0	
Eficiência do motor, %	93,0	
Eficiência VFD, %	97,0	
Potencia de bombeamento, BHP	195,7	
Potencia de bombeamento, kw	146,0	146,0
Energia de bombeamento, kwh/m3		0,63

APÊNDICE C – Resultados das simulações realizadas para o evaporador e o cristalizador pelo software *Aspen Plus*

Figura C.1 – Diagrama do processo evaporador-cristalizador no Aspen Plus v.8.8



Fonte: do próprio autor.

C.1 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S1

```
BLOCK:  COMP1    MODEL: COMPR
-----------------------------
 INLET STREAM:         EVAPVAP
 OUTLET STREAM:        COMP1OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          788.590        788.590        0.00000
    MASS(KG/HR   )          14206.7        14206.7        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.125316E+08   -0.122503E+08   -0.224459E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***

 ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
  OUTLET PRESSURE  BAR                          3.00000
  ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
  MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                 ***  RESULTS  ***

  INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,177.67
  BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,177.67
  NET WORK REQUIRED                KW              1,177.67
  POWER LOSSES                     KW              0.0
  ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              847.925
  CALCULATED OUTLET TEMP  C                          255.616
  ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          213.387
  EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
  OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
  HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                    21,910.2
  MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
  INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32942
  INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 404,724.
  OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                 191,016.
  INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99295
  OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99175
  AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31375
  AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31907
  AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                           1.46317
  AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.46552

BLOCK:  COMP2    MODEL: COMPR
-----------------------------
 INLET STREAM:         CRYVAP
 OUTLET STREAM:        CP2TOHT6
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1880.25        1880.25        0.00000
    MASS(KG/HR   )          33873.2        33873.2        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.298438E+08   -0.293702E+08   -0.158694E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR
```

```
                    ***  INPUT DATA  ***

  ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
   OUTLET PRESSURE  BAR                          2.20000
   ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
   MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                    ***  RESULTS  ***

   INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,982.89
   BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,982.89
   NET WORK REQUIRED                KW              1,982.89
   POWER LOSSES                     KW                0.0
   ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,427.68
   CALCULATED OUTLET TEMP  C                          218.451
   ISENTROPIC TEMPERATURE  C                         188.333
   EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
   OUTLET VAPOR FRACTION                             1.00000
   HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                   15,472.3
   MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
   INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32827
   INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 986,776.
   OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   577,909.
   INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99335
   OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99261
   AV. ISENT. VOL. EXPONENT                          1.31484
   AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31958
   AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                            1.47368
   AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                             1.47572

BLOCK:  CRYFLASH MODEL: FLASH2
------------------------------
  INLET STREAM:         CRYFEED
  OUTLET VAPOR STREAM:   CRYVAP
  OUTLET LIQUID STREAM:  CRYBOT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                    ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                              IN            OUT       RELATIVE DIFF.
   TOTAL BALANCE
     MOLE(KMOL/HR )          2091.70        2092.56       -0.412225E-03
     MASS(KG/HR   )          38297.1        38297.1        0.00000
     ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.335866E+08   -0.336056E+08    0.562802E-03

                    ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
   FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
   PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
   NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
   UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
   TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                    ***  INPUT DATA  ***
   TWO    PHASE  PV  FLASH
   SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
   VAPOR FRACTION                                   0.90000
   MAXIMUM NO. ITERATIONS                              30
   CONVERGENCE TOLERANCE                                0.000100000

                    ***  RESULTS  ***
   OUTLET TEMPERATURE    C                             108.11
   OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
   HEAT DUTY            CAL/SEC                      -18913.
   VAPOR FRACTION                                   0.90000



   V-L PHASE EQUILIBRIUM :

     COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
     WATER           0.98108       0.80272       1.0000        1.2458
     NA+            0.94589E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000
     CL-            0.94589E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1IN    MODEL: HEATER
------------------------------
```

```
INLET STREAM:          HT1IN
INLET HEAT STREAM:     EX1
OUTLET STREAM:         EVAPIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT        RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          2711.98        2711.98        0.00000
   MASS(KG/HR   )          48964.7        48964.7       -0.148596E-15
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.513051E+08   -0.513051E+08   -0.366138E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)       CAL/SEC            103,098.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                    30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  32.654
 OUTLET PRESSURE       BAR                               1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                    0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99646       0.99646       1.0000        1.0036
   NA+             0.17700E-02   0.17700E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.17700E-02   0.17700E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          HT2OUT
 OUTLET STREAM:         DIST1
 OUTLET HEAT STREAM:    EX1
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT        RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          788.590        788.590        0.00000
   MASS(KG/HR   )          14206.7        14206.7        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.148410E+08   -0.148410E+08     0.00000

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  TP  FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE              C                     30.0000
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                    30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  30.000
```

```
  OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                     -0.10310E+06
  OUTLET VAPOR FRACTION                              0.0000


  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.43174E-01

BLOCK:  EX2IN    MODEL: HEATER
------------------------------
  INLET STREAM:          SPL1OUT1
  OUTLET STREAM:         HT3OUT
  OUTLET HEAT STREAM:    EX2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
   TOTAL BALANCE
     MOLE(KMOL/HR )         1923.39       1923.39       0.00000
     MASS(KG/HR   )         34758.0       34758.0       0.00000
     ENTHALPY(CAL/SEC )     -0.361830E+08  -0.361830E+08  -0.205914E-15

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
   FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
   PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
   NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
   UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
   TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE                BAR                 1.00000
  VAPOR FRACTION                                       0.41000
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                               30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                0.000100000


                    ***  RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                              99.848
  OUTLET PRESSURE       BAR                            1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                        0.25907E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                                0.41000


  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           0.99501       0.99154       1.0000        1.0085
    NA+             0.24957E-02   0.42301E-02   0.0000        0.0000
    CL-             0.24957E-02   0.42301E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX2OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
  INLET STREAM:          COMP1OUT
  INLET HEAT STREAM:     EX2
  OUTLET STREAM:         HT2OUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
   TOTAL BALANCE
     MOLE(KMOL/HR )         788.590       788.590       0.00000
     MASS(KG/HR   )         14206.7       14206.7       0.00000
     ENTHALPY(CAL/SEC )     -0.148410E+08  -0.148410E+08  0.468322E-08

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
   FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
   PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
   NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
```

```
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC         -2,590,700.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 56.174
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.16849

BLOCK:  EX3IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          MIXOUT
 INLET HEAT STREAM:     EX3
 OUTLET STREAM:         CRYFEED
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          2095.95        2091.70        0.203078E-02
    MASS(KG/HR   )          38297.1        38297.1       -0.692448E-08
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.335866E+08   -0.335866E+08    0.418575E-07

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          5,605,740.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.90411



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.97710       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+             0.11451E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.11451E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX3OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          CP2TOHT6
 OUTLET STREAM:         HT6OUT
 OUTLET HEAT STREAM:    EX3
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES
```

```
                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        1880.25       1880.25       0.00000
    MASS(KG/HR   )        33873.2       33873.2       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )    -0.293702E+08  -0.293702E+08   0.126839E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E          0.00000     KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000     KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION  0.00000     KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION    0.00000     KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000     KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE                BAR                  1.00000
  VAPOR FRACTION                                    0.0
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                              30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                 0.000100000



                   *** RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                          99.629
  OUTLET PRESSURE       BAR                        1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                   -0.56057E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                            0.0000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP          F(I)        X(I)        Y(I)        K(I)
    WATER         1.0000      1.0000      1.0000      1.0000

BLOCK:  MIX1     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:        SPL1OUT2    RECYCLE
  OUTLET STREAM:        MIXOUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        2093.24       2095.95      -0.129538E-02
    MASS(KG/HR   )        38297.1       38297.1       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )    -0.391924E+08  -0.391924E+08  -0.845625E-08

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E          0.00000     KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000     KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION  0.00000     KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION    0.00000     KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000     KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE     FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                              30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                 0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  SPL1     MODEL: FSPLIT
------------------------------
  INLET STREAM:         EVAPLIQ
  OUTLET STREAMS:       SPL1OUT1    SPL1OUT2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        3846.78       3846.78       0.00000
    MASS(KG/HR   )        69516.0       69516.0      -0.418664E-15
```

```
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.723659E+08   -0.723659E+08   -0.117926E-07

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                    ***  INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW                STRM=SPL1OUT1 FRAC=        0.50000

                     ***  RESULTS  ***

 STREAM= SPL1OUT1       SPLIT=         0.50000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
        SPL1OUT2                    0.50000          0                  2

BLOCK:  SPL2     MODEL: FSPLIT
------------------------------
  INLET STREAM:          CRYBOT
  OUTLET STREAMS:        RECYCLE     SLURRY
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          212.310        212.310        0.00000
    MASS(KG/HR   )          4423.89        4423.89        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.376177E+07   -0.376177E+07     0.00000

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                    ***  INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW                STRM=RECYCLE  FRAC=        0.80000

                     ***  RESULTS  ***

 STREAM= RECYCLE        SPLIT=         0.80000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
        SLURRY                      0.20000          0                  2

BLOCK:  SUMP     MODEL: MIXER
------------------------------
  INLET STREAMS:         EVAPIN      TOSUMP
  OUTLET STREAM:         EVAPLIQ
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          3846.78        3846.78       -0.221299E-12
    MASS(KG/HR   )          69516.0        69516.0       -0.221892E-12
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.723658E+08   -0.723659E+08    0.127893E-05

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                    ***  INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                          30
  CONVERGENCE TOLERANCE                            0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  VAPSEP   MODEL: FLASH2
```

```
-----------------------------
 INLET STREAM:         HT3OUT
 OUTLET VAPOR STREAM:   EVAPVAP
 OUTLET LIQUID STREAM:  TOSUMP
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          1923.39        1923.39        0.00000
   MASS(KG/HR   )          34758.0        34758.0       0.209332E-15
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.335923E+08   -0.335923E+08    0.249882E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
 SPECIFIED HEAT DUTY   CAL/SEC                        0.0
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                             30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                0.000100000

                 ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                             99.848
 OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
 VAPOR FRACTION                                   0.41000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99501       0.99154       1.0000        1.0085
   NA+            0.24957E-02   0.42301E-02    0.0000        0.0000
   CL-            0.24957E-02   0.42301E-02    0.0000        0.0000
```

C.2 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S2

```
BLOCK:  COMP1    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         EVAPVAP
 OUTLET STREAM:        COMP1OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          513.876        513.876        0.00000
    MASS(KG/HR   )          9257.62        9257.62        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.816594E+07   -0.798260E+07   -0.224523E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***

 ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
  OUTLET PRESSURE  BAR                          3.00000
  ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
  MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                  ***  RESULTS  ***

  INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                767.626
  BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                767.626
  NET WORK REQUIRED                KW                767.626
  POWER LOSSES                     KW                0.0
  ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                552.691
  CALCULATED OUTLET TEMP  C                          255.753
  ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          213.514
  EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
  OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
  HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                    21,916.2
  MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
  INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32941
  INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 263,806.
  OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   124,507.
  INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99295
  OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99175
  AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31374
  AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31905
  AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                             1.46315
  AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                             1.46550

BLOCK:  COMP2    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         CRYVAP
 OUTLET STREAM:        CP2TOHT6
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1252.85        1252.85        0.00000
    MASS(KG/HR   )          22570.5        22570.5        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.198856E+08   -0.195700E+08   -0.158694E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
```

```
ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
 OUTLET PRESSURE  BAR                          2.20000
 ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
 MECHANICAL EFFICIENCY                          1.00000

                 ***  RESULTS  ***

 INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,321.24
 BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              1,321.24
 NET WORK REQUIRED                 KW              1,321.24
 POWER LOSSES                      KW              0.0
 ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              951.296
 CALCULATED OUTLET TEMP  C                          218.451
 ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          188.333
 EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                     0.72000
 OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
 HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                    15,472.3
 MECHANICAL EFFICIENCY USED                          1.00000
 INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32827
 INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                  657,513.
 OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   385,074.
 INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99335
 OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                       0.99261
 AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31484
 AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31958
 AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                           1.47368
 AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.47572

BLOCK:  CRYFLASH MODEL: FLASH2
------------------------------
 INLET STREAM:         CRYFEED
 OUTLET VAPOR STREAM:   CRYVAP
 OUTLET LIQUID STREAM:  CRYBOT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1401.64        1402.05       -0.291341E-03
    MASS(KG/HR   )          25969.6        25969.6       -0.492542E-12
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.225913E+08   -0.226007E+08    0.418125E-03

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
 VAPOR FRACTION                                    0.90000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                             30
 CONVERGENCE TOLERANCE                               0.000100000

                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                            108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
 HEAT DUTY             CAL/SEC                     -9449.9
 VAPOR FRACTION                                    0.90000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.98085       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+            0.95763E-02   0.98641E-01    0.0000        0.0000
   CL-            0.95763E-02   0.98641E-01    0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         HT1IN
```

```
INLET HEAT STREAM:     EX1
OUTLET STREAM:         EVAPIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          1798.57        1798.57        0.126419E-15
   MASS(KG/HR   )          32508.0        32508.0        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.340195E+08   -0.340195E+08   -0.478899E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC            56,967.1
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 31.393
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99473       0.99473       1.0000        1.0053
   NA+             0.26373E-02   0.26373E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.26373E-02   0.26373E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          HT2OUT
 OUTLET STREAM:         DIST1
 OUTLET HEAT STREAM:    EX1
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          513.876        513.876        0.00000
   MASS(KG/HR   )          9257.62        9257.62        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.968118E+07   -0.968118E+07    0.384797E-15

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  TP  FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE              C                     30.0000
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 30.000
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
```

```
 HEAT DUTY            CAL/SEC                        -56967.
 OUTLET VAPOR FRACTION                                0.0000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.43174E-01

BLOCK:  EX2IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          SPL1OUT1
 OUTLET STREAM:         HT3OUT
 OUTLET HEAT STREAM:    EX2
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1284.69       1284.69       0.00000
    MASS(KG/HR   )          23250.3       23250.3       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.241549E+08   -0.241549E+08   -0.154225E-15

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 VAPOR FRACTION                                          0.40000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                     30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                        0.000100000


                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  99.948
 OUTLET PRESSURE       BAR                                1.0000
 HEAT DUTY             CAL/SEC                          0.16986E+07
 OUTLET VAPOR FRACTION                                    0.40000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99262       0.98769       1.0000        1.0125
   NA+             0.36922E-02   0.61537E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.36922E-02   0.61537E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX2OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          COMP1OUT
 INLET HEAT STREAM:     EX2
 OUTLET STREAM:         HT2OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          513.876       513.876       0.00000
    MASS(KG/HR   )          9257.62       9257.62       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.968118E+07   -0.968118E+07   0.883282E-08

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
```

```
 TOTAL CO2E PRODUCTION        0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC         -1,698,580.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                52.197
 OUTLET PRESSURE       BAR                             1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                  0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.13923

BLOCK:  EX3IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         MIXOUT
 INLET HEAT STREAM:    EX3
 OUTLET STREAM:        CRYFEED
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1412.03        1401.64        0.736034E-02
    MASS(KG/HR   )          25969.6        25969.6        0.402062E-07
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.225918E+08   -0.225913E+08   -0.219653E-04

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          3,735,240.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                             1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                  0.90292



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.96641       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+             0.16796E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.16796E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX3OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         CP2TOHT6
 OUTLET STREAM:        HT6OUT
 OUTLET HEAT STREAM:   EX3
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES
```

```
                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1252.85        1252.85        0.00000
    MASS(KG/HR   )          22570.5        22570.5        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.195700E+08   -0.195700E+08    0.190357E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
  VAPOR FRACTION                                     0.0
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                  30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                     0.000100000



                  *** RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                              99.629
  OUTLET PRESSURE       BAR                           1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                      -0.37352E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                                0.0000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           1.0000        1.0000        1.0000        1.0000

BLOCK:  MIX1     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:        SPL1OUT2    RECYCLE
  OUTLET STREAM:        MIXOUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1404.04        1412.03       -0.565693E-02
    MASS(KG/HR   )          25969.6        25969.6       -0.140086E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.263270E+08   -0.263270E+08   -0.106687E-07

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                  30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                     0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  SPL1     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:         EVAPLIQ
  OUTLET STREAMS:       SPL1OUT1    SPL1OUT2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          2569.38        2569.38        0.00000
    MASS(KG/HR   )          46500.7        46500.7        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.483099E+08   -0.483099E+08   -0.129840E-07
```

```
                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW                STRM=SPL1OUT1 FRAC=        0.50000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= SPL1OUT1       SPLIT=         0.50000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SPL1OUT2                    0.50000          0                  2

BLOCK:  SPL2     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:          CRYBOT
  OUTLET STREAMS:        RECYCLE     SLURRY
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                           IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          149.191        149.191        0.00000
    MASS(KG/HR   )          3399.11        3399.11        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.271511E+07   -0.271511E+07   -0.171508E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW                STRM=RECYCLE  FRAC=        0.80000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= RECYCLE        SPLIT=         0.80000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SLURRY                      0.20000          0                  2

BLOCK:  SUMP     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:         EVAPIN      TOSUMP
  OUTLET STREAM:         EVAPLIQ
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                           IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          2569.38        2569.38       -0.813256E-12
    MASS(KG/HR   )          46500.7        46500.7       -0.815051E-12
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.483099E+08   -0.483099E+08   -0.157796E-05

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                          30
  CONVERGENCE TOLERANCE                            0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  VAPSEP   MODEL: FLASH2
-----------------------------
```

INLET STREAM: HT3OUT
OUTLET VAPOR STREAM: EVAPVAP
OUTLET LIQUID STREAM: TOSUMP
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/HR)	1284.69	1284.69	0.00000
MASS(KG/HR)	23250.3	23250.3	-0.156470E-15
ENTHALPY(CAL/SEC)	-0.224563E+08	-0.224563E+08	0.157787E-08

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE PQ FLASH

SPECIFIED PRESSURE BAR	1.00000
SPECIFIED HEAT DUTY CAL/SEC	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE C	99.948
OUTLET PRESSURE BAR	1.0000
VAPOR FRACTION	0.40000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.99262	0.98769	1.0000	1.0125
NA+	0.36922E-02	0.61537E-02	0.0000	0.0000
CL-	0.36922E-02	0.61537E-02	0.0000	0.0000

C.3 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S3

```
BLOCK:  COMP1    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         EVAPVAP
 OUTLET STREAM:        COMP1OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          206.643        206.643        0.00000
    MASS(KG/HR   )          3722.72        3722.72        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.328361E+07   -0.320983E+07   -0.224694E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***

 ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
  OUTLET PRESSURE  BAR                          3.00000
  ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
  MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                  ***  RESULTS  ***

  INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                308.906
  BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                308.906
  NET WORK REQUIRED                KW                308.906
  POWER LOSSES                     KW                0.0
  ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                222.412
  CALCULATED OUTLET TEMP  C                          256.119
  ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          213.852
  EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
  OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
  HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                     21,932.1
  MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
  INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32937
  INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 106,161.
  OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   50,102.8
  INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99296
  OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99177
  AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31372
  AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31902
  AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                             1.46310
  AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                             1.46545

BLOCK:  COMP2    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         CRYVAP
 OUTLET STREAM:        CP2TOHT6
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          500.797        500.797        0.00000
    MASS(KG/HR   )          9022.00        9022.00        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.794878E+07   -0.782263E+07   -0.158694E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
```

```
ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
 OUTLET PRESSURE  BAR                          2.20000
 ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
 MECHANICAL EFFICIENCY                          1.00000

                 ***  RESULTS  ***

 INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              528.134
 BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              528.134
 NET WORK REQUIRED                KW              528.134
 POWER LOSSES                     KW              0.0
 ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              380.257
 CALCULATED OUTLET TEMP  C                         218.451
 ISENTROPIC TEMPERATURE  C                         188.333
 EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                    0.72000
 OUTLET VAPOR FRACTION                             1.00000
 HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                   15,472.3
 MECHANICAL EFFICIENCY USED                         1.00000
 INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32827
 INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 262,824.
 OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                 153,924.
 INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99335
 OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99261
 AV. ISENT. VOL. EXPONENT                          1.31484
 AV. ISENT. TEMP EXPONENT                          1.31958
 AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                           1.47368
 AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.47572

BLOCK:  CRYFLASH MODEL: FLASH2
------------------------------
 INLET STREAM:         CRYFEED
 OUTLET VAPOR STREAM:   CRYVAP
 OUTLET LIQUID STREAM:  CRYBOT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          567.958        568.143       -0.324979E-03
    MASS(KG/HR   )          10831.3        10831.3       0.839690E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.923823E+07   -0.924227E+07    0.438059E-03

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
  VAPOR FRACTION                                    0.90000
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                             30
  CONVERGENCE TOLERANCE                               0.000100000

                   ***  RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                            108.11
  OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
  HEAT DUTY            CAL/SEC                      -4048.7
  VAPOR FRACTION                                    0.90000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           0.98092       0.80272       1.0000        1.2458
    NA+            0.95385E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000
    CL-            0.95385E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         HT1IN
```

```
INLET HEAT STREAM:     EX1
OUTLET STREAM:         EVAPIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          723.249        723.249        0.00000
   MASS(KG/HR   )          13106.6        13106.6        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.136621E+08   -0.136621E+08   -0.470575E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC             24,145.6
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                    30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                        0.000100000



                 ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  31.779
 OUTLET PRESSURE       BAR                               1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                    0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99049       0.99049       1.0000        1.0096
   NA+             0.47536E-02   0.47536E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.47536E-02   0.47536E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          HT2OUT
 OUTLET STREAM:         DIST1
 OUTLET HEAT STREAM:    EX1
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          206.643        206.643        0.00000
   MASS(KG/HR   )          3722.72        3722.72        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.389181E+07   -0.389181E+07     0.00000

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  TP  FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE              C                     30.0000
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                   1.00000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                    30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                        0.000100000



                 ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  30.000
 OUTLET PRESSURE       BAR                               1.0000
```

```
 HEAT DUTY            CAL/SEC                        -24146.
 OUTLET VAPOR FRACTION                                  0.0000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.43174E-01

BLOCK:  EX2IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          SPL1OUT1
 OUTLET STREAM:         HT3OUT
 OUTLET HEAT STREAM:    EX2
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          516.606       516.606       0.00000
    MASS(KG/HR   )          9383.86       9383.86       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.969649E+07   -0.969649E+07     0.00000

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                  BAR                    1.00000
 VAPOR FRACTION                                            0.40000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                       30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                        0.000100000


                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                    100.22
 OUTLET PRESSURE       BAR                                  1.0000
 HEAT DUTY             CAL/SEC                              0.68199E+06
 OUTLET VAPOR FRACTION                                      0.40000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.98669       0.97782       1.0000        1.0227
   NA+             0.66551E-02   0.11092E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.66551E-02   0.11092E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX2OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          COMP1OUT
 INLET HEAT STREAM:     EX2
 OUTLET STREAM:         HT2OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          206.643       206.643       0.00000
    MASS(KG/HR   )          3722.72       3722.72       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.389181E+07   -0.389181E+07    0.740378E-08

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
```

```
 TOTAL CO2E PRODUCTION        0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          -681,985.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 53.396
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.14755

BLOCK:  EX3IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         MIXOUT
 INLET HEAT STREAM:    EX3
 OUTLET STREAM:        CRYFEED
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                           IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          579.844        567.958        0.204989E-01
    MASS(KG/HR   )          10831.3        10831.3        0.334457E-07
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.923823E+07   -0.923823E+07   -0.207990E-07

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          1,493,070.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.90330



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.94071       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+             0.29646E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.29646E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX3OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         CP2TOHT6
 OUTLET STREAM:        HT6OUT
 OUTLET HEAT STREAM:   EX3
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES
```

```
                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          500.797        500.797        0.00000
    MASS(KG/HR   )          9022.00        9022.00        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.782263E+07   -0.782263E+07   -0.238110E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
  VAPOR FRACTION                                     0.0
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                  30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  *** RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                              99.629
  OUTLET PRESSURE       BAR                           1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                      -0.14931E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                                 0.0000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           1.0000        1.0000        1.0000        1.0000

BLOCK:  MIX1     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:        SPL1OUT2    RECYCLE
  OUTLET STREAM:        MIXOUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          570.483        579.844       -0.161444E-01
    MASS(KG/HR   )          10831.3        10831.3       -0.335876E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.107313E+08   -0.107313E+08   -0.154230E-07

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                  30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  SPL1     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:         EVAPLIQ
  OUTLET STREAMS:       SPL1OUT1    SPL1OUT2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1033.21        1033.21        0.220065E-15
    MASS(KG/HR   )          18767.7        18767.7        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.193930E+08   -0.193930E+08   -0.134091E-07
```

```
                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=SPL1OUT1 FRAC=        0.50000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= SPL1OUT1       SPLIT=         0.50000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SPL1OUT2                  0.50000          0                  2

BLOCK:  SPL2     MODEL: FSPLIT
------------------------------
  INLET STREAM:          CRYBOT
  OUTLET STREAMS:        RECYCLE     SLURRY
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          67.3456        67.3456        0.00000
    MASS(KG/HR   )          1809.32        1809.32        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.129350E+07   -0.129350E+07     0.00000

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=RECYCLE  FRAC=        0.80000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= RECYCLE        SPLIT=         0.80000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SLURRY                    0.20000          0                  2

BLOCK:  SUMP     MODEL: MIXER
------------------------------
  INLET STREAMS:         EVAPIN      TOSUMP
  OUTLET STREAM:         EVAPLIQ
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1033.21        1033.21       -0.651986E-11
    MASS(KG/HR   )          18767.7        18767.7       -0.647588E-11
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.193930E+08   -0.193930E+08   -0.272665E-05

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                          30
  CONVERGENCE TOLERANCE                            0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  VAPSEP   MODEL: FLASH2
------------------------------
```

INLET STREAM: HT3OUT
OUTLET VAPOR STREAM: EVAPVAP
OUTLET LIQUID STREAM: TOSUMP
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/HR)	516.606	516.606	0.00000
MASS(KG/HR)	9383.86	9383.86	-0.581527E-15
ENTHALPY(CAL/SEC)	-0.901451E+07	-0.901451E+07	0.933454E-10

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE PQ FLASH

SPECIFIED PRESSURE BAR	1.00000
SPECIFIED HEAT DUTY CAL/SEC	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE C	100.22
OUTLET PRESSURE BAR	1.0000
VAPOR FRACTION	0.40000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.98669	0.97782	1.0000	1.0227
NA+	0.66551E-02	0.11092E-01	0.0000	0.0000
CL-	0.66551E-02	0.11092E-01	0.0000	0.0000

C.4 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S4

```
BLOCK:  COMP1    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         EVAPVAP
 OUTLET STREAM:        COMP1OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          398.873        398.873        0.00000
    MASS(KG/HR   )          7185.81        7185.81        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.633823E+07   -0.619583E+07   -0.224673E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***

 ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
  OUTLET PRESSURE  BAR                          3.00000
  ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
  MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                  ***  RESULTS  ***

  INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                596.213
  BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                596.213
  NET WORK REQUIRED                KW                596.213
  POWER LOSSES                     KW                0.0
  ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                429.273
  CALCULATED OUTLET TEMP  C                          256.074
  ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          213.810
  EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
  OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
  HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                    21,930.1
  MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
  INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32937
  INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 204,899.
  OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   96,702.6
  INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99296
  OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99177
  AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31372
  AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31902
  AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                             1.46311
  AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                             1.46546

BLOCK:  COMP2    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         CRYVAP
 OUTLET STREAM:        CP2TOHT6
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          967.371        967.371        0.00000
    MASS(KG/HR   )          17427.5        17427.5        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.153544E+08   -0.151185E+08   -0.153632E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
```

```
ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
 OUTLET PRESSURE  BAR                          2.15000
 ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
 MECHANICAL EFFICIENCY                          1.00000

                 ***  RESULTS  ***

 INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              987.634
 BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              987.634
 NET WORK REQUIRED                KW              987.634
 POWER LOSSES                     KW              0.0
 ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              711.096
 CALCULATED OUTLET TEMP  C                         214.976
 ISENTROPIC TEMPERATURE  C                         185.794
 EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                    0.72000
 OUTLET VAPOR FRACTION                             1.00000
 HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                   14,978.8
 MECHANICAL EFFICIENCY USED                         1.00000
 INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32827
 INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 507,687.
 OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                 302,101.
 INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99335
 OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99264
 AV. ISENT. VOL. EXPONENT                          1.31497
 AV. ISENT. TEMP EXPONENT                          1.31969
 AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                           1.47459
 AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.47663

BLOCK:  CRYFLASH MODEL: FLASH2
------------------------------
 INLET STREAM:         CRYFEED
 OUTLET VAPOR STREAM:   CRYVAP
 OUTLET LIQUID STREAM:  CRYBOT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1095.65        1095.64       0.285662E-05
    MASS(KG/HR   )          20816.3        20816.3       0.122336E-14
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.178040E+08   -0.178039E+08   -0.382221E-05

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
 VAPOR FRACTION                                   0.90000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                             30
 CONVERGENCE TOLERANCE                               0.000100000

                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                            108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
 HEAT DUTY            CAL/SEC                      68.051
 VAPOR FRACTION                                   0.90000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER          0.98027       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+           0.98668E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000
   CL-           0.98668E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         HT1IN
```

```
INLET HEAT STREAM:     EX1
OUTLET STREAM:         EVAPIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          1396.06        1396.06        0.00000
   MASS(KG/HR   )          25291.0        25291.0        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.263756E+08   -0.263756E+08   -0.471223E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)       CAL/SEC            46,320.3
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 31.733
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99101       0.99101       1.0000        1.0091
   NA+             0.44968E-02   0.44968E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.44968E-02   0.44968E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          HT2OUT
 OUTLET STREAM:         DIST1
 OUTLET HEAT STREAM:    EX1
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          398.873        398.873        0.00000
   MASS(KG/HR   )          7185.81        7185.81        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.751248E+07   -0.751248E+07    0.123970E-15

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  TP  FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE             C                     30.0000
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 30.000
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
```

```
 HEAT DUTY            CAL/SEC                        -46320.
 OUTLET VAPOR FRACTION                                 0.0000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.43174E-01

BLOCK:  EX2IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          SPL1OUT1
 OUTLET STREAM:         HT3OUT
 OUTLET HEAT STREAM:    EX2
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          997.183       997.183       0.00000
    MASS(KG/HR   )          18105.2       18105.2       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.187207E+08  -0.187207E+08    0.00000

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 VAPOR FRACTION                                          0.40000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                     30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000


                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                   100.18
 OUTLET PRESSURE       BAR                                 1.0000
 HEAT DUTY             CAL/SEC                            0.13166E+07
 OUTLET VAPOR FRACTION                                     0.40000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.98741       0.97902       1.0000        1.0214
   NA+             0.62955E-02   0.10492E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.62955E-02   0.10492E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX2OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          COMP1OUT
 INLET HEAT STREAM:     EX2
 OUTLET STREAM:         HT2OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          398.873       398.873       0.00000
    MASS(KG/HR   )          7185.81       7185.81       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.751248E+07  -0.751248E+07   0.756686E-08

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
```

```
 TOTAL CO2E PRODUCTION        0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC         -1,316,650.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 53.252
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.14653

BLOCK:  EX3IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         MIXOUT
 INLET HEAT STREAM:    EX3
 OUTLET STREAM:        CRYFEED
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                           IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1116.43        1095.65        0.186159E-01
    MASS(KG/HR   )          20816.3        20816.3        0.700322E-07
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.178040E+08   -0.178040E+08   -0.415446E-07

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          2,876,330.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.89997



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.94377       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+             0.28115E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.28115E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX3OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         CP2TOHT6
 OUTLET STREAM:        HT6OUT
 OUTLET HEAT STREAM:   EX3
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES
```

```
                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          967.371        967.371        0.00000
    MASS(KG/HR   )          17427.5        17427.5        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.151185E+08   -0.151185E+08   -0.123203E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
  VAPOR FRACTION                                      0.0
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                  *** RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                              99.629
  OUTLET PRESSURE       BAR                           1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                      -0.28763E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                                 0.0000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
    WATER           1.0000        1.0000        1.0000        1.0000

BLOCK:  MIX1     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:        SPL1OUT2    RECYCLE
  OUTLET STREAM:        MIXOUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1099.80        1116.43       -0.148949E-01
    MASS(KG/HR   )          20816.3        20816.3       0.349532E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.206803E+08   -0.206803E+08   -0.147496E-07

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
  CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  SPL1     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:         EVAPLIQ
  OUTLET STREAMS:       SPL1OUT1    SPL1OUT2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1994.37        1994.37        0.00000
    MASS(KG/HR   )          36210.4        36210.4        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.374413E+08   -0.374413E+08   -0.133493E-07
```

```
                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=SPL1OUT1 FRAC=        0.50000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= SPL1OUT1       SPLIT=         0.50000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SPL1OUT2                  0.50000          0                  2

BLOCK:  SPL2     MODEL: FSPLIT
------------------------------
  INLET STREAM:          CRYBOT
  OUTLET STREAMS:        RECYCLE     SLURRY
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          128.272        128.272        0.00000
    MASS(KG/HR   )          3388.81        3388.81        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.244954E+07   -0.244954E+07     0.00000

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=RECYCLE  FRAC=        0.80000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= RECYCLE        SPLIT=         0.80000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SLURRY                    0.20000          0                  2

BLOCK:  SUMP     MODEL: MIXER
------------------------------
  INLET STREAMS:         EVAPIN      TOSUMP
  OUTLET STREAM:         EVAPLIQ
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1994.37        1994.37       -0.546862E-11
    MASS(KG/HR   )          36210.4        36210.4       -0.545017E-11
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.374414E+08   -0.374413E+08   -0.241645E-05

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                          30
  CONVERGENCE TOLERANCE                            0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  VAPSEP   MODEL: FLASH2
------------------------------
```

```
INLET STREAM:          HT3OUT
OUTLET VAPOR STREAM:   EVAPVAP
OUTLET LIQUID STREAM:  TOSUMP
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT        RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          997.183        997.183       -0.228016E-15
   MASS(KG/HR   )          18105.2        18105.2       -0.803741E-15
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.174040E+08   -0.174040E+08    0.963605E-10

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
TWO    PHASE  PQ  FLASH
SPECIFIED PRESSURE    BAR                          1.00000
SPECIFIED HEAT DUTY   CAL/SEC                          0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS                              30
CONVERGENCE TOLERANCE                                  0.000100000

                 ***  RESULTS  ***
OUTLET TEMPERATURE    C                              100.18
OUTLET PRESSURE       BAR                          1.0000
VAPOR FRACTION                                   0.40000


V-L PHASE EQUILIBRIUM :

  COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
  WATER           0.98741       0.97902       1.0000        1.0214
  NA+           0.62955E-02   0.10492E-01    0.0000        0.0000
  CL-           0.62955E-02   0.10492E-01    0.0000        0.0000
```

C.5 Dados dos blocos de processo simulados para o cenário S5

```
BLOCK:  COMP1    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         EVAPVAP
 OUTLET STREAM:        COMP1OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          279.816        279.816        0.00000
    MASS(KG/HR   )          5040.97        5040.97        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.444635E+07   -0.434643E+07   -0.224710E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***

 ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
  OUTLET PRESSURE  BAR                          3.00000
  ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
  MECHANICAL EFFICIENCY                           1.00000

                  ***  RESULTS  ***

  INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                418.319
  BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                418.319
  NET WORK REQUIRED                KW                418.319
  POWER LOSSES                     KW                0.0
  ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW                301.190
  CALCULATED OUTLET TEMP  C                          256.153
  ISENTROPIC TEMPERATURE  C                          213.883
  EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                      0.72000
  OUTLET VAPOR FRACTION                              1.00000
  HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                     21,933.5
  MECHANICAL EFFICIENCY USED                           1.00000
  INLET HEAT CAPACITY RATIO                          1.32937
  INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN                 143,763.
  OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                   67,848.9
  INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99297
  OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                        0.99177
  AV. ISENT. VOL. EXPONENT                           1.31372
  AV. ISENT. TEMP EXPONENT                           1.31901
  AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                           1.46310
  AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.46545

BLOCK:  COMP2    MODEL: COMPR
----------------------------
 INLET STREAM:         CRYVAP
 OUTLET STREAM:        CP2TOHT6
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                         IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          677.773        677.773        0.00000
    MASS(KG/HR   )          12210.3        12210.3        0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.107578E+08   -0.105925E+08   -0.153632E-01

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
```

```
ISENTROPIC CENTRIFUGAL COMPRESSOR
 OUTLET PRESSURE  BAR                          2.15000
 ISENTROPIC EFFICIENCY                         0.72000
 MECHANICAL EFFICIENCY                          1.00000

                 ***  RESULTS  ***

 INDICATED  HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              691.970
 BRAKE      HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              691.970
 NET WORK REQUIRED                KW              691.970
 POWER LOSSES                     KW              0.0
 ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT  KW              498.218
 CALCULATED OUTLET TEMP  C                        214.976
 ISENTROPIC TEMPERATURE  C                        185.794
 EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED                   0.72000
 OUTLET VAPOR FRACTION                           1.00000
 HEAD DEVELOPED,       M-KGF/KG                 14,978.8
 MECHANICAL EFFICIENCY USED                        1.00000
 INLET HEAT CAPACITY RATIO                        1.32827
 INLET VOLUMETRIC FLOW RATE , L/MIN               355,703.
 OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE, L/MIN                211,662.
 INLET  COMPRESSIBILITY FACTOR                    0.99335
 OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR                      0.99264
 AV. ISENT. VOL. EXPONENT                        1.31497
 AV. ISENT. TEMP EXPONENT                         1.31969
 AV. ACTUAL VOL. EXPONENT                          1.47459
 AV. ACTUAL TEMP EXPONENT                           1.47663

BLOCK:  CRYFLASH MODEL: FLASH2
------------------------------
 INLET STREAM:         CRYFEED
 OUTLET VAPOR STREAM:   CRYVAP
 OUTLET LIQUID STREAM:  CRYBOT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN            OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          769.843        769.847       -0.548528E-05
    MASS(KG/HR   )          14713.3        14713.3       0.741773E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.125334E+08   -0.125335E+08    0.739338E-05

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE    BAR                         1.00000
 VAPOR FRACTION                                 0.90000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                            30
 CONVERGENCE TOLERANCE                              0.000100000

                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                           108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                         1.0000
 HEAT DUTY            CAL/SEC                     -92.665
 VAPOR FRACTION                                 0.90000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.98028       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+            0.98585E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000
   CL-            0.98585E-02   0.98640E-01    0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         HT1IN
```

```
INLET HEAT STREAM:     EX1
OUTLET STREAM:         EVAPIN
PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          979.357        979.357        0.00000
   MASS(KG/HR   )          17751.8        17751.8        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.184979E+08   -0.184979E+08   -0.470172E-08

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC            32,841.5
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                 ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  31.813
 OUTLET PRESSURE       BAR                               1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                    0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.99012       0.99012       1.0000        1.0100
   NA+             0.49409E-02   0.49409E-02   0.0000        0.0000
   CL-             0.49409E-02   0.49409E-02   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX1OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          HT2OUT
 OUTLET STREAM:         DIST1
 OUTLET HEAT STREAM:    EX1
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

              ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN            OUT       RELATIVE DIFF.
 TOTAL BALANCE
   MOLE(KMOL/HR )          279.816        279.816        0.00000
   MASS(KG/HR   )          5040.97        5040.97        0.00000
   ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.526979E+07   -0.526979E+07    0.176729E-15

              ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
 FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
 PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
 NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
 UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
 TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                 ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  TP  FLASH
 SPECIFIED TEMPERATURE              C                     30.0000
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                      0.000100000



                 ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                  30.000
 OUTLET PRESSURE       BAR                               1.0000
```

```
 HEAT DUTY            CAL/SEC                        -32842.
 OUTLET VAPOR FRACTION                                  0.0000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.43174E-01

BLOCK:  EX2IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          SPL1OUT1
 OUTLET STREAM:         HT3OUT
 OUTLET HEAT STREAM:    EX2
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          699.541       699.541       0.00000
    MASS(KG/HR   )          12710.9       12710.9       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.131281E+08  -0.131281E+08   0.141882E-15

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                   ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PV  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                 BAR                    1.00000
 VAPOR FRACTION                                          0.40000
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                       30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000


                   ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                   100.24
 OUTLET PRESSURE       BAR                                  1.0000
 HEAT DUTY             CAL/SEC                            0.92336E+06
 OUTLET VAPOR FRACTION                                      0.40000


 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.98617       0.97694       1.0000        1.0236
   NA+             0.69172E-02   0.11529E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.69172E-02   0.11529E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX2OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:          COMP1OUT
 INLET HEAT STREAM:     EX2
 OUTLET STREAM:         HT2OUT
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                            IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          279.816       279.816       0.00000
    MASS(KG/HR   )          5040.97       5040.97       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.526979E+07  -0.526979E+07   0.728714E-08

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
```

```
 TOTAL CO2E PRODUCTION        0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          -923,358.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 53.500
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.0000



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           1.0000        1.0000        1.0000        0.14829

BLOCK:  EX3IN    MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         MIXOUT
 INLET HEAT STREAM:    EX3
 OUTLET STREAM:        CRYFEED
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                 ***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                           IN            OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          786.613        769.843        0.213196E-01
    MASS(KG/HR   )          14713.3        14713.3        0.146588E-07
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.125334E+08   -0.125334E+08   -0.102831E-07

                 ***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  ***  INPUT DATA  ***
 TWO    PHASE  PQ  FLASH
 SPECIFIED PRESSURE                BAR                    1.00000
 DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)      CAL/SEC          2,015,250.
 MAXIMUM NO. ITERATIONS                                   30
 CONVERGENCE TOLERANCE                                       0.000100000



                  ***  RESULTS  ***
 OUTLET TEMPERATURE    C                                 108.11
 OUTLET PRESSURE       BAR                              1.0000
 OUTLET VAPOR FRACTION                                   0.90006



 V-L PHASE EQUILIBRIUM :

   COMP            F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
   WATER           0.93848       0.80272       1.0000        1.2458
   NA+             0.30758E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000
   CL-             0.30758E-01   0.98640E-01   0.0000        0.0000

BLOCK:  EX3OUT   MODEL: HEATER
------------------------------
 INLET STREAM:         CP2TOHT6
 OUTLET STREAM:        HT6OUT
 OUTLET HEAT STREAM:   EX3
 PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
 CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES
```

```
                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        677.773       677.773       0.00000
    MASS(KG/HR   )        12210.3       12210.3       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )    -0.105925E+08  -0.105925E+08  -0.175846E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E          0.00000     KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000     KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION  0.00000     KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION    0.00000     KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000     KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE  PV  FLASH
  SPECIFIED PRESSURE              BAR                  1.00000
  VAPOR FRACTION                                  0.0
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                           30
  CONVERGENCE TOLERANCE                              0.000100000



                  *** RESULTS  ***
  OUTLET TEMPERATURE    C                          99.629
  OUTLET PRESSURE       BAR                       1.0000
  HEAT DUTY             CAL/SEC                  -0.20153E+07
  OUTLET VAPOR FRACTION                           0.0000



  V-L PHASE EQUILIBRIUM :

    COMP          F(I)        X(I)        Y(I)        K(I)
    WATER         1.0000      1.0000      1.0000      1.0000

BLOCK:  MIX1     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:        SPL1OUT2    RECYCLE
  OUTLET STREAM:        MIXOUT
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        773.200       786.613      -0.170514E-01
    MASS(KG/HR   )        14713.3       14713.3       0.00000
    ENTHALPY(CAL/SEC )    -0.145486E+08  -0.145486E+08  -0.159311E-07

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E          0.00000     KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000     KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION  0.00000     KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION    0.00000     KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000     KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE     FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                           30
  CONVERGENCE TOLERANCE                              0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  SPL1     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:         EVAPLIQ
  OUTLET STREAMS:       SPL1OUT1    SPL1OUT2
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:         GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN          OUT       RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )        1399.08       1399.08       0.00000
    MASS(KG/HR   )        25421.8       25421.8      -0.143105E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )    -0.262562E+08  -0.262562E+08  -0.134543E-07
```

```
                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=SPL1OUT1 FRAC=        0.50000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= SPL1OUT1       SPLIT=         0.50000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SPL1OUT2                  0.50000          0                  2

BLOCK:  SPL2     MODEL: FSPLIT
-----------------------------
  INLET STREAM:          CRYBOT
  OUTLET STREAMS:        RECYCLE     SLURRY
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          92.0742        92.0742        0.00000
    MASS(KG/HR   )          2503.03        2503.03       -0.181679E-15
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.177570E+07   -0.177570E+07    0.131120E-15

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***

 FRACTION OF FLOW              STRM=RECYCLE  FRAC=        0.80000

                   *** RESULTS  ***

 STREAM= RECYCLE        SPLIT=         0.80000     KEY=  0    STREAM-ORDER=   1
       SLURRY                    0.20000          0                  2

BLOCK:  SUMP     MODEL: MIXER
-----------------------------
  INLET STREAMS:         EVAPIN      TOSUMP
  OUTLET STREAM:         EVAPLIQ
  PROPERTY OPTION SET:   ELECNRTL  ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
  CHEMISTRY ID:          GLOBAL   - TRUE SPECIES

                *** MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                          IN             OUT        RELATIVE DIFF.
  TOTAL BALANCE
    MOLE(KMOL/HR )          1399.08        1399.08       -0.777413E-11
    MASS(KG/HR   )          25421.8        25421.8       -0.770749E-11
    ENTHALPY(CAL/SEC )      -0.262562E+08   -0.262562E+08   -0.295529E-05

                *** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
  FEED STREAMS CO2E            0.00000      KG/HR
  PRODUCT STREAMS CO2E         0.00000      KG/HR
  NET STREAMS CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/HR
  UTILITIES CO2E PRODUCTION     0.00000      KG/HR
  TOTAL CO2E PRODUCTION         0.00000      KG/HR

                  *** INPUT DATA  ***
  TWO    PHASE      FLASH
  MAXIMUM NO. ITERATIONS                          30
  CONVERGENCE TOLERANCE                            0.000100000
  OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES

BLOCK:  VAPSEP   MODEL: FLASH2
-----------------------------
```

INLET STREAM: HT3OUT
OUTLET VAPOR STREAM: EVAPVAP
OUTLET LIQUID STREAM: TOSUMP
PROPERTY OPTION SET: ELECNRTL ELECTROLYTE NRTL / REDLICH-KWONG
CHEMISTRY ID: GLOBAL - TRUE SPECIES

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/HR)	699.541	699.541	0.00000
MASS(KG/HR)	12710.9	12710.9	0.143105E-15
ENTHALPY(CAL/SEC)	-0.122047E+08	-0.122047E+08	0.901487E-10

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/HR
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/HR

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE PQ FLASH

SPECIFIED PRESSURE BAR	1.00000
SPECIFIED HEAT DUTY CAL/SEC	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE C	100.24
OUTLET PRESSURE BAR	1.0000
VAPOR FRACTION	0.40000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.98617	0.97694	1.0000	1.0236
NA+	0.69172E-02	0.11529E-01	0.0000	0.0000
CL-	0.69172E-02	0.11529E-01	0.0000	0.0000

C.6 Dados das correntes de processo do cenário S1

	Units	COMP1OUT	CP2TOHT6	CRYBOT	CRYFEED	CRYVAP	DIST1	EVAPIN	EVAPLIQ	EVAPVAP	HT1IN	HT2OUT	HT3OUT	HT6OUT	MIXOUT	RECYCLE	SLURRY	SPL1OUT1	SPL1OUT2	TOSUMP
To		EX2OUT	EX3OUT	SPL2	CRYFLASH	COMP2		SUMP	SPL1	COMP1	EX1IN	EX1OUT	VAPSEP		EX3IN	MIX1		EX2IN	MIX1	SUMP
From		COMP1	COMP2	CRYFLASH	EX3IN	CRYFLASH	EX1OUT	EX1IN	SUMP	VAPSEP		EX2OUT	EX2IN	EX3OUT	MIX1	SPL2	SPL2	SPL1	SPL1	VAPSEP
	Substream: MIXED																			
	Phase:	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
	Mole Flow kmol/hr																			
	NACL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	WATER	788,5897	1880,249	167,7015	2047,95	1880,249	788,5897	2702,379	3827,578	788,5897	2702,379	788,5897	1913,789	1880,249	2047,95	134,1612	33,5403	1913,789	1913,789	1125,199
	NA+	0	0	20,60752	19,74491	0	0	4,800264	9,600529	0	4,800264	0	4,800264	0	24,00134	16,48601	4,121504	4,800264	4,800264	4,800264
	NACL(S)	0	0	3,393828	4,256433	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2,715063	0,6787657	0	0	0
	CL-	0	0	20,60752	19,74491	0	0	4,800264	9,600529	0	4,800264	0	4,800264	0	24,00134	16,48601	4,121504	4,800264	4,800264	4,800264
	Total Flow kmol/hr	788,5897	1880,249	212,3104	2091,697	1880,249	788,5897	2711,979	3846,779	788,5897	2711,979	788,5897	1923,39	1880,249	2095,953	169,8483	42,46207	1923,39	1923,39	1134,8
	Total Flow kg/hr	14206,66	33873,21	4423,887	38297,1	33873,21	14206,66	48964,65	69515,97	14206,66	48964,65	14206,66	34757,99	33873,21	38297,1	3539,11	884,7775	34757,99	34757,99	20551,32
	Total Flow l/min	1,91E+05	5,78E+05	62,12043	9,91E+05	9,87E+05	237,786	816,8397	1167,093	4,05E+05	815	240,3514	4,05E+05	589,0602	631,3378	49,69635	12,42409	583,5449	583,5449	353,9594
	Temperature C	255,6163	218,4505	108,1148	108,1148	108,1148	30	32,65401	52,43313	99,84764	25	56,17449	99,84764	99,62897	56,25092	108,1148	108,1148	52,42828	52,42828	99,84764
	Pressure bar	3	2,2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	Vapor Frac	1	1	0	0,9022669	1	0	0	0	1	0	0	0,41	0	0	0	0	0	0	0
	Liquid Frac	0	0	0,9840148	0,0956981	0	1	1	1	0	1	1	0,59	1	1	0,9840148	0,9840148	1	1	1
	Solid Frac	0	0	0,0159852	2,03E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0159852	0,0159852	0	0	0
	Enthalpy cal/mol	-55923,95	-56233,32	-63785,74	-57805,66	-57140,1	-68221,42	-68104,69	-67723,49	-57208,03	-68241,55	-67750,77	-62874,5	-66966,3	-67316,66	-63785,74	-63785,74	-67723,49	-67723,49	-66812,21
	Enthalpy cal/gm	-3104,251	-3121,424	-3061,193	-3157,208	-3171,758	-3786,864	-3772,079	-3747,59	-3175,528	-3779,659	-3760,739	-3479,262	-3717,195	-3684,158	-3061,193	-3061,193	-3747,59	-3747,59	-3689,227
	Enthalpy cal/sec	-1,23E+07	-2,94E+07	-3,76E+06	-3,36E+07	-2,98E+07	-1,49E+07	-5,13E+07	-7,24E+07	-1,25E+07	-5,14E+07	-1,48E+07	-3,36E+07	-3,50E+07	-3,92E+07	-3,01E+06	-7,52E+05	-3,62E+07	-3,62E+07	-2,11E+07
	Entropy cal/mol-K	-8,074725	-8,070253	-29,46239	-10,63665	-8,603206	-38,67178	-38,37461	-37,2017	-8,783335	-38,82783	-37,18264	-24,05698	-34,94533	-36,39226	-29,46239	-29,46239	-37,20197	-37,20197	-34,67087
	Entropy cal/gm-K	-0,4482154	-0,4479671	-1,413953	-0,5809486	-0,4775505	-2,14661	-2,125434	-2,058617	-0,4875492	-2,150537	-2,06395	-1,331232	-1,939761	-1,991703	-1,413953	-1,413953	-2,058631	-2,058631	-1,914451
	Density mol/cc	6,88E-05	5,42E-05	0,056962	3,52E-05	3,18E-05	0,055273	0,0553348	0,0549339	3,25E-05	0,0554597	0,0546831	7,91E-05	0,0531991	0,055331	0,056962	0,056962	0,054934	0,054934	0,0534336
	Density gm/cc	1,24E-03	9,77E-04	1,186912	6,44E-04	5,72E-04	0,9957599	0,9990669	0,992723	5,85E-04	1,001322	0,9851316	1,43E-03	0,9583969	1,011004	1,186912	1,186912	0,9927253	0,9927253	0,9676874
	Average MW	18,01528	18,01528	20,83689	18,30911	18,01528	18,01528	18,05495	18,07121	18,01528	18,05495	18,01528	18,07121	18,01528	18,27193	20,83689	20,83689	18,07121	18,07121	18,11008
	Liq Vol 60F l/min	237,2339	565,6411			565,6411	237,2339			237,2339		237,2339		565,6411						

C.7 Dados das correntes de processo do cenário S2

	Units	COMP1OUT	CP2TOHT6	CRYBOT	CRYFEED	CRYVAP	DIST1	EVAPIN	EVAPLIQ	EVAPVAP	HT1IN	HT2OUT	HT3OUT	HT6OUT	MIXOUT	RECYCLE	SLURRY	SPL1OUT1	SPL1OUT2	TOSUMP
To		EX2OUT	EX3OUT	SPL2	CRYFLASH	COMP2		SUMP	SPL1	COMP1	EX1IN	EX1OUT	VAPSEP		EX3IN	MIX1		EX2IN	MIX1	SUMP
From		COMP1	COMP2	CRYFLASH	EX3IN	CRYFLASH	EX1OUT	EX1IN	SUMP	VAPSEP		EX2OUT	EX2IN	EX3OUT	MIX1	SPL2	SPL2	SPL1	SPL1	VAPSEP
	Substream: MIXED																			
	Phase:	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
	Mole Flow kmol/hr																			
	NACL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	WATER	513,8758	1252,855	111,7432	1364,598	1252,855	513,8758	1789,079	2550,405	513,8758	1789,079	513,8758	1275,203	1252,855	1364,597	89,39459	22,34865	1275,203	1275,203	761,327
	NA+	0	0	13,73141	13,32294	0	0	4,743372	9,486745	0	4,743372	0	4,743372	0	23,71625	10,98513	2,746282	4,743372	4,743372	4,743372
	NACL(S)	0	0	9,984684	10,39316	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7,987747	1,996937	0	0	0
	CL-	0	0	13,73141	13,32294	0	0	4,743372	9,486745	0	4,743372	0	4,743372	0	23,71625	10,98513	2,746282	4,743372	4,743372	4,743372
	Total Flow kmol/hr	513,8758	1252,855	149,1907	1401,637	1252,855	513,8758	1798,565	2569,379	513,8758	1798,565	513,8758	1284,689	1252,855	1412,03	119,3526	29,83815	1284,689	1284,689	770,8137
	Total Flow kg/hr	9257,616	22570,53	3399,113	25969,64	22570,53	9257,616	32507,96	46500,7	9257,616	32507,96	9257,616	23250,35	22570,53	25969,64	2719,29	679,8226	23250,35	23250,35	13992,73
	Total Flow l/min	1,25E+05	3,85E+05	44,86971	6,59E+05	6,58E+05	154,9506	540,9982	778,3443	2,64E+05	540	156,3168	2,64E+05	392,5048	423,0735	35,89577	8,973942	389,1733	389,1733	239,9697
	Temperature C	255,7534	218,4505	108,1148	108,1148	108,1148	30	31,39323	51,87649	99,94807	25	52,19699	99,94807	99,62897	55,86911	108,1148	108,1148	51,88249	51,88249	99,94807
	Pressure bar	3	2,2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	Vapor Frac	1	1	0	0,8962216	1	0	0	0	1	0	0	0,4	0	0	0	0	0	0	0
	Liquid Frac	0	0	0,9330744	0,0963632	0	1	1	1	0	1	1	0,6	1	1	0,9330744	0,9330744	1	1	1
	Solid Frac	0	0	0,0669256	7,42E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0669256	0,0669256	0	0	0
	Enthalpy cal/mol	-55922,77	-56233,32	-65516,02	-58024,02	-57140,1	-68221,42	-68093,34	-67687,75	-57207,21	-68207,36	-67822,34	-62927,93	-66966,3	-67121,28	-65516,02	-65516,02	-67687,75	-67687,75	-66741,74
	Enthalpy cal/gm	-3104,186	-3121,424	-2875,569	-3131,68	-3171,758	-3786,864	-3767,394	-3740,062	-3175,483	-3773,703	-3764,712	-3477,059	-3717,195	-3649,54	-2875,569	-2875,569	-3740,062	-3740,062	-3676,583
	Enthalpy cal/sec	-7,98E+06	-1,96E+07	-2,72E+06	-2,26E+07	-1,99E+07	-9,74E+06	-3,40E+07	-4,83E+07	-8,17E+06	-3,41E+07	-9,68E+06	-2,25E+07	-2,33E+07	-2,63E+07	-2,17E+06	-5,43E+05	-2,42E+07	-2,42E+07	-1,43E+07
	Entropy cal/mol-K	-8,072506	-8,070253	-28,9031	-10,70474	-8,603206	-38,67178	-38,3833	-37,14786	-8,781124	-38,7617	-37,40128	-24,24474	-34,94533	-36,06985	-28,9031	-28,9031	-37,14753	-37,14753	-34,55381
	Entropy cal/gm-K	-0,4480922	-0,4479671	-1,268588	-0,5777578	-0,4775505	-2,14661	-2,123629	-2,052591	-0,4874265	-2,144565	-2,076087	-1,339634	-1,939761	-1,961202	-1,268588	-1,268588	-2,052573	-2,052573	-1,903456
	Density mol/cc	6,88E-05	5,42E-05	0,0554162	3,54E-05	3,18E-05	0,055273	0,0554088	0,055018	3,25E-05	0,0555112	0,0547899	8,11E-05	0,0531991	0,0556258	0,0554162	0,0554162	0,0550178	0,0550178	0,0535354
	Density gm/cc	1,24E-03	9,77E-04	1,262586	6,56E-04	5,72E-04	0,9957599	1,001481	0,9957182	5,85E-04	1,003332	0,9870568	1,47E-03	0,9583969	1,023055	1,262586	1,262586	0,9957154	0,9957154	0,9718401
	Average MW	18,01528	18,01528	22,78367	18,52808	18,01528	18,01528	18,07439	18,09803	18,01528	18,07439	18,01528	18,09803	18,01528	18,39171	22,78367	22,78367	18,09803	18,09803	18,1532
	Liq Vol 60F l/min	154,5909	376,9002			376,9002	154,5909			154,5909		154,5909		376,9002						

C.8 Dados das correntes de processo do cenário S3

	Units	COMP1OUT	CP2TOHT6	CRYBOT	CRYFEED	CRYVAP	DIST1	EVAPIN	EVAPLIQ	EVAPVAP	HT1IN	HT2OUT	HT3OUT	HT6OUT	MIXOUT	RECYCLE	SLURRY	SPL1OUT1	SPL1OUT2	TOSUMP
From		EX2OUT	EX3OUT	SPL2	CRYFLASH	COMP2		SUMP	SPL1	COMP1	EX1IN	EX1OUT	VAPSEP		EX3IN	MIX1		EX2IN	MIX1	SUMP
To		COMP1	COMP2	CRYFLASH	EX3IN	CRYFLASH	EX1OUT	EX1IN	SUMP	VAPSEP		EX2OUT	EX2IN	EX3OUT	MIX1	SPL2	SPL2	SPL1	SPL1	VAPSEP
	Substream: MIXED																			
	Phase:	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
	Mole Flow kmol/hr																			
	NACL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	WATER	206,6426	500,797	44,66666	545,4637	500,797	206,6426	716,3729	1019,461	206,6426	716,3729	206,6426	509,7304	500,797	545,4637	35,73333	8,933332	509,7304	509,7304	303,0878
	NA+	0	0	5,488727	5,304093	0	0	3,438048	6,876095	0	3,438048	0	3,438048	0	17,19024	4,390982	1,097745	3,438048	3,438048	3,438048
	NACL(S)	0	0	11,70151	11,88614	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9,361208	2,340302	0	0	0
	CL-	0	0	5,488727	5,304093	0	0	3,438048	6,876095	0	3,438048	0	3,438048	0	17,19024	4,390982	1,097745	3,438048	3,438048	3,438048
	Total Flow kmol/hr	206,6426	500,797	67,34562	567,958	500,797	206,6426	723,249	1033,213	206,6426	723,249	206,6426	516,6065	500,797	579,8442	53,8765	13,46912	516,6065	516,6065	309,9639
	Total Flow kg/hr	3722,724	9021,998	1809,322	10831,32	9021,998	3722,724	13106,59	18767,73	3722,724	13106,59	3722,724	9383,863	9021,998	10831,32	1447,458	361,8645	9383,863	9383,863	5661,139
	Total Flow l/min	50102,75	1,54E+05	21,40715	2,64E+05	2,63E+05	62,3096	217,094	312,0763	1,06E+05	216,6667	62,89529	1,06E+05	156,8939	171,7576	17,12572	4,28143	156,0389	156,0389	96,04344
	Temperature C	256,1192	218,4505	108,1148	108,1148	108,1148	30	31,77946	52,12996	100,216	25	53,39551	100,216	99,62897	56,46626	108,1148	108,1148	52,1404	52,1404	100,216
	Pressure bar	3	2,2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	Vapor Frac	1	1	0	0,8843957	1	0	0	0	1	0	0	0,4	0	0	0	0	0	0	0
	Liquid Frac	0	0	0,8262469	0,0946764	0	1	1	1	0	1	1	0,6	1	1	0,8262469	0,8262469	1	1	1
	Solid Frac	0	0	0,1737531	0,0209278	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,1737531	0,1737531	0	0	0
	Enthalpy cal/mol	-55919,64	-56233,32	-69144,72	-58556,46	-57140,1	-68221,42	-68003,84	-67570,55	-57205,01	-68124,02	-67800,77	-62818,1	-66966,3	-66625,93	-69144,72	-69144,72	-67570,55	-67570,55	-66560,15
	Enthalpy cal/gm	-3104,012	-3121,424	-2573,668	-3070,504	-3171,758	-3786,864	-3752,595	-3719,937	-3175,36	-3759,227	-3763,515	-3458,302	-3717,195	-3566,754	-2573,668	-2573,668	-3719,937	-3719,937	-3644,363
	Enthalpy cal/sec	-3,21E+06	-7,82E+06	-1,29E+06	-9,24E+06	-7,95E+06	-3,92E+06	-1,37E+07	-1,94E+07	-3,28E+06	-1,37E+07	-3,89E+06	-9,01E+06	-9,32E+06	-1,07E+07	-1,03E+06	-2,59E+05	-9,70E+06	-9,70E+06	-5,73E+06
	Entropy cal/mol-K	-8,066591	-8,070253	-27,73034	-10,80515	-8,603206	-38,67178	-38,20588	-36,93059	-8,77523	-38,60447	-37,33513	-24,06676	-34,94533	-35,24444	-27,73034	-27,73034	-36,93002	-36,93002	-34,26111
	Entropy cal/gm-K	-0,4477638	-0,4479671	-1,032164	-0,5665857	-0,4775505	-2,14661	-2,108281	-2,033126	-0,4870993	-2,130276	-2,072414	-1,324939	-1,939761	-1,886777	-1,032164	-1,032164	-2,033095	-2,033095	-1,875896
	Density mol/cc	6,87E-05	5,42E-05	0,0524323	3,59E-05	3,18E-05	0,055273	0,055525	0,0551795	3,24E-05	0,0556345	0,0547583	8,10E-05	0,0531991	0,0562657	0,0524323	0,0524323	0,0551792	0,0551792	0,0537888
	Density gm/cc	1,24E-03	9,77E-04	1,408659	6,85E-04	5,72E-04	0,9957599	1,006215	1,002304	5,84E-04	1,008199	0,9864873	1,47E-03	0,9583969	1,051028	1,408659	1,408659	1,002299	1,002299	0,9823921
	Average MW	18,01528	18,01528	26,86622	19,07064	18,01528	18,01528	18,12182	18,16443	18,01528	18,12182	18,01528	18,16443	18,01528	18,67971	26,86622	26,86622	18,16443	18,16443	18,26387
	Liq Vol 60F l/min	62,16494	150,6563			150,6563	62,16494			62,16494		62,16494		150,6563						

C.9 Dados das correntes de processo do cenário S4

	Units	COMP1OUT	CP2TOHT6	CRYBOT	CRYFEED	CRYVAP	DIST1	EVAPIN	EVAPLIQ	EVAPVAP	HT1IN	HT2OUT	HT3OUT	HT6OUT	MIXOUT	RECYCLE	SLURRY	SPL1OUT1	SPL1OUT2	TOSUMP
To		EX2OUT	EX3OUT	SPL2	CRYFLASH	COMP2		SUMP	SPL1	COMP1	EX1IN	EX1OUT	VAPSEP		EX3IN	MIX1		EX2IN	MIX1	SUMP
From		COMP1	COMP2	CRYFLASH	EX3IN	CRYFLASH	EX1OUT	EX1IN	SUMP	VAPSEP		EX2OUT	EX2IN	EX3OUT	MIX1	SPL2	SPL2	SPL1	SPL1	VAPSEP
	Substream: MIXED																			
	Phase	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
	Mole Flow kmol/hr																			
	NACL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	WATER	398,873	967,3708	86,28094	1053,652	967,3708	398,873	1383,5	1969,254	398,873	1383,5	398,873	984,6271	967,3708	1053,652	69,02475	17,25619	984,6271	984,6271	585,7541
	NA+	0	0	10,60236	10,60549	0	0	6,277741	12,55548	0	6,277741	0	6,277741	0	31,3887	8,481884	2,120471	6,277741	6,277741	6,277741
	NACL(S)	0	0	20,78635	20,78322	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	16,62908	4,15727	0	0	0
	CL-	0	0	10,60236	10,60549	0	0	6,277741	12,55548	0	6,277741	0	6,277741	0	31,3887	8,481884	2,120471	6,277741	6,277741	6,277741
	Total Flow kmol/hr	398,873	967,3708	128,272	1095,646	967,3708	398,873	1396,056	1994,365	398,873	1396,056	398,873	997,1826	967,3708	1116,429	102,6176	25,6544	997,1826	997,1826	598,3095
	Total Flow kg/hr	7185,809	17427,46	3388,809	20816,26	17427,46	7185,809	25291,03	36210,44	7185,809	25291,03	7185,809	18105,22	17427,46	20816,27	2711,047	677,7617	18105,22	18105,22	10919,41
	Total Flow l/min	96702,61	3,02E+05	40,53327	5,08E+05	5,08E+05	120,2735	419,1521	602,5981	2,05E+05	418,3333	121,3955	2,05E+05	303,0661	331,1397	32,42662	8,106655	301,3004	301,3004	185,4926
	Temperature C	256,0736	214,9756	108,1148	108,1148	108,1148	30	31,73287	52,09868	100,1826	25	53,25157	100,1826	99,62897	56,39134	108,1148	108,1148	52,10792	52,10792	100,1826
	Pressure bar	3	2,15	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	Vapor Frac	1	1	0	0,8828998	1	0	0	0	1	0	0	0,4	0	0	0	0	0	0	0
	Liquid Frac	0	0	0,837951	0,0981313	0	1	1	1	0	1	1	0,6	1	1	0,837951	0,837951	1	1	1
	Solid Frac	0	0	0,162049	0,0189689	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,162049	0,162049	0	0	0
	Enthalpy cal/mol	-55920,03	-56262,25	-68747,16	-58499,05	-57140,1	-68221,42	-68014,69	-67584,79	-57205,28	-68134,13	-67803,36	-62831,46	-66966,3	-66684,96	-68747,16	-68747,16	-67584,79	-67584,79	-66582,24
	Enthalpy cal/gm	-3104,034	-3123,029	-2602,194	-3079,047	-3171,758	-3786,864	-3754,386	-3722,373	-3175,376	-3760,979	-3763,659	-3460,573	-3717,195	-3576,484	-2602,194	-2602,194	-3722,373	-3722,373	-3648,255
	Enthalpy cal/sec	-6,20E+06	-1,51E+07	-2,45E+06	-1,78E+07	-1,54E+07	-7,56E+06	-2,64E+07	-3,74E+07	-6,34E+06	-2,64E+07	-7,51E+06	-1,74E+07	-1,80E+07	-2,07E+07	-1,96E+06	-4,90E+05	-1,87E+07	-1,87E+07	-1,11E+07
	Entropy cal/mol-K	-8,067328	-8,083985	-27,85884	-10,85812	-8,603206	-38,67178	-38,22714	-36,95665	-8,775964	-38,62331	-37,34306	-24,08809	-34,94533	-35,34116	-27,85884	-27,85884	-36,95615	-36,95615	-34,29617
	Entropy cal/gm-K	-0,4478047	-0,4487293	-1,054503	-0,5715077	-0,4775505	-2,14661	-2,110124	-2,035464	-0,48714	-2,131993	-2,072855	-1,326702	-1,939761	-1,895436	-1,054503	-1,054503	-2,035437	-2,035437	-1,879198
	Density mol/cc	6,87E-05	5,34E-05	0,0527435	3,60E-05	3,18E-05	0,055273	0,055511	0,0551601	3,24E-05	0,0556197	0,0547621	8,10E-05	0,0531991	0,0561912	0,0527435	0,0527435	0,0551599	0,0551599	0,0537586
	Density gm/cc	1,24E-03	9,61E-04	1,393427	6,83E-04	5,72E-04	0,9957599	1,005642	1,001509	5,85E-04	1,007611	0,9865562	1,47E-03	0,9583969	1,047708	1,393427	1,393427	1,001504	1,001504	0,9811181
	Average MW	18,01528	18,01528	26,41893	18,99908	18,01528	18,01528	18,11606	18,15637	18,01528	18,11606	18,01528	18,15637	18,01528	18,6454	26,41893	26,41893	18,15637	18,15637	18,25044
	Liq Vol 60F l/min	119,9942	291,0172			291,0172	119,9942			119,9942		119,9942		291,0172						

C.10 Dados das correntes de processo do cenário S5

	Units	COMP1OUT	CP2TOHT6	CRYBOT	CRYFEED	CRYVAP	DIST1	EVAPIN	EVAPLIQ	EVAPVAP	HT1IN	HT2OUT	HT3OUT	HT6OUT	MIXOUT	RECYCLE	SLURRY	SPL1OUT1	SPL1OUT2	TOSUMP
To		EX2OUT	EX3OUT	SPL2	CRYFLASH	COMP2		SUMP	SPL1	COMP1	EX1IN	EX1OUT	VAPSEP		EX3IN	MIX1		EX2IN	MIX1	SUMP
From		COMP1	COMP2	CRYFLASH	EX3IN	CRYFLASH	EX1OUT	EX1IN	SUMP	VAPSEP		EX2OUT	EX2IN	EX3OUT	MIX1	SPL2	SPL2	SPL1	SPL1	VAPSEP
	Substream: MIXED																			
	Phase:	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
	Mole Flow kmol/hr																			
	NACL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	WATER	279,8164	677,7729	60,45133	738,2243	677,7729	279,8164	969,6796	1379,726	279,8164	969,6796	279,8164	689,8632	677,7729	738,2243	48,36107	12,09027	689,8632	689,8632	410,0468
	NA+	0	0	7,428385	7,424162	0	0	4,838892	9,677784	0	4,838892	0	4,838892	0	24,19446	5,942708	1,485677	4,838892	4,838892	4,838892
	NACL(S)	0	0	16,76607	16,7703	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	13,41286	3,353215	0	0	0
	CL-	0	0	7,428385	7,424162	0	0	4,838892	9,677784	0	4,838892	0	4,838892	0	24,19446	5,942708	1,485677	4,838892	4,838892	4,838892
	Total Flow kmol/hr	279,8164	677,7729	92,07418	769,8429	677,7729	279,8164	979,3574	1399,082	279,8164	979,3574	279,8164	699,541	677,7729	786,6132	73,65934	18,41484	699,541	699,541	419,7246
	Total Flow kg/hr	5040,971	12210,27	2503,032	14713,3	12210,27	5040,971	17751,85	25421,75	5040,971	17751,85	5040,971	12710,88	12210,27	14713,3	2002,425	500,6063	12710,88	12710,88	7669,905
	Total Flow l/min	67848,93	2,12E+05	29,39064	3,56E+05	3,56E+05	84,37393	293,9151	422,4775	1,44E+05	293,3333	85,17133	1,44E+05	212,3384	232,7826	23,51251	5,878128	211,2399	211,2399	130,0001
	Temperature C	256,1526	214,9756	108,1148	108,1148	108,1148	30	31,81324	52,15276	100,2405	25	53,49973	100,2405	99,62897	56,52098	108,1148	108,1148	52,16408	52,16408	100,2405
	Pressure bar	3	2,15	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	Vapor Frac	1	1	0	0,8804489	1	0	0	0	1	0	0	0,4	0	0	0	0	0	0	0
	Liquid Frac	0	0	0,8179069	0,097767	0	1	1	1	0	1	1	0,6	1	1	0,8179069	0,8179069	1	1	1
	Solid Frac	0	0	0,1820931	0,021784	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,1820931	0,1820931	0	0	0
	Enthalpy cal/mol	-55919,36	-56262,25	-69428,01	-58609,63	-57140,1	-68221,42	-67995,93	-67560,17	-57204,81	-68116,65	-67798,9	-62808,35	-66966,3	-66583,08	-69428,01	-69428,01	-67560,17	-67560,17	-66544,04
	Enthalpy cal/gm	-3103,996	-3123,029	-2553,914	-3066,627	-3171,758	-3786,864	-3751,29	-3718,163	-3175,349	-3757,95	-3763,411	-3456,647	-3717,195	-3559,713	-2553,914	-2553,914	-3718,163	-3718,163	-3641,528
	Enthalpy cal/sec	-4,35E+06	-1,06E+07	-1,78E+06	-1,25E+07	-1,08E+07	-5,30E+06	-1,85E+07	-2,63E+07	-4,45E+06	-1,85E+07	-5,27E+06	-1,22E+07	-1,26E+07	-1,45E+07	-1,42E+06	-3,55E+05	-1,31E+07	-1,31E+07	-7,76E+06
	Entropy cal/mol-K	-8,06605	-8,083985	-27,63877	-10,87877	-8,603206	-38,67178	-38,19043	-36,91163	-8,774691	-38,59077	-37,32939	-24,05124	-34,94533	-35,17447	-27,63877	-27,63877	-36,91102	-36,91102	-34,23561
	Entropy cal/gm-K	-0,4477338	-0,4487293	-1,016694	-0,569209	-0,4775505	-2,14661	-2,10694	-2,031426	-0,4870694	-2,129027	-2,072096	-1,323656	-1,939761	-1,880523	-1,016694	-1,016694	-2,031392	-2,031392	-1,873495
	Density mol/cc	6,87E-05	5,34E-05	0,0522128	3,61E-05	3,18E-05	0,055273	0,0555351	0,0551935	3,24E-05	0,0556453	0,0547555	8,10E-05	0,0531991	0,0563195	0,0522128	0,0522128	0,0551932	0,0551932	0,0538107
	Density gm/cc	1,24E-03	9,61E-04	1,419404	6,89E-04	5,72E-04	0,9957599	1,006631	1,002884	5,84E-04	1,008628	0,9864373	1,47E-03	0,9583969	1,053436	1,419404	1,419404	1,002878	1,002878	0,9833201
	Average MW	18,01528	18,01528	27,18495	19,11208	18,01528	18,01528	18,12601	18,17031	18,01528	18,12601	18,01528	18,17031	18,01528	18,70462	27,18495	27,18495	18,17031	18,17031	18,27366

APÊNDICE D – Memorial de cálculo da projeção dos equipamentos para análise econômica

Neste apêndice estão apresentados os cálculos para dimensionamento de alguns equipamentos custeados na análise econômica (seção 4.6). Os demais tiveram seu parâmetro A definido por resultados de simulações ou pela literatura, tais como a bomba de osmose reversa, o misturador na etapa de pré-tratamento e os compressores do evaporador e do cristalizador.

Para exemplificar os cálculos, foram usados os dados do cenário S1, exceto onde estiver assinalado outra informação.

D.1 Dimensionamento do bombeamento da água para a torre de resfriamento

Para projeção do bombeamento do efluente tratado para a torre de resfriamento, foi considerada a perda de carga ocorrida na tubulação a partir do local do tratamento até a torre. Neste caso, foram desconsideradas quaisquer singularidades no transporte de fluido, bem como a superação de diferenças de cota.

A altura correspondente à perda de carga na tubulação corresponde à equação D.1.

$$h_p = \frac{fLv^2}{2Dg} \tag{D.1}$$

Onde: f é o fator de atrito; L é o comprimento da tubulação (em metros); v é a velocidade média do fluido (em m/s); D é o diâmetro do tubo; e g é a aceleração da gravidade (9,81 m/s^2).

Para a determinação do fator de atrito, foi usado o Diagrama de Moody, que correlaciona o fator de atrito com o número de Reynolds (*Re*) e rugosidade relativa da tubulação (dada pela razão ε/D, onde ε é a rugosidade absoluta do material de que constitui o tubo). O *Re* é obtido pela equação D.2.

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \tag{D.2}$$

Onde: ρ é a densidade do fluido (em kg/m^3); e μ é a viscosidade dinâmica (em N.s/m^2).

Para o aço-carbono, ε = 0,035 mm. Foi considerado o diâmetro de tubulação de 8” com espessura de 2,77 mm, o que implica em D = 0,21 m.

No caso do escoamento, a densidade foi assumida como dependente da temperatura. Pelos balanços de massa e energia obtidos pelas simulações do Aspen, chegou-se nas seguintes densidades: 995,8 kg/m^3 para a água obtida do evaporador (a 30°C) e 958,4 kg/m^3 da água do

cristalizador (a 99,6°C). No caso da água obtida da osmose, foi considerada a densidade da água pura a 25°C, ou seja, 997,0 kg/m^3. Fazendo-se uma média ponderada entre as vazões e as densidades, chegou-se em ρ = 992,8 kg/m^3. A viscosidade considerada foi de μ = 1,002 x 10^{-3} N.s/m^2, e a velocidade do fluido foi definida como a razão entre a vazão volumétrica final e a área de escoamento. No caso, v = 1,94 m/s.

Com estes dados, foi possível obter os valores de *Re* (4,12 x 10^5) e ε/D (1,64 x 10^{-4}). Pelo diagrama de Moody, foi retirado o valor de *f* = 0,0155.

A perda de carga, calculada pela equação D.1, ficou em 2,7 m. Com base nestes dados, é possível calcular a potência útil (potência fornecida ao fluido) (Equação D.3):

$$P_{útil} = \dot{m} g h_p \tag{D.3}$$

O valor obtido da equação D.3 é 1,88 kW. Considerando-se uma eficiência (razão entre a energia útil e a total) de 89% para uma bomba de deslocamento positivo, chegou-se no valor de 2,11 kW.

Foi também realizado um teste para o bombeamento entre equipamentos. No caso, foi considerada a mesma distância de 200 m, mas para a maior vazão de processo fora a osmose reversa, que possui sistema de bombeamento considerado separadamente. Essa vazão, portanto, é a de concentrado que sai da osmose a 48,9 m^3/h.

Assumindo as mesmas condições de operação do dimensionamento para a torre, chegaram-se nos seguintes valores: v (m/s) = 0,38 m/s; ε/D = 1,64 x 10^{-4}; *f* = 0,019; h_p = 0,13 m; $P_{útil}$ = 1,7 x 10^{-5} kW e P_{total} = 1,9 x 10^{-5} kW.

Outro teste ainda foi realizado, agora para uma velocidade de fluido próxima do caso-base. Para tal, foi usado um tubo de 3”, com diâmetro interno de 0,085 m. Os seguintes valores foram obtidos pelas equações anteriores: v (m/s) = 2,41 m/s; ε/D = 4,13 x 10^{-4}; *f* = 0,0185; h_p = 12,95 m; $P_{útil}$ = 1,73 x 10^{-3} kW e P_{total} = 1,94 x 10^{-3} kW.

É possível concluir, neste caso, que mesmo para condições de maior velocidade de escoamento, a potência total da bomba continua sendo muito menor em comparação com o bombeamento do sistema de tratamento para a torre de resfriamento. Neste caso, a operação do bombeamento entre equipamentos pode ser desprezada.

D.2 Dimensionamento do evaporador

Para o dimensionamento do evaporador, foi usado o dado de calor trocado no equipamento calculado pelo software Aspen Plus. No caso, q = 2,56 x 10^6 cal/s.

As temperaturas de entrada e saída das correntes quente e fria foram (@ 1 bar): $T_{fria,in}$ = 51,7°C; $T_{quente,in}$ = 255,6°C (@ 3 bar); $T_{fria,out}$ = 99,8°C (com fração de vapor = 0,4); $T_{quente,\ out}$ = 56,2°C.

Por conta da complexidade do fenômeno de troca de calor dentro do equipamento real, a modelagem levou em conta um modelo simplificado, baseado em trocadores de calor em série. Eles estão listados na Tabela D.1.

Tabela D.1. Dados dos trocadores dimensionados na modelagem do evaporador

	Trocador 1	Trocador 2	Trocador 3	Trocador 4
$\dot{m}_{quente}$ (kg/s)	3,95			
$\dot{m}_{fria}$ (kg/s)	9,65			
$T_{quente,in}$ (°C)	255,6	133	133	115,2
$T_{quente,out}$ (°C)	133	133 (condensação)	133 (condensação)	56,2
$T_{fria,in}$ (°C)	99,8	99,8	76,5	52,4
$T_{fria,out}$ (°C)	99,8 (evaporação)	99,8 (evaporação)	99,8	76,5
U (kJ/s.m^2.K)	4,12	4,12	3,97	1,28
ΔT (K)	79,3	33,2	43,8	15,0
A (m^2)	2,96	58,2	5,41	51,0

No chamado Trocador 1, foram consideradas as vazões de vapor a 3 bar cedendo calor para a corrente fria evaporar até y = 0,41, dado este retirado da simulação via Aspen Plus. Por meio da equação D.4, foi obtida a energia cedida pelo vapor até o ponto de condensação a 3 bar (133°C) e pela equação D.5, a energia necessária para evaporar a corrente fria até a fração destacada.

$$\dot{q}_e = \dot{m}.c_{esp}.\Delta t \tag{D.4}$$

$$\dot{q}_l = y.\dot{m}.\lambda \tag{D.5}$$

Onde $\dot{m}$ é a vazão mássica (em kg/s), c_{esp} é o calor específico (para vapor foi considerado o valor médio de 1,996 kJ/(kg.K); para líquido, esse valor é 4,187 kJ/(kg.K)), Δt a diferença de temperatura da corrente de vapor na saída e na entrada do trocador e λ o calor latente de vaporização/condensação (considerado o valor médio de 2.252 kJ/kg).

Desta maneira, obtiveram-se $\dot{q}_{quente}$ = 965,8 kJ/s e $\dot{q}_{fria}$= 8915 kJ/s. Ou seja, no Trocador 1 há calor cedido da corrente quente para a evaporação de apenas uma parte da corrente fria.

Com base em $\dot{q}_{quente}$, foi dimensionado o Trocador 1 pela equação D.6. Para um evaporador de filme descendente com ponto de ebulição a 100°C, o coeficiente global de troca térmica (U) é 4,12 kJ/(s.m^2.K) (GREEN; PERRY, 2008).

$$\dot{q} = U.A.\Delta T \tag{D.6}$$

O ΔT da equação D.6 é a diferença de temperaturas entre a corrente quente e fria, sendo a força motriz do processo de troca térmica. Para um trocador contracorrente, ΔT é dado pela equação D.7 (KERN, 1983).

$$\Delta T = \frac{(\mathrm{Tquente,in} - \mathrm{Tfria,out}) - (\mathrm{Tquente,out} - \mathrm{Tfria,in})}{\ln\frac{(\mathrm{Tquente,in} - \mathrm{Tfria,out})}{(\mathrm{Tquente,out} - \mathrm{Tfria,in})}} \tag{D.7}$$

Essa diferença de temperatura é comumente chamada de diferença de temperatura média logarítmica. Para o Trocador 1, ΔT = 79,3°C. Com isso, chegou-se em A_1 = 2,96 m^2.

Para o Trocador 2, foi considerada a troca térmica entre as correntes quente e fria envolvendo os fenômenos de condensação e evaporação, respectivamente. A partir da quantidade de calor da evaporação da corrente fria menos a energia associada ao calor específico da corrente quente computada no Trocador 1, foi possível obter o quanto de energia a corrente quente do Trocador 2 deveria suprir à corrente fria em evaporação.

A diferença obtida nesse cálculo foi de 7949 kJ/s. Com isso, calculou-se a fração de corrente quente condensada necessária para essa troca térmica. A partir da equação D.5 e os dados da corrente quente, chegou-se em y = 0,894, isto é, 89,4% da massa total da corrente quente foi condensada para se evaporar a fração não-evaporada no Trocador 1.

Para projeção do Trocador 2, foi usado, novamente, o coeficiente U de evaporador de filme descendente (4,12 kJ/(s.m^2.K)). A diferença de temperatura foi a subtração simples da

temperatura maior pela menor, chegando-se em 33,2°C. Com isso, a área do Trocador 2 foi de 58,2 m^2.

No caso do Trocador 3, considerou-se a condensação do restante da corrente quente (ou seja, 1-y = 0,106), para o aquecimento da corrente fria até 99,8°C. Desta maneira, a energia transferida da corrente quente foi calculada novamente pela equação D.5, com y = 0,104. O calor de condensação cedido foi, então, de 942 kJ/s. Com essa energia, foi estimada a temperatura de entrada da corrente fria no Trocador 3 pela equação D.4, chegando-se no valor $T_{fria,in}$ = 76,5°C.

Além disso, foi possível calcular a área de troca. Para U = 3,97 kJ/(s.m^2.K) (GREEN; PERRY, 2008), considerando um trocador de calor vapor em condensação – água de caldeira e ΔT = 43,8°C, a área do Trocador 3 foi de 5,41 m^2.

Por fim, o Trocador 4 foi dimensionado tendo-se em conta alguns cuidados. Os cálculos anteriores foram realizados para a vazão quente a 3 bar. Na passagem para 1 bar, adotou-se num primeiro momento a hipótese de que a expansão seria isotérmica, com o trabalho correspondente sendo convertido totalmente em calor. No entanto, ao se realizar o balanço de massa chegou-se em uma troca térmica superior ao que indicavam as temperaturas de entrada e saída das correntes. Com isso, uma segunda hipótese foi formulada: realizou-se o ajuste da temperatura quente de entrada (via de regra menor que a temperatura inicial, ainda de 133°C) até se atingir a quantidade de energia necessária para aquecer a corrente fria na temperatura correta (de entrada no Trocador 3) e considerou-se que o calor correspondente às duas temperaturas foi perdida para o ambiente (no caso, essa perda foi de 254 kJ/s). Neste balanço, chegou-se que a entrada da corrente quente era de 115,2°C, com decréscimo de pressão assumida dentro do trocador até se chegar a 1 bar na saída dessa corrente.

Com as temperaturas (lembrando que as temperaturas de saída da corrente quente e de entrada da corrente fria foram fornecidas pelo software Aspen Plus), foi dimensionado o Trocador 4. Neste caso, o coeficiente U escolhido foi o de um tubular água-água, com valor de 1,28 kJ/(s.m^2.K) e ΔT = 15,0°C. A área, enfim, do Trocador 4, foi de 51,0 m^2.

O evaporador, portanto, foi dimensionado com área total A = 117,6 m^2.

D.3 Dimensionamento do cristalizador

O software Aspen Plus forneceu como vazão de entrada do cristalizador 3,73 m^3/h. A literatura, por sua vez, reporta tempos de residência entre 2 a 6 horas (GREEN; PERRY, 2008). Essas informações são suficientes para projetar o equipamento, uma vez que o volume do cristalizador é obtido multiplicando-se a vazão pelo tempo de residência. Neste caso, o volume considerado foi de 14,9 m^3.

D.4 Dimensionamento do tanque para precipitação

De modo similar ao dimensionamento do cristalizador, o volume do tanque para pré-tratamento (precipitação) foi estimado multiplicando-se a vazão do efluente de entrada na unidade de osmose reversa pelo tempo de residência que, como especificado na seção 4.3 é de 5 minutos para S2 e 14 minutos para S3, S4 e S5.

D.5 Dimensionamento do trocador de calor 1

O Trocador de calor 1 foi dimensionado a partir da equação D.6, onde:

- Q = 433,0 kJ/s;
- U = 1,28 kJ/(s.m^2.K), para um trocador tubular água-água (GREEN; PERRY, 2008);
- ΔT = 12,0°C, obtido pela equação E.7. As temperaturas usadas foram: $T_{quente,in}$ = 56,2°C; $T_{quente,out}$ = 30°C; $T_{fria,in}$ = 25°C; $T_{fria,out}$ = 32,7°C.

A área obtida a partir desse cálculo foi A = 28,34 m^2.

D.6 Dimensionamento do trocador de calor 2

O Trocador de calor 2, a exemplo do evaporador, possui mudanças de fase e corrente com pressão acima de 1 bar. Neste caso, o procedimento de dimensionamento foi similar ao do evaporador, com a modelagem dos trocadores em série. Os dados de processo foram obtidos pelo software Aspen Plus. Essas informações, bem como os parâmetros de cada trocador, estão apresentadas na Tabela D.2. Nos cálculos de ΔT, foi considerada a equação D.7.

Tabela D.2. Dados dos trocadores dimensionados na modelagem do Trocador de calor 2

	Trocador 1	Trocador 2	Trocador 3	Trocador 4	Trocador 5
$\dot{m}_{quente}$ (kg/s)			9,41		
$\dot{m}_{fria}$ (kg/s)			10,6		
$T_{quente,in}$ (°C)	218,5	208,3	123,2	123,2	123,2
$T_{quente,out}$ (°C)	208,3	123,2	123,2 (condensação)	123,2 (condensação)	99,6
$T_{fria,in}$ (°C)	100	100	100	73,7	56,3
$T_{fria,out}$ (°C)	108	100 (evaporação)	100 (evaporação)	100	73,7
U (kJ/s.m^2.K)	3,41	3,41	1,85	3,97	1,28
ΔT (K)	109,3	55,2	23,2	34,7	46,4
A (m^2)	4,80	8,49	467,5	8,49	13,1

O Trocador 1 foi dimensionado com base no aquecimento da corrente fria do ponto de ebulição (assumido como 100°C) até a temperatura final obtida por simulação (108°C).

Como se trata de uma mistura vapor-líquido-sólido na proporção 0,902-0,096-0,002, foi feita uma média ponderada do calor latente do vapor e do líquido. O calor específico do sólido foi desconsiderado. Pela equação D.4 e com o calor específico ponderado (2,202 kJ/(kg.K)), chegou-se numa troca térmica de 190,1 kJ/s.

Essa energia veio da corrente quente, com temperatura de saída do trocador de 218,5°C, dado obtido via simulação. A partir da troca térmica calculada, e novamente pela equação D.4 e com o calor específico do vapor já adotado em cálculos anteriores, chegou-se na temperatura de entrada no trocador 1 de 208,3°C.

Pela equação E.6, com coeficiente U = 3,41 kJ/(s.m^2.K) encontrado para vapor-solução aquosa em ebulição em serpentinas (GREEN; PERRY, 2008), ΔT = 109,3°C obtido pela diferença logarítmica, chegou-se numa área de 4,8 m^2.

A troca térmica da corrente quente entre a temperatura de saída (218,5°C) e a temperatura de vaporização a 2,2 bar (123,2°C) foi calculada como sendo 1788,9 kJ/s. Descontado o calor do primeiro trocador, o segundo trocador tem $\dot{q}$ = 1598,8 kJ/s. Esse calor é transferido para a corrente fria para vaporização da solução. Com a equação D.5 e a taxa de energia transferida, é possível chegar em y = 0,0667, ou seja, 6,67% do total de vapor da corrente fria é obtida no trocador 2.

Com a equação E.6, U = 3,41 kJ/(s.m^2.K), ou seja, com aproximação similar ao trocador 1, e ΔT = 55,2°C como diferença logarítmica, obteve-se A = 8,49 m^2.

A corrente fria, por dados de simulação, evaporou uma fração y = 0,9 da corrente total do fluido. Desta maneira, subtraindo a fração evaporada no Trocador 2 e usando a equação da troca térmica por calor latente com os respectivos coeficientes, obteve-se um valor de $\dot{q}$ = 20018 kJ/s. Essa é a energia liberada pelo lado quente, que sofre o processo de condensação.

Novamente usando a equação E.6, com o $\dot{q}$ acima mencionado, U = 1,85 kJ/(s.m^2.K) para vaporizador água-vapor condensando (GREEN; PERRY, 2008) e ΔT = 23,2°C, neste caso a diferença simples das temperaturas de vaporização e condensação, foi calculada a área do Trocador 3, retirando-se A = 467,5 m^2.

O Trocador de calor 4 considerou a condensação da fração restante da corrente quente. A diferença entre a energia associada ao calor latente da evaporação e da condensação foi de 1171 kJ/s. Esse déficit foi coberto pelo aquecimento da corrente fria até 100°C. Pelos balanços de energia das correntes com $\dot{q}$ = 1171 kJ/s, chegou-se que a temperatura de entrada da corrente fria nesse trocador é de 73,7°C.

Pela equação D.6, com a taxa de calor em questão, U = 3,97 kJ/(s.m^2.K) para um trocador tubular vapor em condensação-água de processo em caldeira (GREEN; PERRY, 2008) e ΔT = 34,7°C pela diferença logarítmica, foi calculada a área do Trocador 4, cujo resultado foi de 8,49 m^2.

Finalmente, para o Trocador 5, ocorreu a troca de calor para mudanças de temperatura das correntes quente e fria. Pelas simulações computacionais, a corrente fria entra no trocador a 56,2°C, enquanto a quente sai a 99,6°C. Com base nas demais temperaturas já obtidas nos cálculos anteriores, foi possível obter $\dot{q}$ = 928,6 kJ/s para o balanço de energia da corrente quente. A diferença entre os balanços da corrente quente e fria chegou a 151,4 kJ/s, representando 0,6% do total de calor global.

Analogamente ao Trocador 4 do evaporador, foi assumida a hipótese de uma expansão isotérmica do líquido de maior pressão (originalmente o fluido quente) ao longo do trocador.

Com base no $\dot{q}$ acima informado, e tendo U = 1,28 kJ/(s.m^2.K) e ΔT = 46,4°C pela diferença logarítmica, chegou-se na área de 13,1 m^2 para o Trocador 5.

Logo, a área total do Trocador de calor 2 é de 502,4 m².

Apesar de não ter sido usado o valor de calor trocado global fornecido pela simulação, a troca de calor total obtida nos balanços do dimensionamento foi bastante próxima daquele montante. A diferença entre o calor total retirado por simulação e o calculado no problema para a corrente fria foi de 0,64%.