



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE  
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

## **Simulação Dinâmica de uma Torre de Stripper**

**Mestranda: JULIANA ZEYMER AUAD PAFFER**

**Orientador: ROMILDO PEREIRA BRITO**

**CAMPINA GRANDE-PB**

**Março 2015**

**JULIANA ZEYMER AUAD PAFFER**

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA TORRE DE STRIPPER**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande, como requisito exigido para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

**Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos Químicos**

**Orientador: Romildo Pereira Brito**

**Campina Grande**

**Março 2015**

**FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG**

Rxxxxt Paffer, Juliana Zeymer Auad.

Simulação Dinâmica de uma Torre de Stripper / Juliana Zeymer Auad Paffer. — Campina Grande, 2015.

87 f. : il. color

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia

Referências.

Orientador: Romildo Pereira Brito.

1. Simulação. 2. Stripper. 3. Indústria Cloro-Soda. 4. Efluente. I. Título.

CDU –XXX(Xx)

**JULIANA ZEYMER AUAD PAFFER**

**SIMULAÇÃO DINÂMICA DE UMA TORRE DE STRIPPER**

**DISSERTAÇÃO APRESENTADA EM \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_**

**BANCA EXAMINADORA**

---

**Prof. Romildo Pereira Brito**

Centro de Ciências e Tecnologia da UFCG

(Orientador)

---

**Prof. Luis Gonzaga Sales Vasconcelos**

Departamento Eng. Química da UFCG

(Avaliador Interno)

---

**Prof<sup>a</sup>. Karoline Brito**

Departamento Eng. Química da UFCG

(Avaliador Externo)

**Campina Grande**

**Março 2015**

## DEDICATÓRIA

*Ao meu esposo que sempre  
me incentivou a lutar  
pelos meus sonhos.*

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço primeiramente a Deus pela vida e pelas oportunidades que ele me deu.

A minha família que sempre este ao meu lado em todos os momentos e ao meu amado esposo, Eduardo Paffer, que sem o seu incentivo, apoio e compreensão nunca teria conseguido.

A Júlio Inácio, que lutou para nos dar a oportunidade de realizar mais uma turma de mestrado, nos incentivou e nos apoiou sempre que precisávamos..

Ao Luciano Pedrosa pela generosidade no compartilhamento do conhecimento e paciência nos momentos de discussão.

Ao amigos Dorival Freire e Ângelo Athanasakis pelo apoio e ajuda nos momentos de dificuldades.

A BRASKEM, não só pela disponibilização da turma e de toda estrutura necessária, como também pelo incentivo ao crescimento e a busca constante pelo conhecimento.

Ao Professor Romildo pela orientação segura e objetiva.

Ao Professor Jailson pela coordenação e apoio na condução do curso.

## SUMÁRIO

DEDICATÓRIA.....	4
AGRADECIMENTOS .....	5
LISTA DE FIGURAS .....	8
LISTA DE TABELAS .....	11
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS .....	12
RESUMO .....	14
ABSTRACT .....	15
CAPÍTULO 1 .....	16
1 – INTRODUÇÃO.....	16
1.1– Justificativa .....	17
1.2 – Avaliação Econômica e Ambiental .....	17
1.3 – Objetivos .....	18
1.3.1– Geral .....	18
1.3.2 – Específicos .....	18
CAPÍTULO 2 .....	19
2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	19
2.1 – Processo da indústria de cloro e soda através da tecnologia diafragma .....	19
2.2 – Processo de Stripping de Água Clorada .....	22
CAPÍTULO 3 .....	24
3 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO .....	24
3.1 - Escolha do simulador e do modelo termodinâmico .....	24
3.2 - Simulação da torre de stripper de cloro objeto de estudo .....	26
CAPÍTULO 4 .....	39
4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES .....	39
4.1 - Verificação dos Resultados .....	39
4.2 – Simulação no Estado Estacionário .....	40
4.3 – Simulação Dinâmica .....	43
4.3.1 - Simulação Dinâmica – Controladores em Automático .....	43
4.3.2 – Simulação Dinâmica – Controladores em Cascata .....	48

4.3.3 - Simulação Dinâmica – Controladores Sintonizados	52
CAPÍTULO 5 .....	59
5 – CONCLUSÕES .....	59
CAPÍTULO 6 .....	61
6 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	61
REFERÊNCIAS .....	62

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema simplificado do processo de uma indústria cloro e soda através da tecnologia diafragma de Alagoas. ....	20
Figura 2 – Esquema da área de processamento de cloro. ....	21
Figura 3 – Esquema da área de resfriamento de cloro. ....	22
Figura 4 – Tela do <i>Guidelines</i> do <i>Aspen Plus</i> com os modelos termodinâmicos. ....	25
Figura 5 – Torre de stripper de água clorada de Alagoas. ....	26
Figura 6 – Esquema da torre de stripper de cloro. ....	27
Figura 7 – Esquema de um prato utilizado na modelagem matemática da coluna. ....	28
Figura 8 – Tela do Aspen com os componentes inseridos. ....	30
Figura 9 – Fluxograma da torre de stripper. ....	31
Figura 10 – Especificação da condição de operação da bomba de retirada de água declorada. ....	32
Figura 11 – Especificação da condição de operação do desuperaquecedor. ....	32
Figura 12 – Especificações da condição de operação do economizador. ....	33
Figura 13 – Especificação da condição de operação do resfriador. ....	34
Figura 14 – Especificação da condição de operação da válvula de controle. ....	34
Figura 15 – Especificação das condições de operação da torre de stripper. ....	35
Figura 16 – Especificações para o modo dinâmico no <i>Aspen Plus</i> . ....	36
Figura 17 – Tela do resultado da checagem da pressão do sistema. ....	36
Figura 18 – Tela inicial do <i>Aspen Dynamics</i> . ....	37
Figura 19 – Tela inicial do <i>Aspen Dynamics</i> . ....	38
Figura 20 – Iniciando a simulação no modo <i>Dynamic</i> . ....	38
Figura 21 – Visualização dos resultados. ....	39
Figura 22 – Resultado das temperaturas das correntes de entrada e saída da Stripper com a variação da potência do Economizador. ....	41
Figura 23 – Resultado da vazão das correntes de TOPO e VAPORSAT com a variação da potência do Economizador. ....	41
Figura 24 – Fluxograma de processo do sistema de tratamento da água clorada utilizado para a simulação dinâmica. ....	43
Figura 25 – Tela da simulação dinâmica com a configuração do bloco ECONOM aberto com o campo, onde foram realizadas as alterações, marcado de vermelho. ....	44
Figura 26 – Comportamento da potência do Economizador com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do mesmo. ....	45

Figura 27 – Comportamento das temperaturas das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em automático. ....	45
Figura 28 – Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em automático. ....	46
Figura 29 – Comportamento do controlador TIC durante a simulação dinâmica. ....	47
Figura 30 – Comportamento do controlador FIC durante a simulação dinâmica. ....	47
Figura 31 – Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica. ....	48
Figura 32 – Tela da simulação ao colocar o controlador de vazão (FIC) em cascata ao clicar no botão marcado em vermelho. ....	48
Figura 33 – Comportamento da potência do Economizador com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do mesmo com os controladores FIC e TIC em cascata. ....	49
Figura 34 – Comportamento da temperatura das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata. ....	49
Figura 35 – Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata. ....	50
Figura 36 – Comportamento do controlador TIC durante a simulação dinâmica com os controlador FIC em cascata com o TIC. ....	51
Figura 37 – Comportamento do controlador FIC em cascata durante a simulação dinâmica. ....	51
Figura 38 – Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica com o controlador FIC em cascata. ....	52
Figura 39: Controlador FIC com destaque para o botão “Tune” ....	52
Figura 40: Tela “Tune” para iniciar a sintonia do controlador FIC. ....	53
Figura 41: Tela “Tune” com os resultados do teste para a sintonia do controlador FIC. ....	53
Figura 42: Tela “Tuning parameter” para a sintonia do controlador FIC. ....	54
Figura 43: Tela “Tuning parameter” com os parâmetros preenchidos para a sintonia do controlador FIC. ....	54
Figura 44: Comportamento do controlador FIC durante a sintonia da malha. ....	55
Figura 45: Comportamento do controlador TIC durante a sintonia da malha. ....	55

Figura 46: Comportamento da temperatura das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata e sintonizados. ....	56
Figura 47: Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata e sintonizados.....	56
Figura 48: Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica com o controlador FIC em cascata e sintonizado. ....	57
Figura 49: Comportamento do controlador FIC em cascata e sintonizado durante a simulação dinâmica. ....	57
Figura 50: Comportamento do controlador TIC em cascata e sintonizado durante a simulação dinâmica. ....	58

**LISTA DE TABELAS**

Tabela 1- Especificações das correntes de entrada da torre de stripper. ....	30
Tabela 2 - Comparação dos resultados gerados com os de projeto. ....	40
Tabela 3 - Resultado de temperatura e vazão das correntes da stripper com. a alteração da potência do Economizador .....	42
Tabela 4 - Resultado de temperatura e vazão das correntes da stripper com. a alteração da potência do Economizador .....	44

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<b>CARGA</b>	Corrente de Água Clorada a 40°C
<b>CARGAPAQ</b>	Corrente de Água Clorada Pré Aquecida
<b>Cl<sub>2</sub></b>	Cloro
<b>DCE</b>	Dicloroetano
<b>ECONOM</b>	Trocador de Calor Chamado de Economizador
<b>EDR</b>	Aspen Exchanger Desing & Rating
<b>ElecNRTL</b>	Electrolyte
<b>FC</b>	Controlador de Fluxo
<b>FRP</b>	Fibra de Vidro
<b>FUNDO</b>	Corrente de Fundo da Stripper
<b>FV</b>	Válvula de Fluxo
<b>g</b>	Gasoso
<b>g/l</b>	Gramas por Litro
<b>H<sub>2</sub></b>	Hidrogênio
<b>H<sub>2</sub>O</b>	Água
<b>HCl</b>	Ácido Clorídrico
<b>HOCl</b>	Ácido Hipocloroso
<b>kg/hr</b>	Kilograma por Hora
<b>Kgf/cm<sup>2</sup></b>	Kilograma Força por Centímetro Quadrado
<b>KW</b>	Kilo Watts
<b>KW/m<sup>2</sup>/k</b>	Kilo Watts por Metro Quadrado por Kelvin
<b>l</b>	Líquido
<b>LIC</b>	Controlador de Nível
<b>NaCl</b>	Cloreto de Sódio
<b>NaOH</b>	Hidróxido de Sódio
<b>ONU</b>	Organização das Nações Unidas
<b>PPGEQ</b>	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química
<b>ppm</b>	Parte Por Milhão
<b>PRFV</b>	Plástico Reforçado com Fibra de Vidro
<b>sol</b>	Solução
<b>TIC</b>	Controlador de Temperatura
<b>TOPO</b>	Corrente de Topo da Stripper

**UFCG** Universidade Federal de Campina Grande

**VAPORSAQ** Corrente de Vapor Super Aquecida

**VAPORSAT** Corrente de Vapor Saturado

## RESUMO

Um dos efluentes gerados na indústria de cloro e soda é uma corrente ácida (água saturada de cloro). Esta corrente deve passar por um sistema de tratamento antes de ser descartado, devido ao potencial de dano que este pode causar à flora e à fauna marinha, além de infringir as regulamentações ambientais. Visando reduzir o consumo de energia e atender à especificação do efluente, o objetivo deste trabalho é realizar e avaliar a simulação dinâmica de um sistema de tratamento de efluente ácido. O sistema estudado é composto por uma coluna de stripper e um trocador de calor que pré aquece a corrente de alimentação. O estudo se concentrou em avaliar o comportamento do sistema no estado estacionário e dinâmico frente a alterações nas condições de operação do trocador de calor. As simulações foram realizadas no Aspen<sup>TM</sup> e validados com dados da planta industrial. De acordo com os resultados, reduzindo a eficiência de troca de calor do trocador leva no aumento do consumo de energia e o efluente fica fora das especificações. Desta forma, é muito importante manter a eficiência do trocador de acordo com a de projeto e os controladores sintonizados.

**Palavras-chave:** simulação, indústria cloro-soda, cloro, efluente, stripper.

## **ABSTRACT**

One of the effluents generated by chlor-alkali plant is an acid stream (saturated water chlorine). This stream must pass through a treatment system before being discarded because of damage potential that this may cause to the flora and marine fauna, in addition to breaching environmental regulations. In order to reduce energy consumption and meet the effluent specification, the objective is to implement and evaluate the dynamic simulation of an acid wastewater treatment system. The system is composed of a column stripper and a heat exchanger that heats the pre feed stream. The study focused on evaluating the system behavior in the steady state and dynamic against changes in operating conditions of the heat exchanger. The simulations were accomplished by the simulator Aspen™ and validated with data from industrial plant. According to the results, reducing the efficiency of heat exchanger can make the power consumption increase and the effluent is out of specification. This way, it is very important to keep the heat exchange efficiency according to design and tuned controls.

**Keywords:** simulation, chlor-alkali plant, chlorine, wastewater, stripper.

## CAPÍTULO 1

### 1 – INTRODUÇÃO

A importância da indústria de cloro e soda no mundo é indiscutível. Estes produtos estão entre os dez produtos químicos mais produzidos no mundo e estão ligados à maioria da produção de outros produtos que são utilizados no dia-a-dia da sociedade (O'Brien et al., 2005).

As aplicações do cloro são diversas e variam desde a produção do gás lacrimogênio até o tratamento de água. Os principais segmentos do mercado mundial que consomem cloro são vinílicos (33%) e produtos orgânicos (19%). Já o mercado de soda está dividido principalmente entre produtos orgânicos (18%), papel e celulose (16%) e produtos inorgânicos (15%) (Junior, 2006).

Atualmente, o Brasil tem uma demanda de soda cáustica maior do que a oferta interna, o que faz com que 39,47% do consumo interno sejam atendidos por importações (Nogueira, 2011). Este cenário faz com que as indústrias brasileiras de cloro e soda busquem continuamente maior competitividade no mercado através de várias frentes, onde uma delas é a otimização de processos. Esta otimização busca a redução de custos, aumento da produção e da qualidade através de melhores condições de operação de processos.

Sabendo que as condições de processo da planta não são constantes, variáveis de processo podem ser alteradas através de controladores automáticos e na atuação dos operadores. Com o objetivo de conhecer o comportamento dinâmico do processo, a simulação computacional é muito utilizada para auxiliar no projeto de controladores e estudar comportamentos do sistema (Stephanopoulos, 1998).

Uma ferramenta muito importante utilizada hoje para estudar comportamentos de sistemas é a simulação dinâmica de processos, que permite determinar e avaliar tanto variáveis difíceis de medir, como as internas do processo, como variáveis mensuráveis, possibilitando maior compreensão dos fenômenos físicos do sistema. Também é possível realizar distúrbios no sistema que dificilmente seriam realizadas na prática, tanto por fatores de segurança como econômicos (Maneguelo, 2007).

## **1.1– Justificativa**

No mundo existem 1,4 bilhões de quilômetro cúbicos de água, mas apenas 2,5% são de água potável, segundo informações da ONU (2011). Este volume de água está dividido entre geleiras ou na forma de neve em regiões montanhosas (70%), lençóis freáticos (29,7%) e 0,3% em rios e lagos. Do total de água potável consumida no mundo, 22% é destinada à indústria (Graciliano, 2012).

Com este cenário, existem fiscalizações severas tanto para o consumo quanto para o descarte de água pelas indústrias. Além da responsabilidade social, a correta utilização da água na indústria impacta também no custo de produção.

Um dos efluentes gerados na indústria de cloro e soda é a água com alta concentração de cloro ( $\text{Cl}_2$ ), chamada de água clorada, que não pode ser confundida com hipoclorito de sódio. Esta água, proveniente do processamento de cloro em uma indústria de cloro e soda, está saturada de cloro e deve passar por um sistema de tratamento antes de ser descartada, em função de estar fora das especificações de órgãos ambientais, o que pode provocar sérios danos à flora e fauna marinha.

Desta forma, a indústria de cloro e soda, com o objetivo de remover o cloro da água, utiliza uma torre de stripper para o tratamento desta água. Este processo faz com que a água esteja dentro dos limites aceitáveis de descarte de efluentes.

## **1.2 – Avaliação Econômica e Ambiental**

O presente trabalho possui forte motivação de aspectos econômicos e ambientais por possibilitar a redução de custos e maior controle na qualidade do efluente ao otimizar o processo de stripping de água clorada. A estimativa de redução de custo operacional baseia-se na otimização do consumo de vapor. Com o processo de stripping de cloro ocorrendo de modo otimizado, é possível eliminar a concentração de cloro na corrente de água com o consumo mínimo de vapor. Desta forma, além da redução do consumo de vapor, reduz também o envio de vapor junto com a corrente de cloro para o sistema de resfriamento e um possível envio de cloro para o efluente.

## **1.3 – Objetivos**

### **1.3.1– Geral**

O objetivo geral deste trabalho é realizar e analisar a simulação dinâmica de uma torre de stripper de cloro, usando como estudo de caso uma indústria de cloro e soda de Alagoas, com o fim de melhorar a operação do sistema, reduzindo o consumo de vapor e aumentando a remoção de cloro da água.

### **1.3.2 – Específicos**

Os objetivos específicos são:

- ✓ Realizar a modelagem e a simulação no estado estacionário da torre de stripper de cloro utilizando como ferramenta o software Aspen Plus™;
- ✓ Realizar a modelagem e a simulação dinâmica da torre de stripper de cloro utilizando como ferramenta o Aspen Dynamics™;
- ✓ Avaliar a operação da torre de stripper para diversas condições operacionais.

## **2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 – Processo da indústria de cloro e soda através da tecnologia diafragma**

A história do cloro iniciou no século 13, com a observação da geração de uma fumaça corrosiva, sufocante e de cor amarela esverdeada durante pesquisas químicas com a água régia. Em 1774 houve a primeira observação de uma possível aplicação do cloro, o efeito branqueador em material vegetal, por Carl Wilhelm Sheele. A partir daí várias aplicações para cloro foram descobertas, como a produção de dicloroetano em 1795 e a síntese do clorofórmio em 1831.

A primeira produção de cloro através da eletrólise da salmoura foi em 1800 pelo Cruikshank, onde nos noventa anos posteriores o método de eletrólise foi utilizado em escala industrial com sucesso (O'Brien et al., 2005).

Existem três tecnologias de produção de cloro e soda utilizadas no mundo: diafragma (46%), membrana (32%) e mercúrio (22%) (Júnior, 2006).

De acordo com Hine (1985), o processo de produção industrial de cloro e soda através da tecnologia de diafragma consiste basicamente em uma área de tratamento de salmoura, eletrólise, evaporação da soda e processamento de cloro e hidrogênio, no entanto na unidade de Alagoas contém também o processo de mineração e produção de dicloroetano (DCE), conforme mostra a Figura 1.

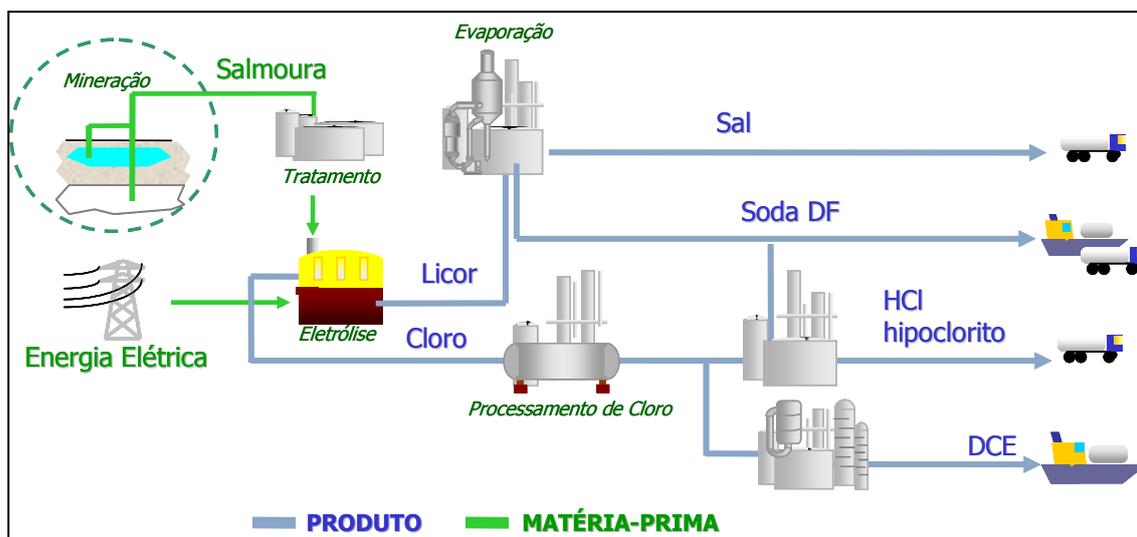
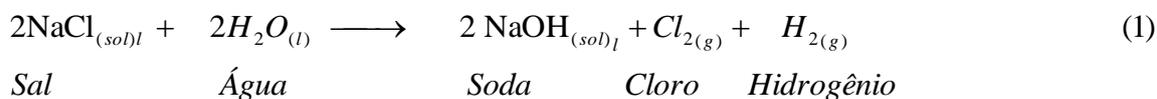


Figura 1 – Esquema simplificado do processo de uma indústria cloro e soda através da tecnologia diafragma de Alagoas.

A solução aquosa de sal a uma concentração de 320 g/l de NaCl, também conhecida como salmoura, é obtida na mineração e encaminhada para o tratamento. Em seguida é filtrada, aquecida, ressaturada e enviada para a eletrólise.

Esta salmoura tratada é injetada na célula onde ocorre a eletrólise, segundo a reação:



Após esta etapa o cloro segue para a área de processamento com o objetivo de retirar a água e as impurezas, através do resfriamento, compressão e liquefação, para posterior envio para a área de produção de dicloroetano (DCE). Já o hidrogênio é distribuído para as caldeiras e para a área de produção de ácido clorídrico e aquecimento da salmoura. A solução aquosa composta por NaOH (12% em massa) e NaCl (17% em massa), também conhecida como licor de células, flui por gravidade para o tanque de licor e posterior envio para a evaporação até a concentração da soda em 50%.

O processamento de cloro tem como objetivo retirar a água e as impurezas como hidrogênio, nitrogênio, oxigênio, dióxido de carbono e sal para a sua possível utilização na produção de DCE. O sistema de processamento de cloro abrange as etapas de resfriamento, filtração, secagem, compressão, liquefação e estocagem/abatimento, conforme mostra a Figura 2.

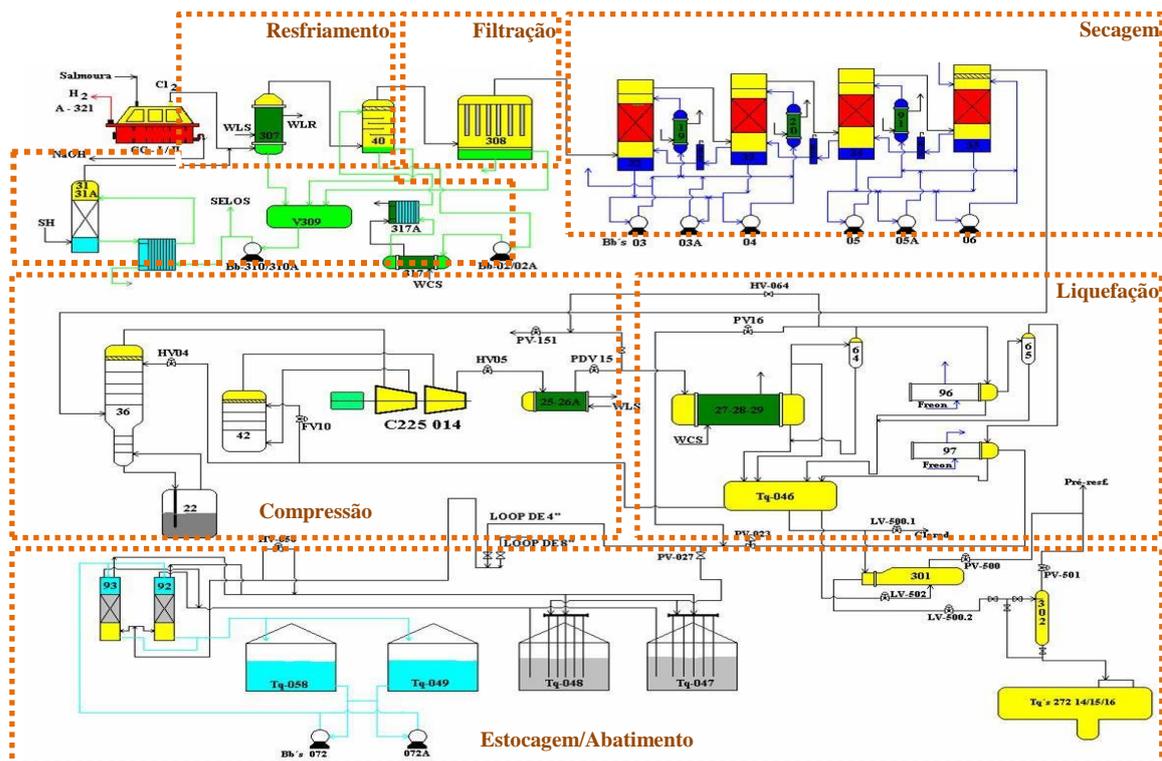


Figura 2 – Esquema da área de processamento de cloro.

O processo de resfriamento de cloro visa eliminar 99% da água que foi arrastada na forma de vapor da eletrólise. Através de dois trocadores de calor, onde o primeiro utiliza água da torre de resfriamento como líquido refrigerante e o segundo utiliza água gelada. A temperatura limite que o cloro pode atingir no resfriamento é de  $10^{\circ}\text{C}$ , pois abaixo desta temperatura há a formação de cristais de hidrato de cloro que dificultam a passagem do gás. No final do processo de resfriamento há um filtro de cloro úmido com o objetivo de reter o teor residual de cloreto de sódio que pode ter sido arrastado com o cloro gás.

A água condensada nos dois estágios de resfriamento é coletada num vaso de água clorada, onde em seguida uma parte é bombeada para a cloração da salmoura com a finalidade de eliminar a amônia, e outra para a torre de stripper que tem a finalidade de retirar o cloro da água, conforme visto na Figura 3.

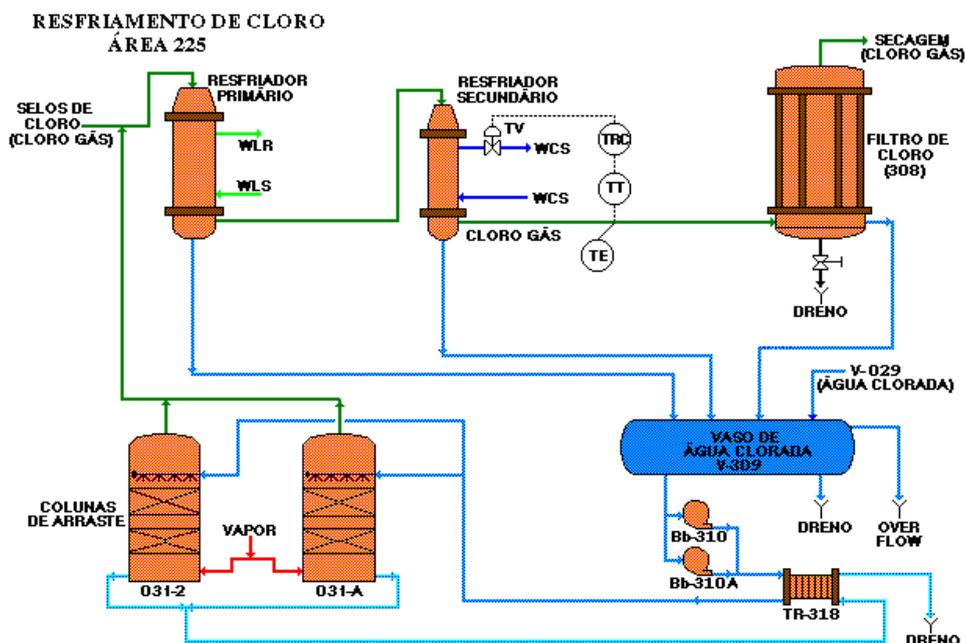


Figura 3 – Esquema da área de resfriamento de cloro.

O vaso de água clorada tem como objetivo a coleta de condensados de água clorada evitando que os mesmos fluam para o efluente, nos quais só iriam poluir e tornar o meio ambiente agressivo devido à liberação do gás cloro contido nesta solução. Este vaso é de PRFV (plástico reforçado com fibra de vidro) com capacidade nominal para 3 m<sup>3</sup>, estando interligado por tubulações aos seguintes equipamentos: header de cloro antes do resfriador primário, resfriador primário, resfriador secundário, filtro e selos de cloro. Também é provido de um sistema de bombeamento, composto por duas bombas, com capacidade individual para 19,4 m<sup>3</sup>/h cuja finalidade é enviar a água clorada para o stripper e selo de cloro (Costa, 2004).

## 2.2 – Processo de Stripping de Água Clorada

A finalidade da torre de stripper de água clorada é eliminar o cloro contido na água retirada do sistema, nos estágios de resfriamento e filtragem tornando-a inofensiva ao meio ambiente. A água com cloro dissolvido segue o seguinte equilíbrio:



Com o objetivo de deslocar o equilíbrio da equação 2 para a esquerda, é injetado HCl na torre de stripper de 22 à 25% de concentração. Desta forma, esta solução fornece

íons  $H^+$  e há a decomposição da parte do cloro que reagiu com a água retornando à forma de  $Cl_2$ .

Com a elevação da temperatura da água clorada próximo ao ponto de ebulição (99,4 °C), através de pré-aquecimento da água clorada e do contato direto com o vapor, o cloro desprende-se da água e sai pela parte superior da torre de stripper, onde é enviada para a entrada do resfriador primário. Já a água praticamente livre de cloro sai pelo fundo da torre onde é enviada diretamente para a área de tratamento de efluentes.

### 3 – MODELAGEM E SIMULAÇÃO

#### 3.1 - Escolha do simulador e do modelo termodinâmico

A simulação de processos é uma ferramenta muito utilizada hoje em dia por engenheiros na indústria química tanto para estudar operações da cada área, como até mesmo para estudar uma planta inteira. Simulações de processos são utilizadas tanto para simulação de estado estacionário como para o dinâmico (Bezzo et al., 2004).

Os avanços alcançados nos últimos anos pela engenharia e a importância da modelagem dinâmica industrial podem ser observados na revisão bibliográfica realizado por Wosny e Jeromin (1994). Com os avanços tecnológicos, hoje é possível realizar simulações dinâmicas de condições e distúrbios operacionais com certa precisão e avaliar fatores de processo, tais como: otimização do controle, segurança operacional, treinamento de operadores, etc.

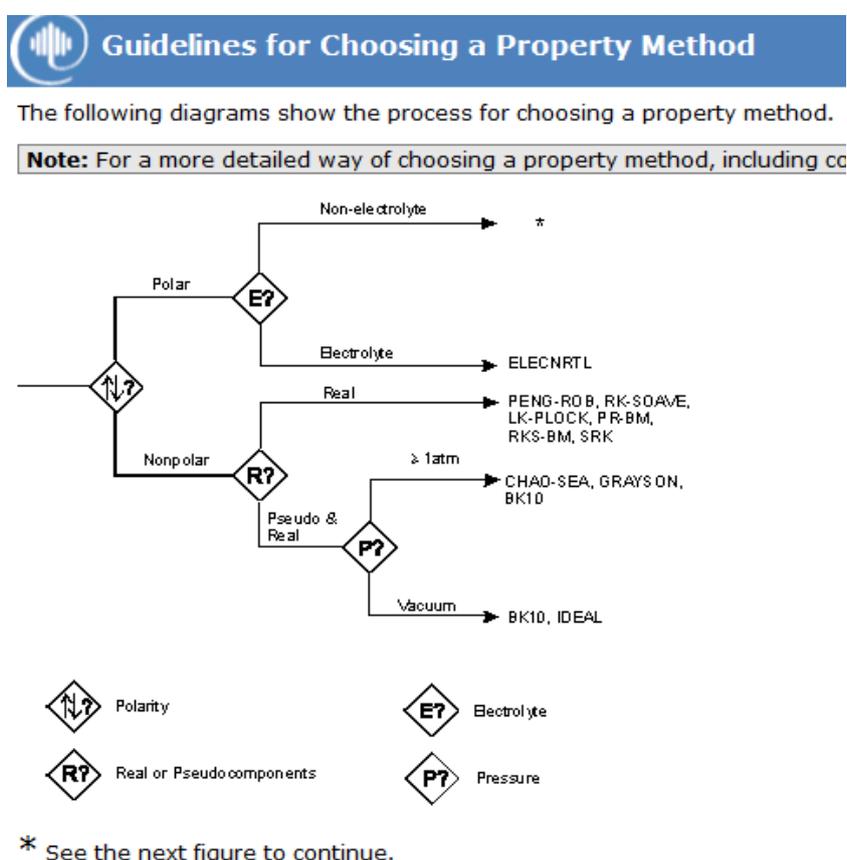
Os softwares comerciais são utilizados em diversos trabalhos na literatura por serem capazes de fornecer uma visão geral do processo. Alguns trabalhos que utilizaram estes softwares são: simulação da coluna de purificação de monocloreto de vinila em Aspen Plus e Dynamics por Bezzo (2004), simulação da partida de uma coluna de destilação em Hysys por Meneguelo (2007), estudo da otimização da produção de amônia a partir da uréia em processo contínua utilizando o Aspen Plus por Sahu (2010), simulação de uma unidade de extração de aromáticos no Aspen Plus por Corrêa (2010) e simulação de uma planta de cogeração utilizando o Aspen por Zheng e Furinsk (2003). Existem inúmeros trabalhos que poderiam ser citados, porém o objetivo é mostrar a importância da utilização destes softwares na análise de processos industriais.

Para escolher o simulador ideal para este trabalho, deve-se observar as características do sistema a ser estudado. A mistura do sistema de objeto de estudo, água clorada, contém na sua solução ácido clorídrico e água, que se caracteriza como uma solução eletrolítica, uma vez que há a dissociação parcial destes componentes, conforme a equação abaixo (Aspen, 2011):



Com isto, devido a presença de eletrólitos, o simulador escolhido foi o Aspen™, uma vez que o Hysys não possui modelos termodinâmicos para representar soluções eletrolíticas.

Dentro do Aspen™ existem vários modelos termodinâmicos para simulações de comportamento de misturas líquido-vapor, no entanto, devido à presença de eletrólitos na mistura que será estudada, é importante escolher um modelo que considere esta característica. Entre os modelos termodinâmicos, o que é capaz de prever o comportamento de eletrólitos no Aspen é o electrolyte NRTL (ElecNRTL) (LIN et al., 2009), conforme mostra a Figura 4.



**Figura 4 – Tela do Guidelines do Aspen Plus com os modelos termodinâmicos.**

Alguns dos artigos que utilizaram este modelo foram:

- Comparison of activity coefficient models for electrolyte system (LIN et al., 2009);
- Performance analysis of a 500 MWe coal-fired power plant with a post-combustion CO<sub>2</sub> capture process (LEE et al., 2013).

Com isto, o modelo utilizado para a simulação do processo de stripping da água clorada foi o ElecNRTL.

## 3.2 - Simulação da torre de stripper de cloro objeto de estudo

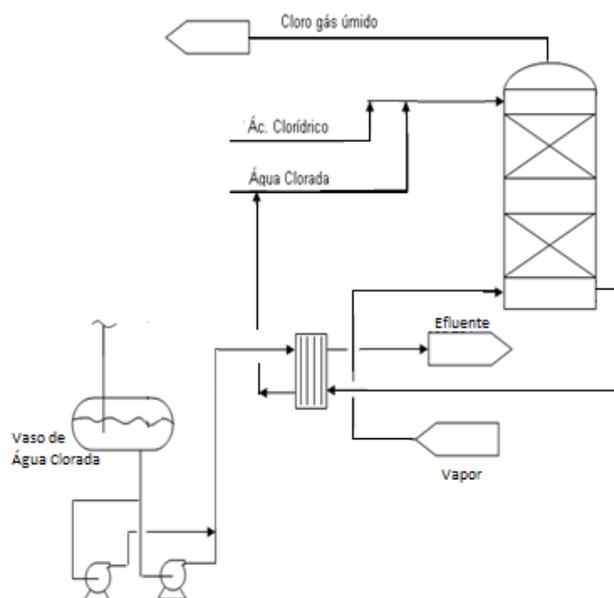
### 3.2.1 – Descrição do Objeto de Estudo

A Figura 5 apresenta uma foto da torre objeto de estudo. A torre de stripper de água clorada tem aproximadamente 9,8 m de altura pôr 0,914 m de diâmetro interno, construída em fibra de vidro (FRP), com aproximadamente 6 m de recheio tipo selas INTALOX. Alimenta a torre uma corrente de vapor com 4” e uma corrente de água clorada com 6”, e saem: uma corrente de água declorada (água praticamente livre de cloro) com 6”, uma corrente de saída de gases com 6” e uma derivação desta corrente de 2” para o caso de transbordo da torre.



Figura 5 – Torre de stripper de água clorada de Alagoas.

Pela parte superior da torre entra as correntes de água clorada e HCl, e sai pelo “topo” os gases oriundo da stripagem (cloro + vapor) com destino à corrente de cloro a montante do refrizador primário. Pela parte inferior sai água declorada com destino ao efluente, passando antes pelo trocador com objetivo de pré aquecer a água clorada, conforme mostra a Figura 6.



**Figura 6 – Esquema da torre de stripper de cloro.**

No sistema de recuperação do cloro, o aquecimento da água clorada é feito inicialmente em um trocador de calor de placas, onde a finalidade é aproveitar o calor sensível da água declorada que sai pelo fundo da torre em direção ao efluente, desta forma, há uma economia de vapor na fase seguinte. Neste trocador o contato da água clorada com a água declorada é indireto, onde esta tem a sua temperatura reduzida de 100°C para 61°C e a água clorada tem a sua temperatura elevada de 40°C para 80°C. A 2ª fase de aquecimento consiste na injeção direta de vapor na torre de stripper. A água clorada entrando pela parte superior flui por gravidade em contato direto com o vapor, que é injetado na parte inferior. O gás cloro desprendido sai pela parte superior entrando a montante dos resfriadores primários de cloro. A água aquecida até o seu ponto de ebulição (100°C) e praticamente livre de cloro (água declorada) sai pelo fundo da torre. É previsto um transbordo, caso a saída principal não seja suficiente.

A entrada de vapor é feita através da FV (válvula de fluxo), controlada pelo FC (controlador de fluxo). Caso o vapor seja insuficiente, a água sairá com temperatura inferior a 99,4°C arrastando cloro. Se o contrário ocorrer, o excesso de vapor sairá pela parte superior juntamente com o cloro, indo para o resfriador primário. Isto pode ser observado pelo aumento da temperatura do cloro úmido, vibração na torre e variação na sucção do compressor de cloro. Igualmente prejudicial, a falta de HCl arrastará cloro para o efluente.

As etapas seguidas para a simulação em regime estacionário foram:

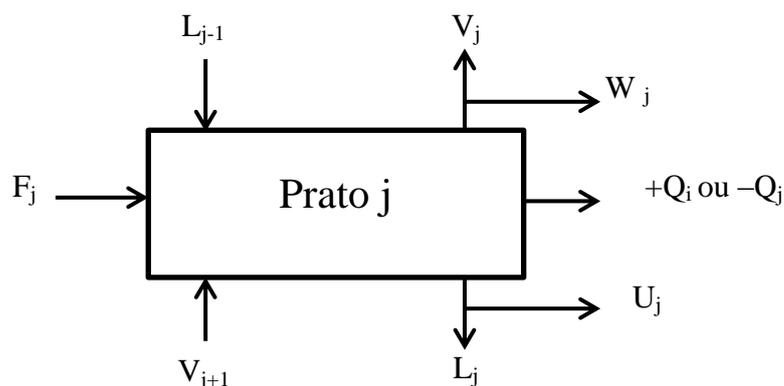
- Conhecer o objeto de estudo;
- Determinar o modelo termodinâmico a ser utilizado;
- Determinar as correntes de entrada e saída do sistema;
- Construir o sistema no Aspen Plus<sup>TM</sup>;
- Convergir a simulação e validar os resultados.

### 3.2.2 – Simulação no Estado Estacionário

Para esta simulação foi utilizado o simulador *Aspen Plus<sup>TM</sup>*, versão 8.4, e foi utilizada a rotina *Rad Frac<sup>TM</sup>* para a coluna de stripper, em função da mesma apresentar um modelo rigoroso para todos os tipos de operação de fracionamento em múltiplos estágios e que envolvem fases líquida e vapor (Guedes, 2006). Pode se dizer que um modelo é rigoroso do projeto da coluna quando este baseia-se na resolução de um sistema de equações MESH (*mass balances, equilibrium relationships, sum of compositions and enthalpy equations*) que são os balanços de massa, as relações de equilíbrio líquido-vapor, o somatório de frações molares igual a 1 e os balanços de entalpia. Isto aumenta a confiabilidade dos dados resultados obtidos na simulação.

#### Equações MESH

O esquema de um estágio da coluna de destilação ou stripper (um prato ou uma seção de recheio) de não equilíbrio, que contempla as correntes de líquido e vapor que percorrem a coluna, bem como a corrente de alimentação e de vapor e a troca de calor com o exterior é apresentado na Figura 7.



**Figura 7** – Esquema de um prato utilizado na modelagem matemática da coluna.

A alimentação entrando no estágio  $j$  pode ser um líquido, um vapor ou uma mistura de líquido mais vapor. O sinal da carga térmica  $Q$  será negativo se o calor estiver sendo retirado do prato e positivo caso contrário.

As expressões que descrevem os balanços de massa na fase líquida e na fase vapor, para o componente na seção do recheio, (equações MESH) são:

Balanço de massa para o componente  $i$  no prato  $j$  ( $M \rightarrow C$  equações por estágios)

$$M_{i,j} = L_{j-i} \cdot x_{i,j-1} + V_{j+1} \cdot y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) x_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j} = 0 \quad (4)$$

Relações de equilíbrio ( $E \rightarrow C$  equações por estágios)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - k_{i,j} x_{i,j} = 0 \quad (5)$$

Somatório da frações ( $S \rightarrow C$  equações por estágios)

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (6)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (7)$$

Balanço de energia no prato  $j$  ( $H \rightarrow C$  equações por estágios)

$$H_j = L_{j-i} \cdot H_{L,j-1} + V_{j+1} \cdot H_{V,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) \cdot H_{L,j} - (V_j + W_j) \cdot H_{V,j} = 0 \quad (8)$$

Todos os dados obtidos foram comparados aos dados de projeto da planta para a validação da simulação.

A simulação do sistema compreende a torre de stripper, a bomba de retirada da água declorada, uma válvula de controle, dois trocadores de calor (economizador e resfriamento) e o dessuperaquecimento do vapor antes da entrada na torre.

Os componentes de entrada na simulação, conforme apresentado na Figura 8, são:

- água (H<sub>2</sub>O);
- cloro (Cl<sub>2</sub>);
- ácido clorídrico (HCl);
- ácido hipocloroso (HClO).

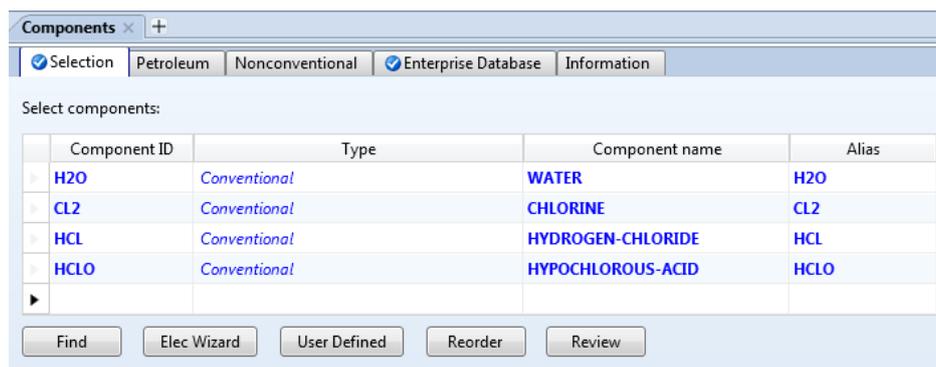


Figura 8 – Tela do Aspen com os componentes inseridos.

A Tabela 1 apresenta as especificações das correntes de entrada.

Tabela 1- Especificações das correntes de entrada da torre de stripper.

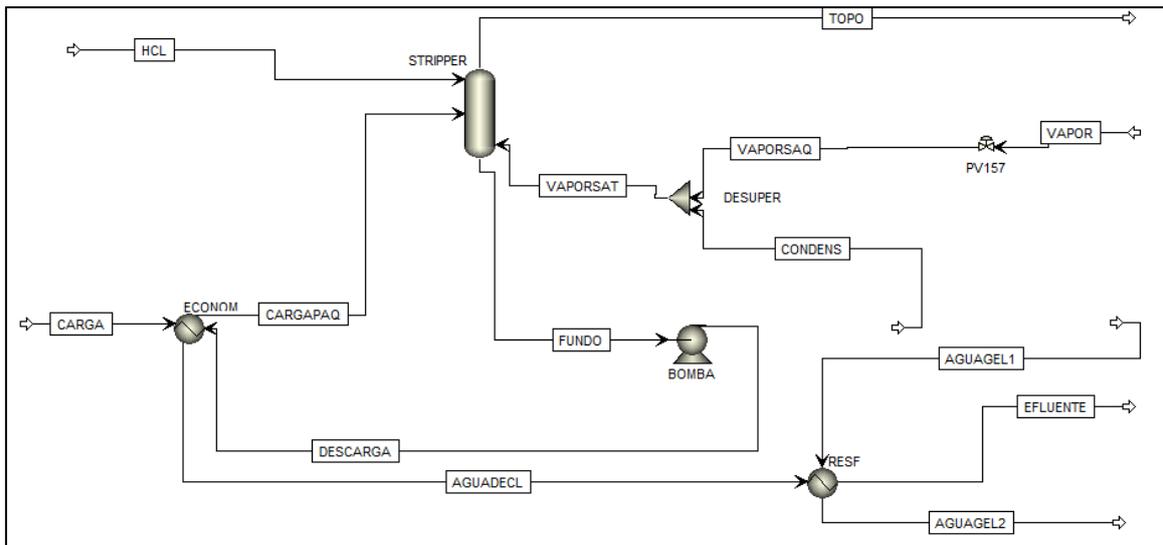
Corrente	Composição - fração molar			Temperatura (°C)	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> )	Vazão mássica (kg/hr)
	Cloro	Água	HCl			
HCL	-	0,76	0,24	30	2	779,5
CARGA	0,0047523	0,9952477	-	40	1,5	40191
VAPORSAQ	-	1	-	157,5	1,05	4521,376
VAPORSAT	$9,53 \times 10^{-9}$	0,9999231	$7,69 \times 10^{-5}$	120,9	0,5	4697,676

Os equipamentos utilizados para a montagem do fluxograma do processo, conforme mostra a Figura 9, foram:

- Bomba de retirada de água dechlorada: em “Pressure Changers” foi escolhida a “Pump” para definir a bomba;
- Dessuperaquecedor: em “Mixers/Splitters” foi escolhido o “Mixer”;
- Economizador e Resfriador: em “Exchangers” foi escolhido o “HeatX”;
- Válvula de Controle: em “Pressure Changers” foi escolhido a “Valve” para controlar a entrada de vapor no sistema;
- Torre de Stripper: em “Columns” foi escolhida a “RadFrac”.

As correntes de entrada e saída do sistema são:

- HCL: HCl à 24% de concentração;
- CARGA: água clorada do sistema do vaso de água clorada;
- VAPORSAT: vapor saturado;
- VAPORSAQ: vapor superaquecido da área de utilidades;
- TOPO: cloro gás despreendido da água clorada e vapor de água;
- FUNDO: água praticamente livre de cloro, água declorada.



**Figura 9 – Fluxograma da torre de stripper.**

Com estas especificações, as correntes de HCL e CARGA (água clorada) entram pela parte superior da torre de stripper e a corrente VAPORSAT (vapor saturado) entra na parte inferior.

As especificações dos equipamentos são:

- Bomba de retirada de água declorada: como apresenta um grau de liberdade, foi especificada a pressão de saída em  $3 \text{ kgf/cm}^2$ , conforme a Figura 10;

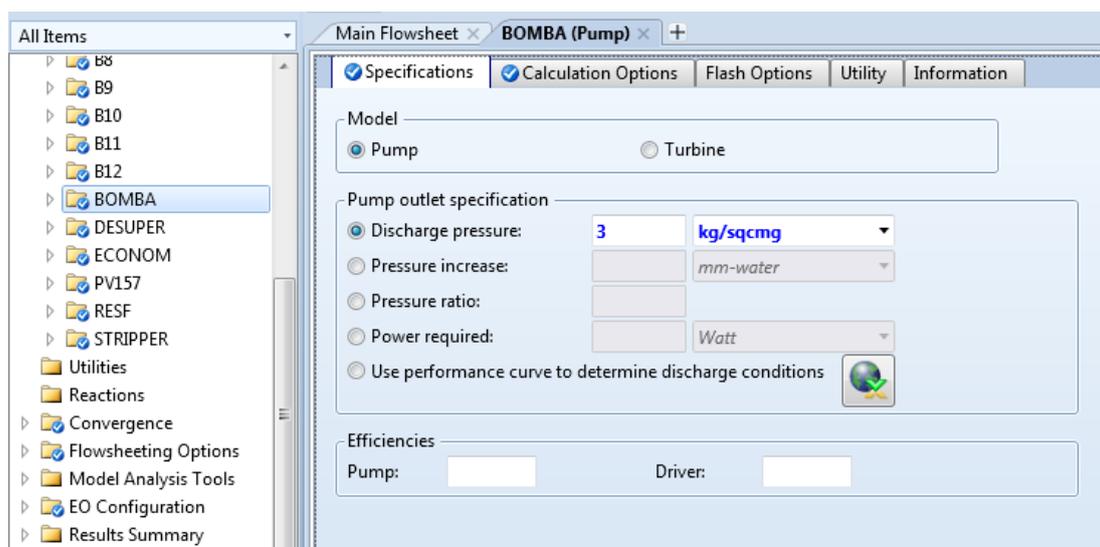


Figura 10 – Especificação da condição de operação da bomba de retirada de água declarada.

- Dessuperaquecedor: como a função deste equipamento é apenas misturar as correntes CONDENS e VAPORSAQ, não foi realizada nenhuma especificação no sistema, conforme a Figura 11;

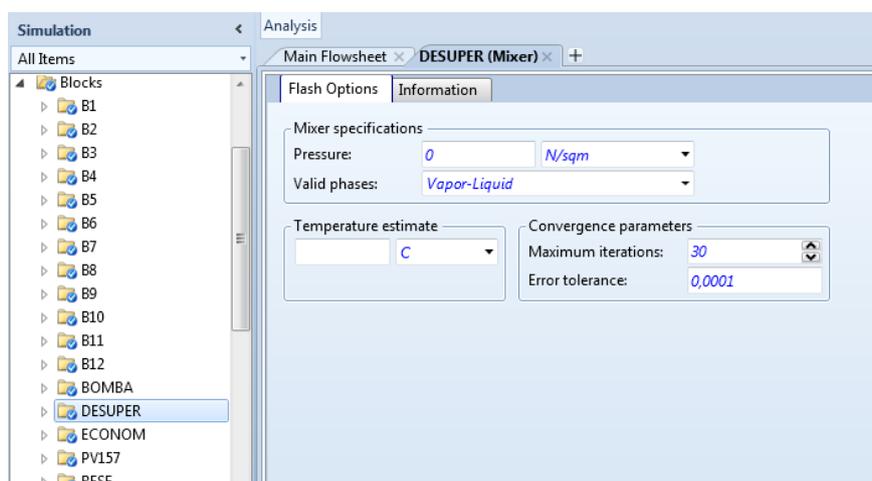
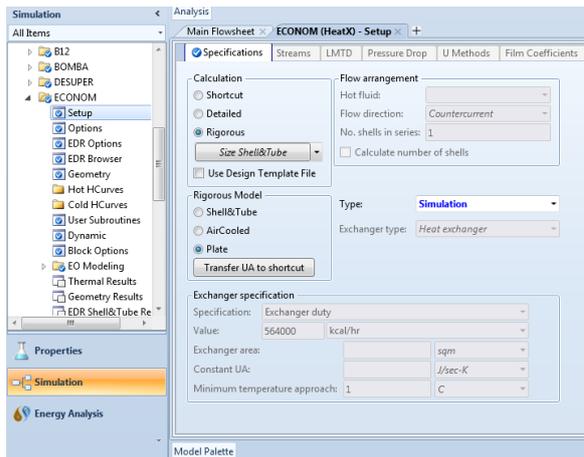
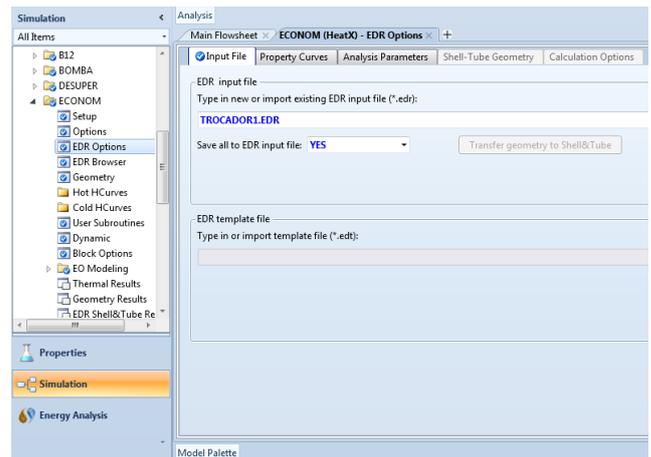


Figura 11 – Especificação da condição de operação do dessuperaquecedor.

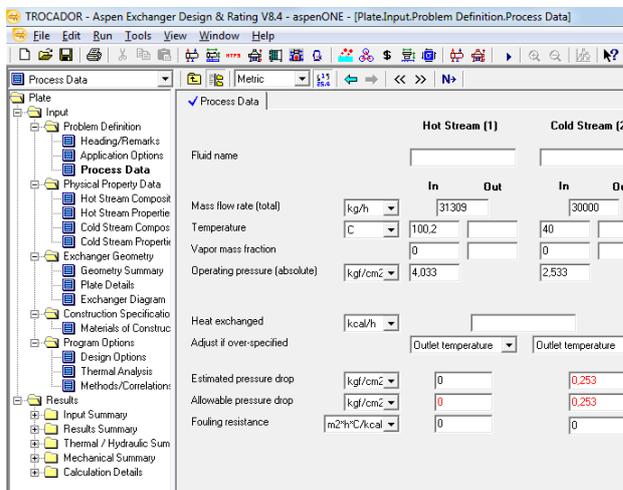
- Economizador: com o objetivo de deixar a simulação mais próxima da realidade, este trocador de calor de placas foi simulado no Aspen Exchanger Desing & Rating com as especificações de processo e dimensionamento conforme a Figura 12;



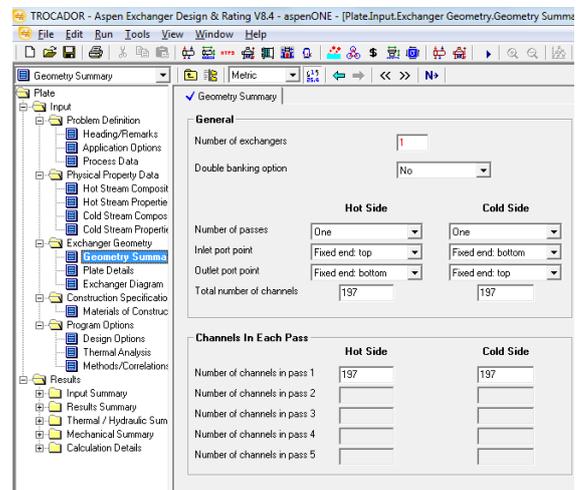
a) Especificações no Aspen Plus.



b) Tela mostrando o input da simulação no Aspen EDR.



c) Especificações de processo no Aspen EDR.



d) Tela mostrando o input da simulação no Aspen EDR.

Figura 12 – Especificações da condição de operação do economizador.

- Resfriador: ao abrir esse trocador de calor, a sua principal função é fazer com que a água de cloração saia com no máximo 30 °C. Desta forma as especificações deste trocador ficaram conforme a Figura 13;

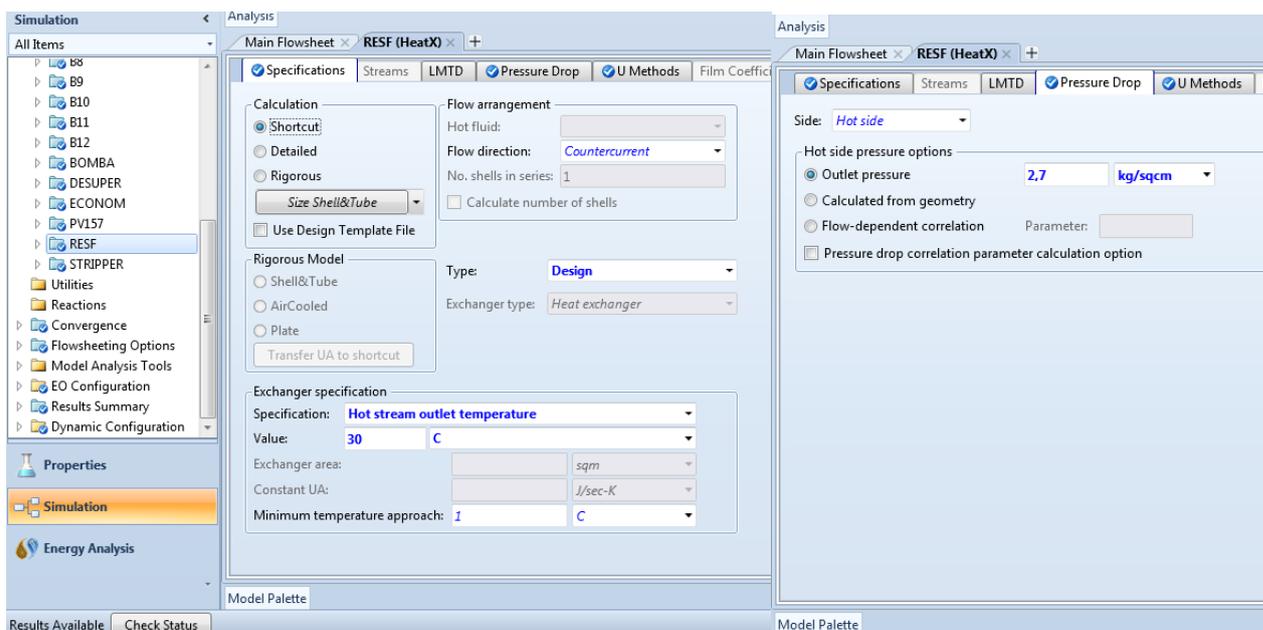


Figura 13 – Especificação da condição de operação do resfriador.

- Válvula de Controle: essa válvula será utilizada para controlar a pressão do VAPORSAQ. Com isto, as especificações deste equipamento estão conforme a Figura 14;

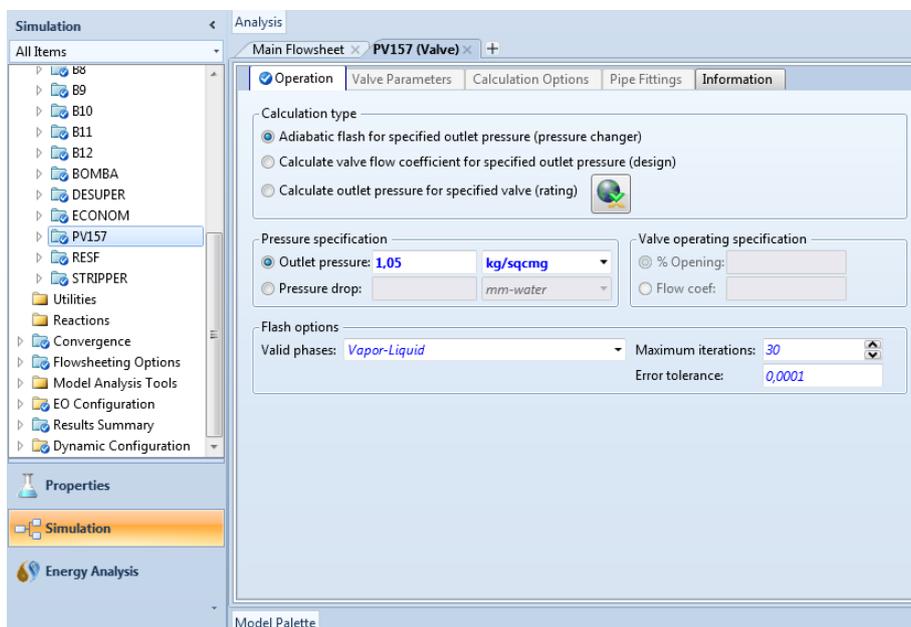


Figura 14 – Especificação da condição de operação da válvula de controle.

- Torre de Stripper: foram definidos o tipo de cálculo (*Equilibrium*), o número de estágios (2), informado que não tem condensador, nem reboiler, que as fases definidas são vapor-líquido e que a convergência é fortemente líquido não-ideal na aba *Configuration* com o objetivo de tornar a

simulação a mais próxima do real. Em *Streams* foi definido que as correntes HCL e CARGAPAQ estão na fase líquida e que entram no topo da coluna (estágio 1). Já a corrente de VAPORSAT entra pelo fundo da coluna (estágio 2). E para finalizar as configurações de processo, na aba *Pressure* foi definida a pressão de operação da coluna em  $1,0332 \text{ kgf/cm}^2$ . A Figura 15 apresenta as configurações apresentadas para a torre de stripper.

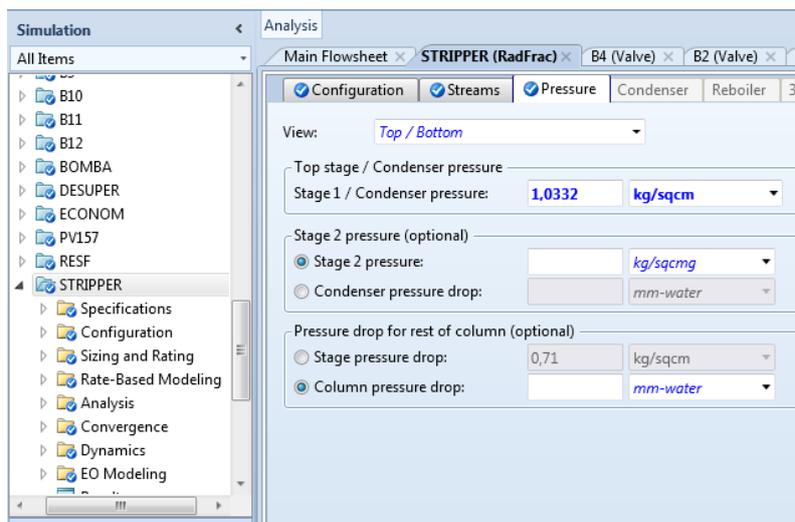


Figura 15 – Especificação das condições de operação da torre de stripper.

### 3.2.3 – Simulação Dinâmica

Com a convergência da simulação no estado estacionário e a verificação dos dados obtidos com os de projeto, estes resultados são utilizados para a simulação dinâmica. Para esta simulação foi utilizado o *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>*, também na versão 8.4. Para realizar a exportação do fluxograma no *Aspen Plus<sup>TM</sup>* para o *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>* automaticamente foram adicionadas válvulas na entrada e saída de todos os equipamentos com o objetivo de controlar a pressão destes.

Para iniciar do modelo no estado estacionário para o dinâmico, deve-se inicialmente acionar o modo dinâmico no Aspen Plus. Com isto, o próprio Aspen Plus irá solicitar dados necessários para continuar com a exportação, como, por exemplo, o dimensionamento da stripper, conforme a Figura 16.

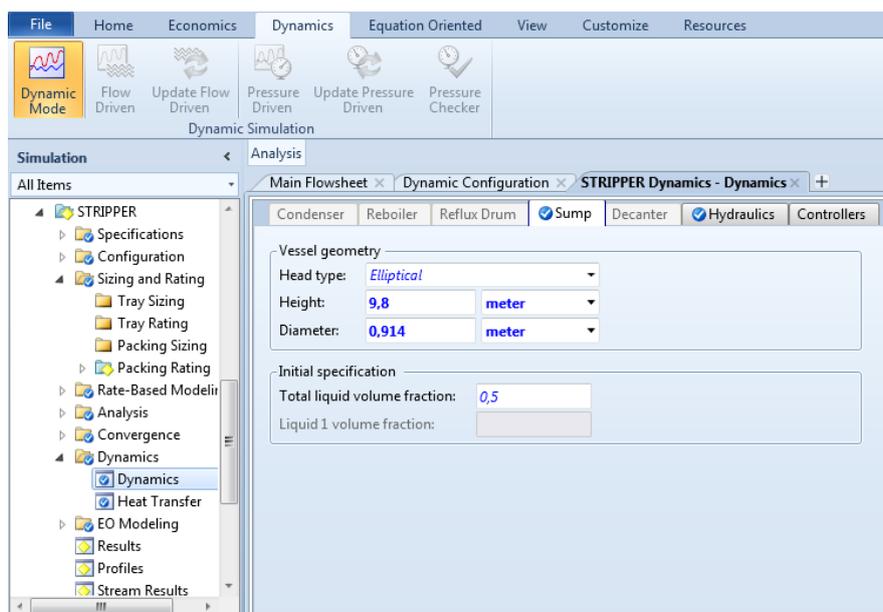


Figura 16 – Especificações para o modo dinâmico no Aspen Plus.

Após a inserção destes dados deve-se checar se todas estão de acordo no sistema pressões, clicar no botão “Pressure Checker”, conforme a Figura 17.

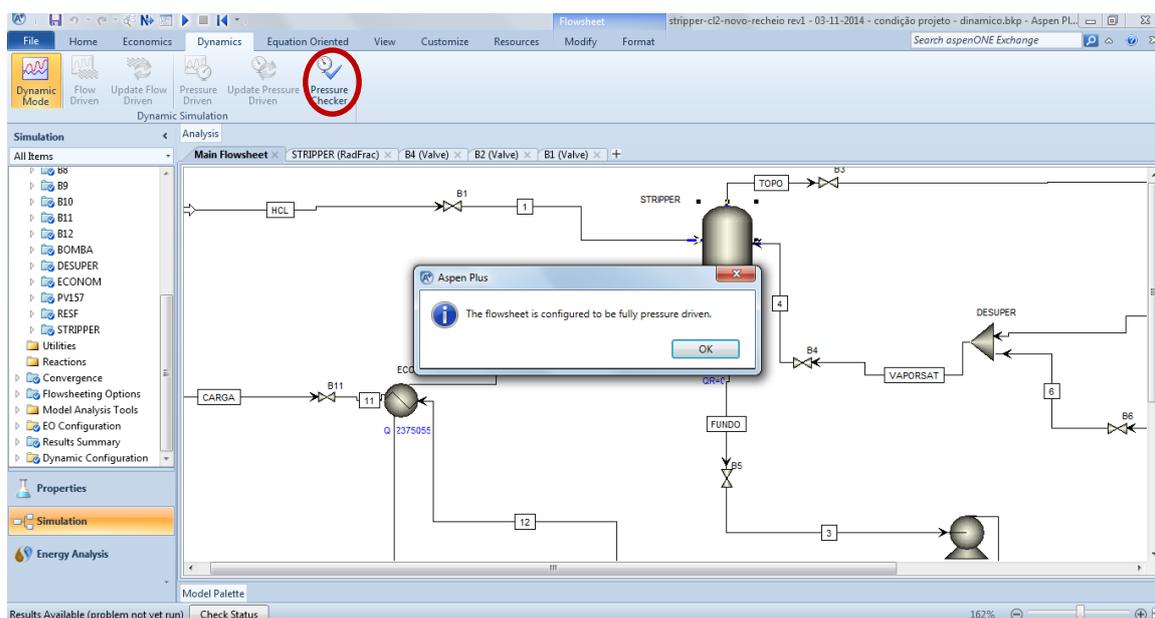
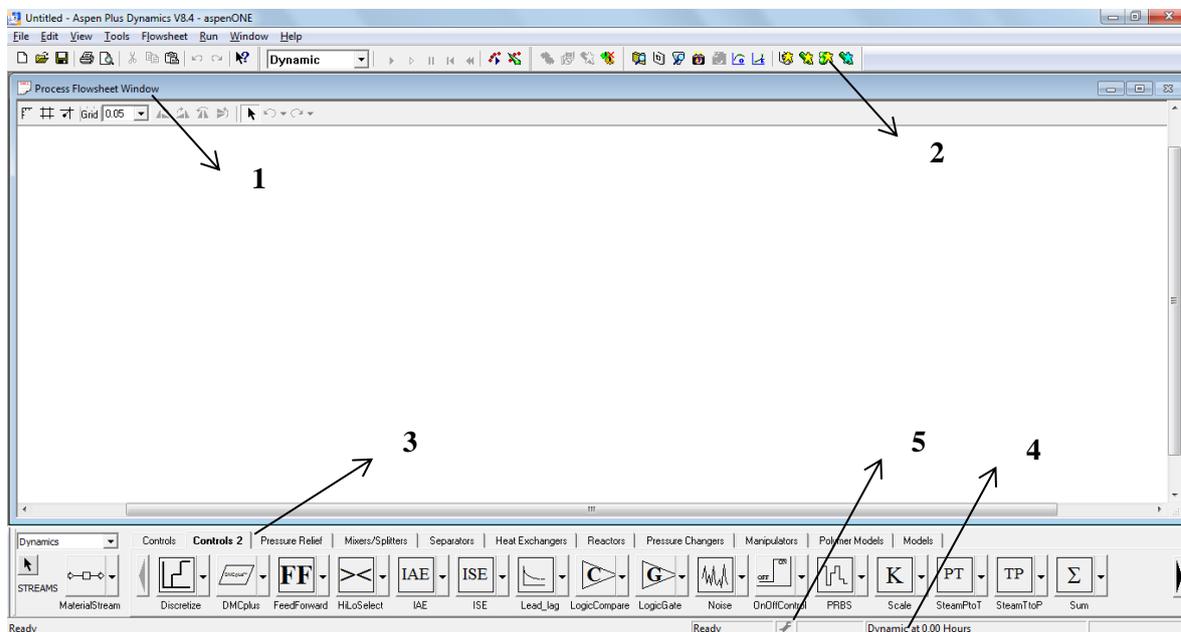


Figura 17 – Tela do resultado da checagem da pressão do sistema.

Após a verificar que não há erros na checagem de pressão, deve-se exportar para o dinâmico clicando em “Pressure Driven”, onde as pressões são dados de entrada, no entanto as vazões são calculadas de acordo com a geometria do sistema, quando necessário.

A tela inicial do *Aspen Dynamics*, conforme apresentado na Figura 18, contém o Flowsheet window (1), barra de ferramentas (2), Model libraries com os equipamentos, instrumentos e conexões disponíveis (3), o mostrador de tempo de simulação (4) e o status da simulação (5).



**Figura 18 – Tela inicial do *Aspen Dynamics*.**

Após abrir a simulação exportada do *Aspen Plus* no *Aspen Dynamics*, deve-se realizar a inicialização dos valores das variáveis de estado, onde estas variáveis são diferenciadas em relação ao tempo, devido a dificuldade de convergência. Para isto, é preciso alterar o modo de funcionamento para *Inicialization* e em seguida clicar em *Run*, conforme a Figura 19.

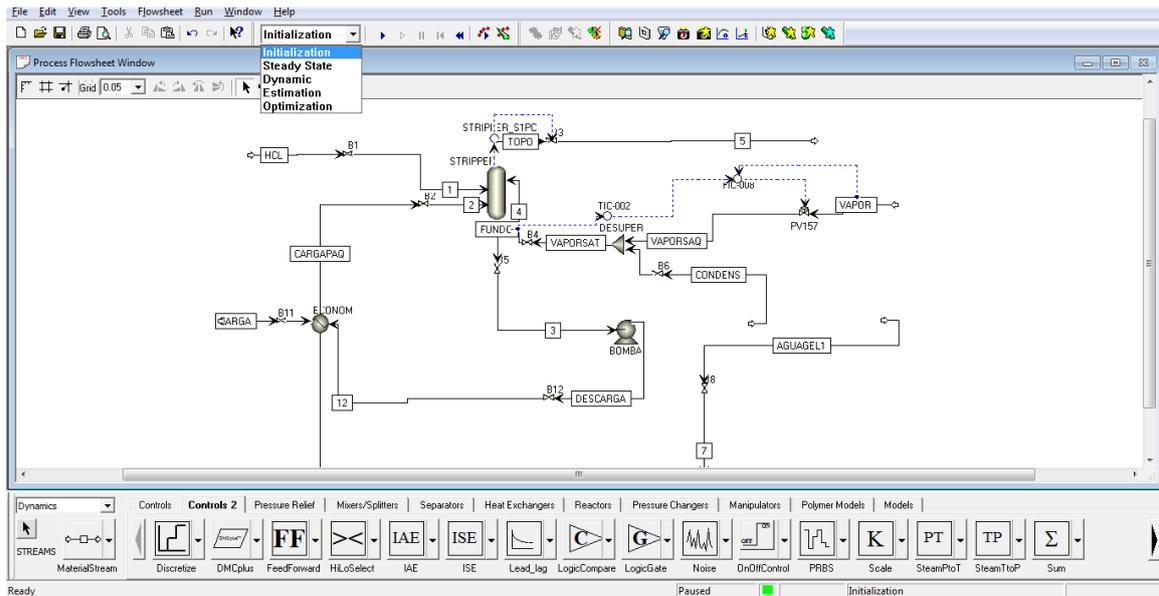


Figura 19 – Tela inicial do Aspen Dynamics.

Após a inicialização da simulação, deve-se alterar o modo de funcionamento para *Dynamic* e clicar em *Run*, conforme a Figura 20.

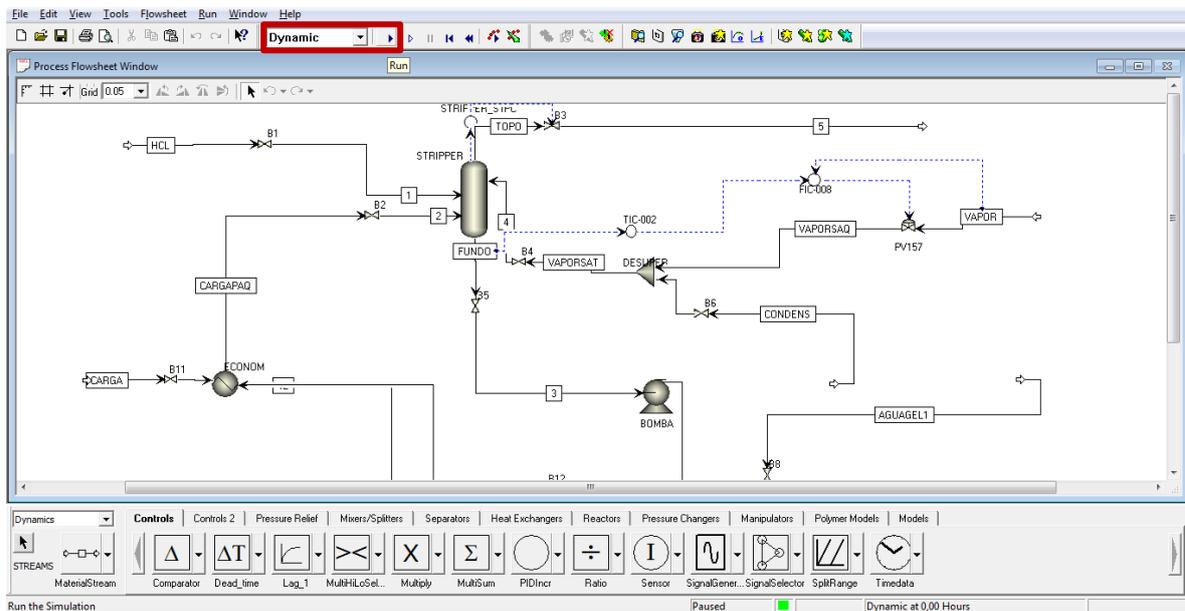


Figura 20 – Iniciando a simulação no modo *Dynamic*.

## 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo estão apresentados os resultados obtidos e suas respectivas discussões.

Para este caso, o estudo do comportamento dinâmico do sistema iniciou-se com a simulação no estado estacionário. Desta forma, antes de analisar e entender uma simulação dinâmica, precisa-se primeiramente conhecer detalhadamente o seu comportamento no estado estacionário para em seguida apresentar as análises dos resultados da simulação dinâmica.

### 4.1 - Verificação dos Resultados

Após a modelagem do sistema no estado estacionário foi iniciada a simulação ao clicar em Run no Aspen Plus. Quando a simulação convergir aparecerá no canto inferior esquerdo da tela “Results Available”. Neste caso, os resultados estão disponíveis para análise, conforme a Figura 21.

Material	Heat	Load	Work	Vol.% Curves	Wt.% Curves	Petroleum	Polymers	Solids
Substream: MIXED								
Mole Flow kmol/hr								
H2O	2220,34	2220,34	3,71907	2294,28	2294,28	2294,28	32,8843	39,5401
CL2	2,69373	2,69373	0	0,000586135	0,000586135	0,000586135	0	2,69314
HCL	0	0	0	5,13091	5,13091	5,13091	5,13101	0,000106997
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0
CL-	0	0	0	0	0	0	0	0
CLO-	0	0	0	0	0	0	0	0
H3O-	0	0	0	0	0	0	0	0
Mole Frac								
H2O	0,998788	0,998788	1	0,997768	0,997768	0,997768	0,865028	0,936229
CL2	0,00121174	0,00121174	0	2,54907e-07	2,54907e-07	2,54907e-07	0	0,0637681
HCL	0	0	0	0,0022314	0,0022314	0,0022314	0,134972	2,53347e-06

Figura 21 – Visualização dos resultados.

Para verificação dos resultados foram utilizados os dados de projeto da planta para que a simulação seja compatível com o que foi projetado. Todos os dados foram fornecidos pela empresa.

Com os resultados da simulação no estado estacionário, foi realizada uma comparação com os dados fornecidos pela empresa (dados de projeto), conforme a Tabela 2.

**Tabela 2 - Comparação dos resultados gerados com os de projeto.**

	Dados de Projeto	Dados Simulados	Erro (%)
Corrente do Fundo	Vazão mássica de 41.361 kg/hr	41.420 kg/hr	0,14
	Fração mássica de Cl <sub>2</sub> inferior a 1 ppm	< 1 ppm	0,00
Corrente da Carga (alimentação)	40.191 kg/hr	40.191 kg/hr	0,00
	87,4 °C	90,9 °C	4,00
	1,50 kgf/cm <sup>2</sup>	1,40 kgf/cm <sup>2</sup>	7,00
	Fração mássica de Cl <sub>2</sub> de 0,0048	0,0048	0,00
Temperatura da Coluna (°C)	No fundo (100,1)	100,1 °C	0,00
	No topo (94,1)	99,7 °C	5,95

O erro percentual foi utilizado para a comparação dos resultados e observou-se que os dados simulados pelo Aspen foram bem coerentes quando comparados com os dados de projeto da planta. Desta forma, é possível considerar que a modelagem realizada no Aspen é aceitável para a realização deste trabalho.

## 4.2 – Simulação no Estado Estacionário

Um dos problemas que podem ocorrer na planta industrial é a perda da eficiência de troca de calor de um permutador que afeta diretamente a temperatura da corrente CARGAPAQ. Por isto existem cronogramas para limpeza dos permutadores da planta para que esta perda seja evitada.

Desta forma, foi realizada uma análise de sensibilidade nas correntes de entrada e saída da stripper enquanto variou-se a potência do trocador de calor “Economizador” (bloco ECONOM).

Com as simulações realizadas foi possível gerar os gráficos apresentados nas Figuras 22 e 23 abaixo.

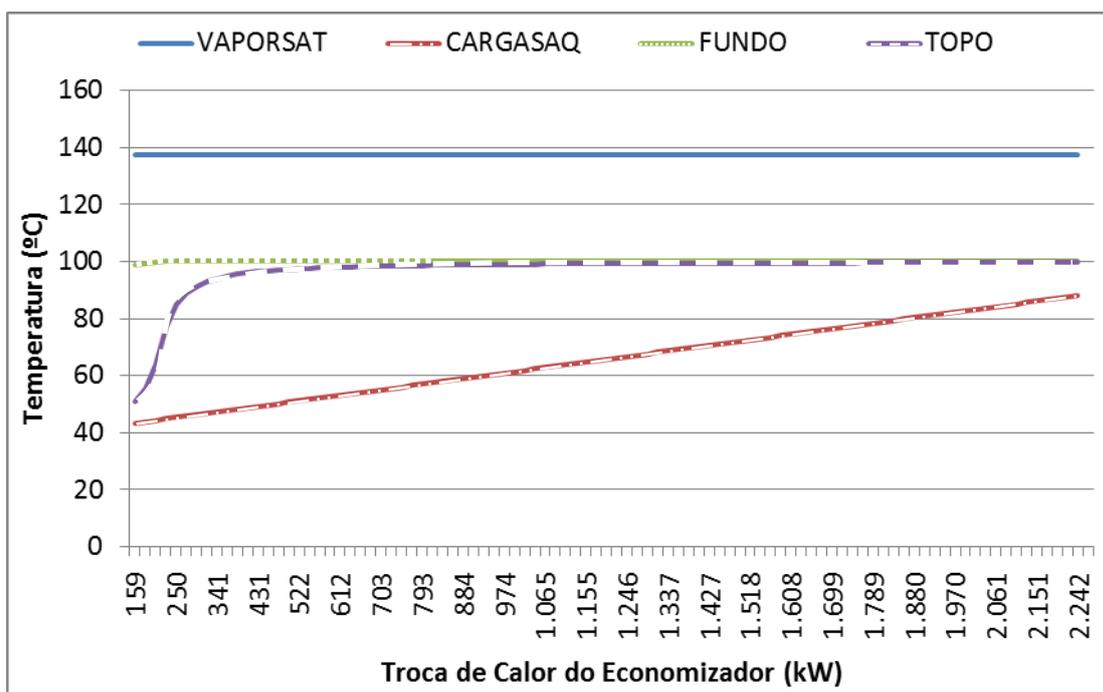


Figura 22 – Resultado das temperaturas das correntes de entrada e saída da Stripper com a variação da potência do Economizador.

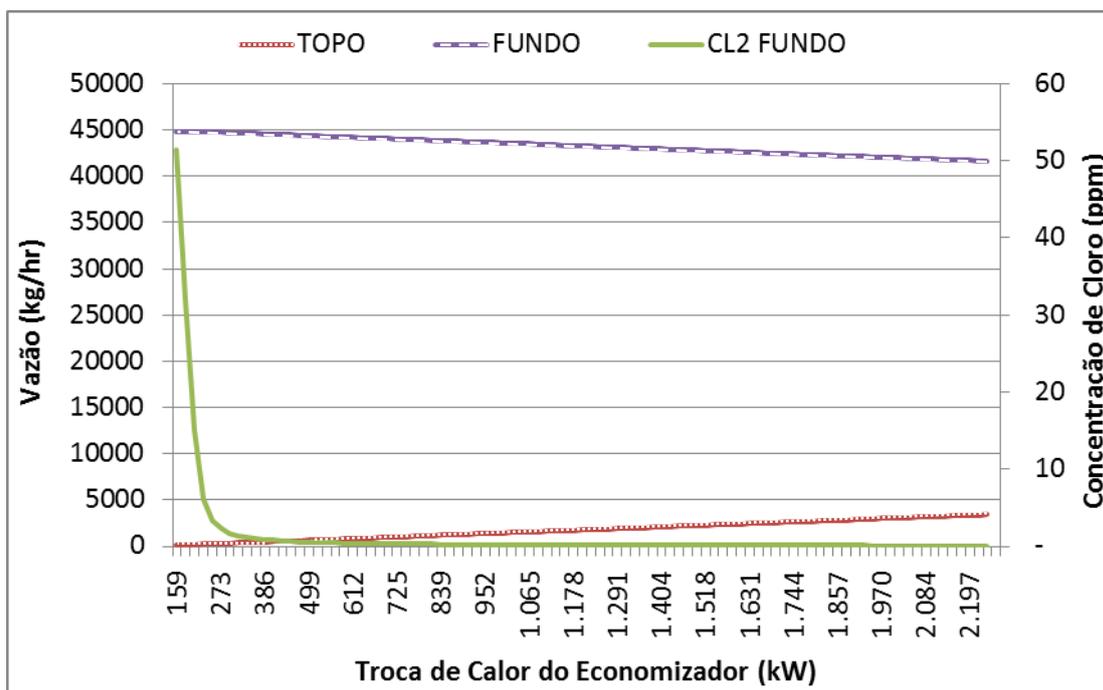


Figura 23 – Resultado da vazão das correntes de TOPO e VAPORSAT com a variação da potência do Economizador.

É possível observar na Figura 22 as temperaturas das correntes de entrada e saída da stripper com a variação da potência do Economizador. Não há variação na temperatura da corrente de VAPORSAT por não existir correlação com o economizador, ou seja, não

há correlação desta corrente com a corrente CARGAPAQ no estado estacionário. No entanto, houve variações na temperatura das correntes de TOPO, FUNDO e CARGAPAQ, pois estas são diretamente afetadas pela variação de potência do Economizador. A temperatura da corrente de TOPO aumentou significativamente 95% com o aumento da potência do Economizador e ficou relativamente estável a partir de 997 kW. A corrente de FUNDO variou relativamente muito pouco, 1,2%. Já a corrente da CARGAPAQ tem a sua temperatura elevada em 120%, ou seja, de 40 °C até 88 °C.

Na Figura 23 observam-se as variações das vazões das correntes de TOPO e FUNDO e a variação da concentração de cloro na corrente de FUNDO (CL2 FUNDO) com a variação da potência do Economizador. Isto ocorre, pois quanto maior a potência do Economizador maior será a temperatura da alimentação (CARGAPAQ), conforme mostrado anteriormente, impactando em uma menor condensação da corrente de vapor, ou seja, maior vazão da corrente de TOPO, menor vazão da corrente de FUNDO e, principalmente, maior vaporização de cloro da corrente de alimentação e menor concentração de cloro no FUNDO. Desta forma, na simulação, conforme a potência do Economizador aumenta a corrente de TOPO aumenta a vazão de 195 kg/hr até 3.410 kg/hr. Já corrente de FUNDO, onde a vazão sai de 44.842 kg/hr e cai até 41.628 kg/hr. Mas a principal variação foi na concentração de cloro no FUNDO, sai de 52 ppm para abaixo de 1 ppm. Na Tabela 3 é possível observar os resultados apresentados nas Figuras 22 e 23.

Com isto, podemos observar a importância do economizador na economia de energia do sistema através do consumo vapor como também na qualidade do efluente.

**Tabela 3 - Resultado de temperatura e vazão das correntes da stripper com. a alteração da potência do Economizador**

Corrente	Capacidade de troca de calor do Economizador (1 kW)			Capacidade de troca de calor do Economizador (2.242 kW)		
	Temperatura (°C)	Vazão (kg/hr)	Concentração de Cloro (ppm)	Temperatura (°C)	Vazão (kg/hr)	Concentração de Cloro (ppm)
TOPO	51	195		100	3.410	
FUNDO	99	44.842	52	100	41.628	<1
CARGAPAQ	40	40.191		88	40.191	
VAPORSAT	138	4.067		138	4.067	

### 4.3 – Simulação Dinâmica

Para realizar a simulação dinâmica, utiliza-se os resultados produzidos pela simulação no estado estacionário como valor inicial, conforme explicado no item 3.2.3. Ao exportar a simulação do *Aspen Plus<sup>TM</sup>* para o *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>* são adicionados automaticamente pelo simulador controladores de pressão e nível. Estes controladores foram retirados, pois não seriam utilizados na simulação. Com isto, foi adicionado o controle de nível da coluna de stripper (LIC), o controle de temperatura de fundo da coluna (TIC) e o controle da vazão de VAPORSAT (FIC) que está recebendo sinal também do TIC, conforme a Figura 24. Para todos estes controles foram utilizados os parâmetros sugeridos pelo *Aspen Dynamic<sup>TM</sup>*.

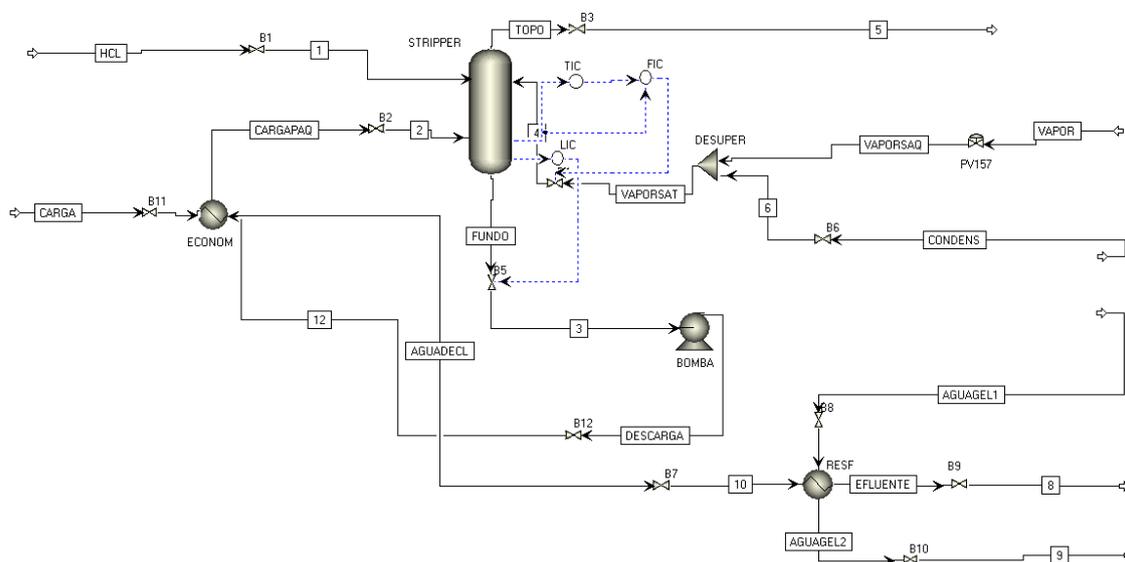


Figura 24 – Fluxograma de processo do sistema de tratamento da água clorada utilizado para a simulação dinâmica.

#### 4.3.1 - Simulação Dinâmica – Controladores em Automático

Com o objetivo de mostrar a importância do controlador de vazão de VAPORSAT (FIC e TIC) e o impacto da queda da potência do Economizador. Para possibilitar os distúrbios na potência do Economizador durante a simulação, foi realizada a variação do coeficiente global de transferência de calor do mesmo e observado o comportamento de todo o sistema.

A simulação iniciou com os controladores TIC e FIC em automático. Foram realizados distúrbios durante a simulação do processo alterando o coeficiente global de transferência de calor do Economizador, conforme a Figura 25.

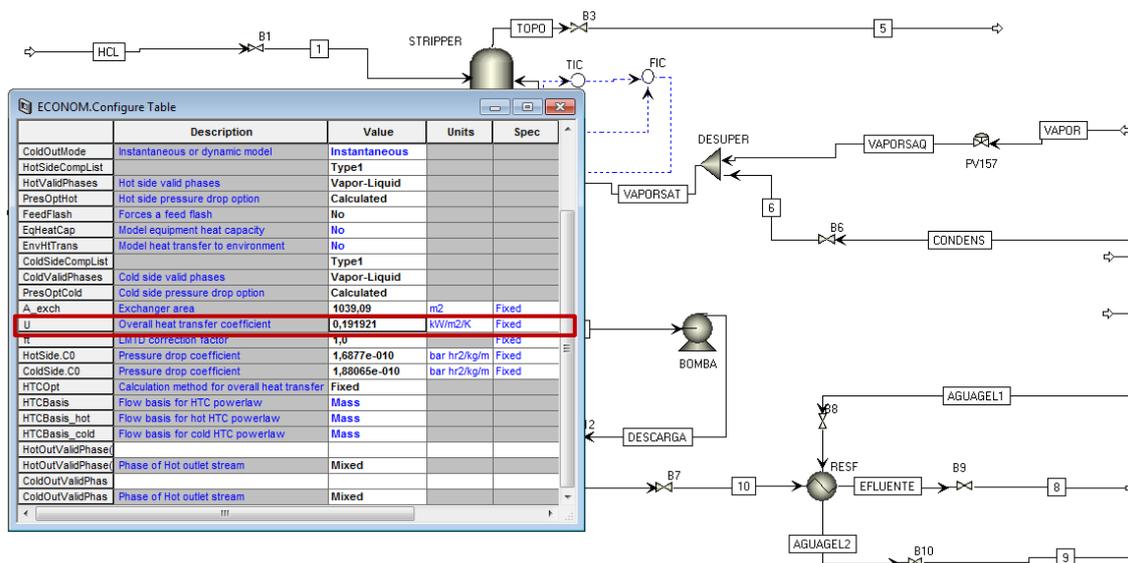


Figura 25 – Tela da simulação dinâmica com a configuração do bloco ECONOM aberto com o campo, onde foram realizadas as alterações, marcado de vermelho.

Inicialmente o coeficiente global de transferência de calor do Economizador (bloco ECONOM) estava em  $0,191921 \text{ kW/m}^2/\text{K}$  e uma potência de aproximadamente  $2.242 \text{ kW}$ . Segue abaixo na Tabela 4 os distúrbios realizados durante a simulação:

Tabela 4 - Resultado de temperatura e vazão das correntes da stripper com a alteração da potência do Economizador

Tempo da simulação (horas)	Coeficiente global de transferência de calor ( $\text{kW/m}^2/\text{K}$ )
0	0,191921
5	0,095961
9	$1,0 \times 10^{-2}$
12	$1,0 \times 10^{-3}$

Com estes distúrbios no coeficiente global de transferência de calor do Economizador foi possível observar alterações na potência do mesmo. Inicialmente em  $2.300 \text{ kW}$  ao realizar o primeiro distúrbio a potência caiu para aproximadamente  $1.950 \text{ kW}$ , no segundo foi para  $458 \text{ kW}$  e no último distúrbio chegou a  $79 \text{ kW}$ , conforme a Figura 26.

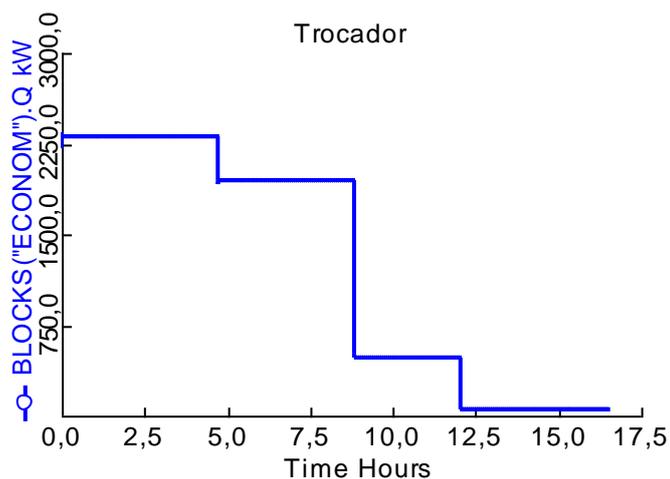


Figura 26 – Comportamento da potência do Economizador com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do mesmo.

Os comportamentos da temperatura e vazão das correntes de entrada e saída da coluna podem ser observados na Figura 27 e 28.

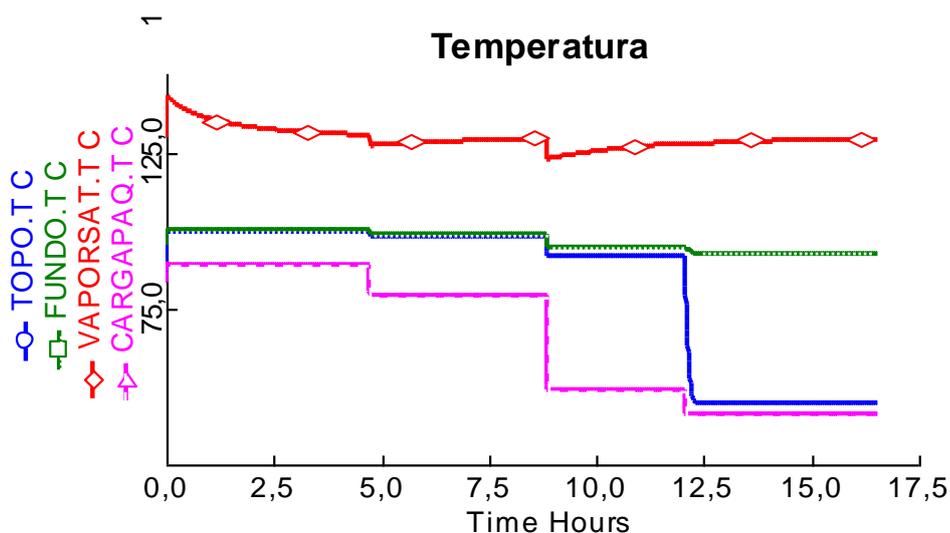
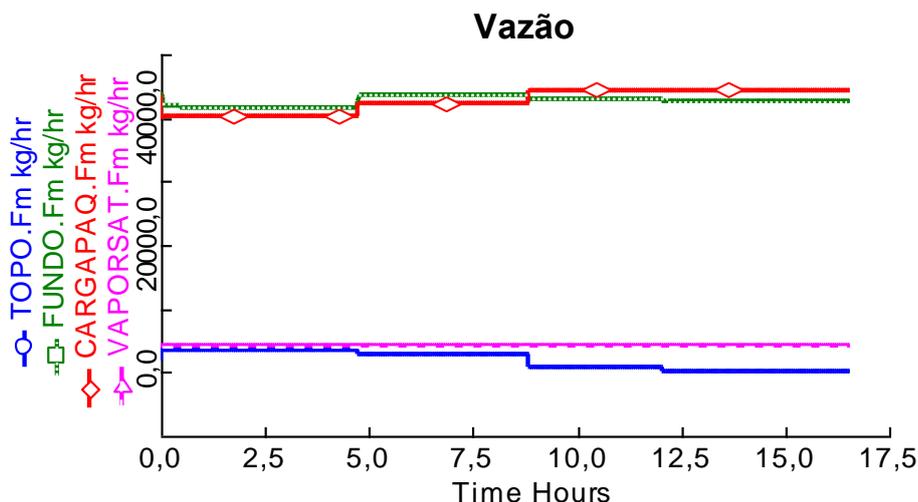


Figura 27 – Comportamento das temperaturas das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em automático.



**Figura 28 – Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em automático.**

Na Figura 27 é possível observar que a temperatura da corrente CARGAPAQ cai conforme vão ocorrendo os distúrbios, caindo de 89°C para aproximadamente 41 °C. A corrente do TOPO também varia bastante, saindo de 101°C e caindo até aproximadamente a temperatura da corrente CARGAPAQ, 45°C. Já as correntes de FUNDO e VAPORSAT apresentaram as menores variações. A corrente FUNDO sai de aproximadamente 101°C para aproximadamente 93°C e a corrente VAPORSAT sofre uma pequena variação na temperatura, mas sempre busca retornar para um valor próximo à 130°C. Estes comportamentos acontecem, pois as temperaturas das correntes CARGAPAQ, TOPO e FUNDO estão diretamente correlacionados com a potência do Economizador.

Já é possível observar na Figura 28 é que o comportamento da vazão da corrente CARGAPAQ sobe de aproximadamente 41.000 kg/hr para aproximadamente 44.500 kg/hr. A corrente de FUNDO também sai de aproximadamente 41.000 kg/hr, sobe até 44.000 kg/hr, mas cai um pouco até 43.000 kg/hr. E a corrente do TOPO somente tende a cair saindo de 3.400 kg/hr e indo até 170 kg/hr. Este comportamento da vazão das correntes de TOPO e FUNDO está diretamente ligado à temperatura da corrente de entrada, CARGAPAQ, ou seja, quanto maior a temperatura da corrente de entrada maior a vaporização do cloro e maior a vazão da corrente de TOPO e menor é a vazão da corrente de FUNDO. Já a corrente VAPORSAT não tem alteração na vazão durante toda a simulação ficando em 4.264 kg/hr. Este comportamento do VAPORSAT se deve aos controladores não estarem em cascata até então.

Já no comportamento dos controladores TIC e FIC durante a simulação, conforme as Figuras 29 e 30, nota-se que o controle de temperatura (TIC) manda o sinal para aumentar a vazão de vapor conforme a temperatura do FUNDO cai (Process Variable). No entanto, como o controlador da vazão de VAPORSAT (FIC) não está em cascata, não há alteração do set point e a vazão logo atinge o valor pré-estabelecido.

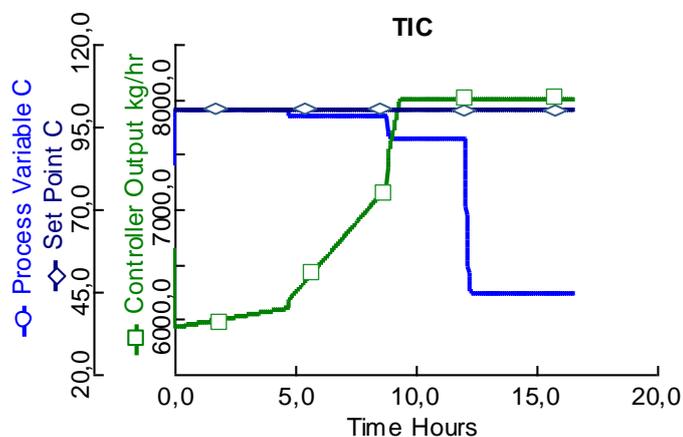


Figura 29 – Comportamento do controlador TIC durante a simulação dinâmica.

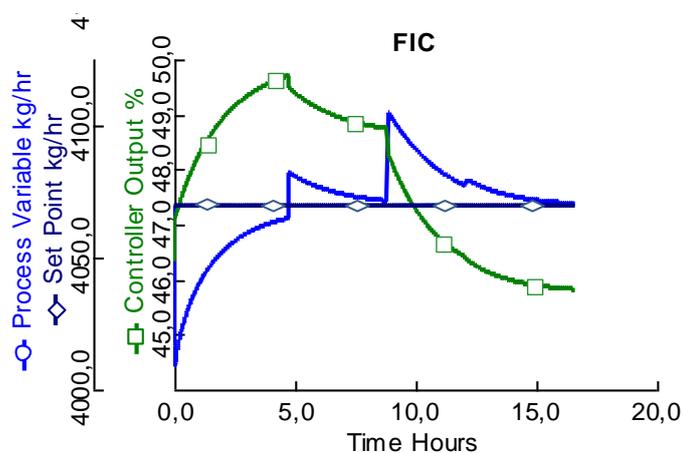


Figura 30 – Comportamento do controlador FIC durante a simulação dinâmica.

Os resultados da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação chegaram a atingir valores acima de 1 ppm (40 ppm) quando a temperatura de TOPO começou a ficar abaixo de 90 após o último distúrbio no coeficiente global de transferência de calor, conforme a Figura 31, devido à menor vaporização do cloro que sai na corrente de FUNDO.

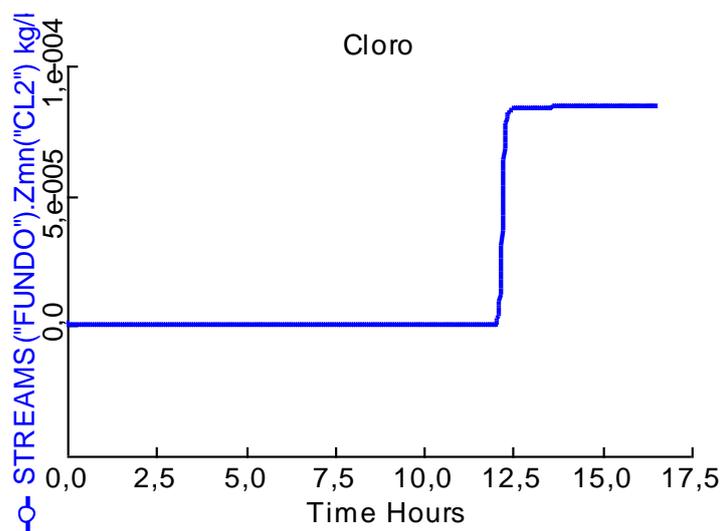


Figura 31 – Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica.

#### 4.3.2 – Simulação Dinâmica – Controladores em Cascata

Para que o controlador de vazão (FIC) tenha o set point alterado de acordo com o sinal do controlador de temperatura (TIC), o controlador FIC foi colocado em cascata com o TIC clicando no botão marcado em vermelho na Figura 32.

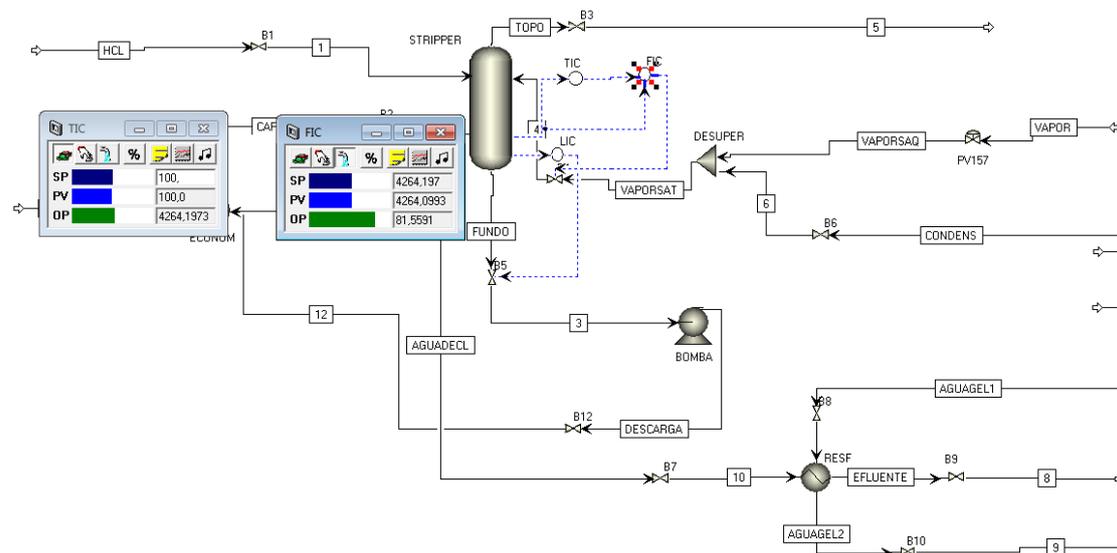


Figura 32 – Tela da simulação ao colocar o controlador de vazão (FIC) em cascata ao clicar no botão marcado em vermelho.

Após a alteração do controlador de vazão FIC, foram realizados os mesmos distúrbios conforme apresentado na Tabela 3 anteriormente, conforme a Figura 33.

Seguem abaixo o comportamento da temperatura e vazão das correntes de entrada e saída da coluna durante a simulação, conforme Figuras 34 e 35.

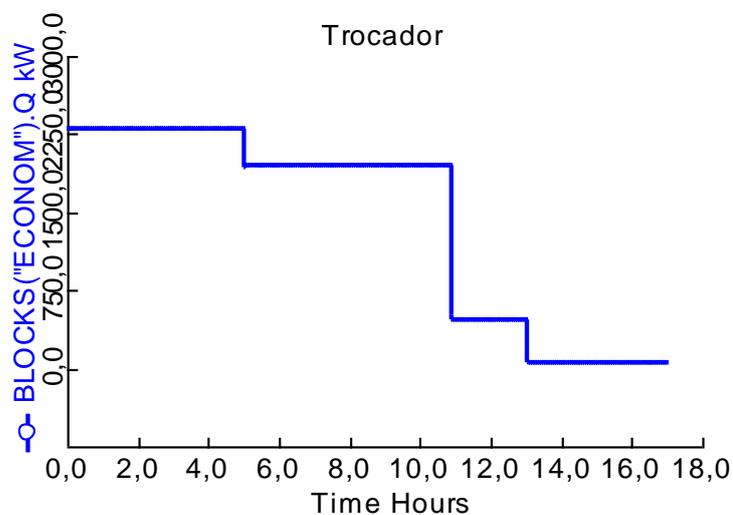


Figura 33 – Comportamento da potência do Economizador com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do mesmo com os controladores FIC e TIC em cascata.

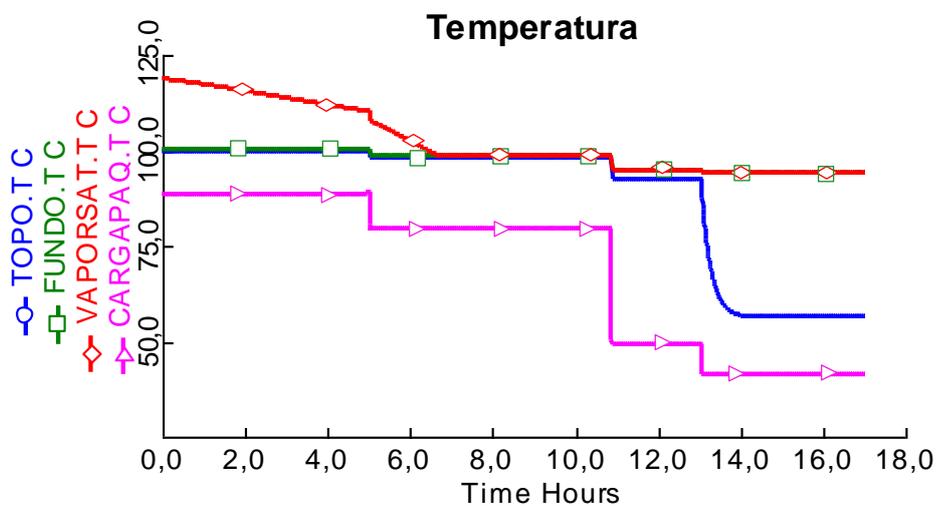
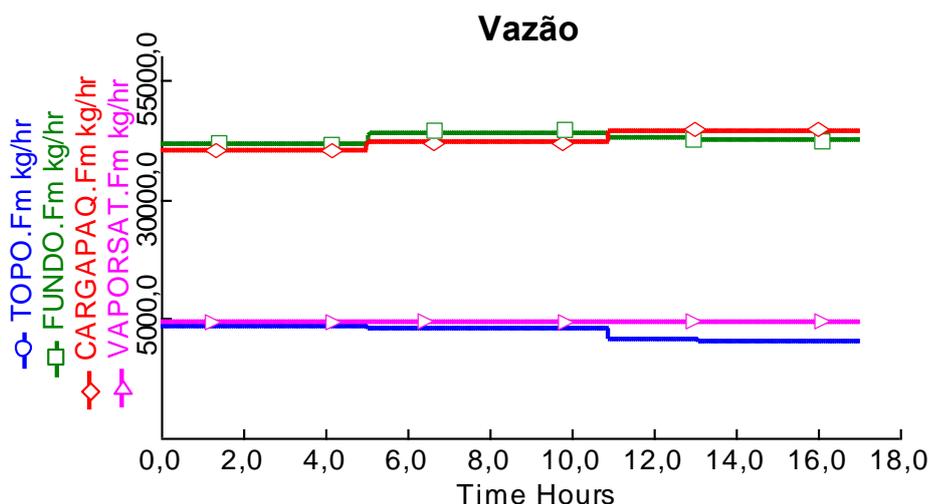


Figura 34 – Comportamento da temperatura das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata.



**Figura 35 – Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata.**

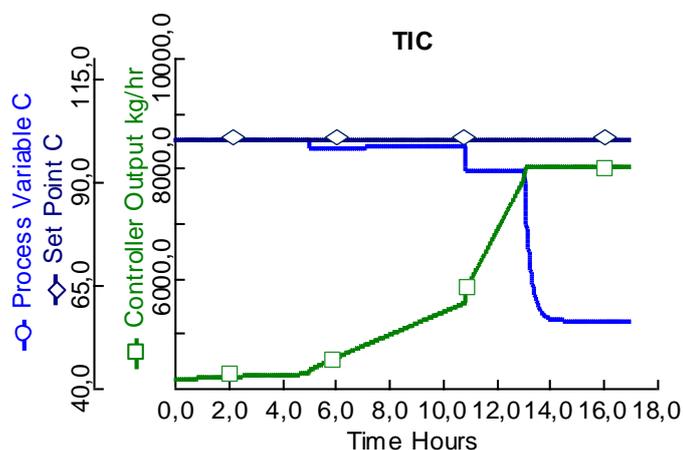
É possível notar na Figura 34 que a temperatura das correntes CARGAPAQ e FUNDO se comportaram da mesma forma que a simulação com os controladores em automático, saindo de 88°C para 41°C e de 101°C para 93°C respectivamente. Já a temperatura das correntes do TOPO e VAPORSAT se comportaram de forma diferente da simulação anterior. A corrente de TOPO saiu de 101°C e caiu até 57°C e a corrente VAPORSAT que estava à 130°C acabou a simulação com 94°C.

E na Figura 35 é possível observar que o comportamento da vazão da corrente CARGAPAQ também foi bem próximo ao comportamento da simulação anterior, saindo de 41.000 kg/hr para aproximadamente 45.000 kg/hr. A corrente de FUNDO também se comportou da mesma maneira que na simulação anterior, saindo de aproximadamente 41.000 kg/hr, sobe até 44.000 kg/hr, mas cai um pouco até 43.000 kg/hr. Já as correntes do TOPO e VAPORSAT se comportaram de forma diferente do que observado na simulação anterior. A corrente de TOPO caiu de 3.400 kg/hr até aproximadamente 250 kg/hr, e a corrente VAPORSAT saiu de 4.264 kg/hr indo até 4.380 kg/hr.

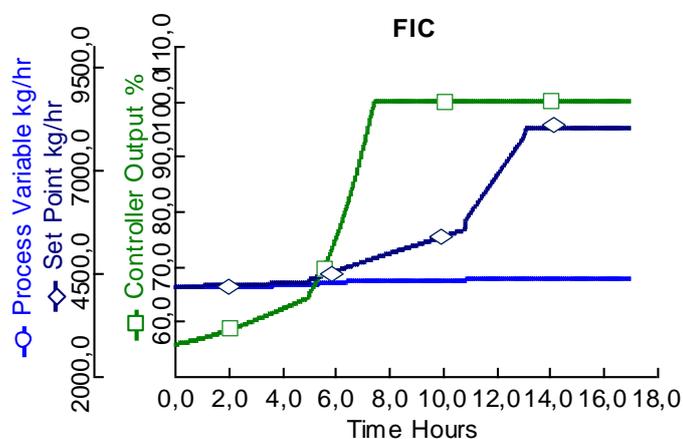
Conforme explicitado anteriormente, as correntes de CARGAPAQ, FUNDO e TOPO são influenciadas diretamente pela potência do Economizador.

Neste momento, já é possível observar que os controladores tentam aumentar a temperatura da corrente de FUNDO, uma vez que tentam aumentar a vazão da corrente de VAPORSAT, porém este aumento é realizado com a abertura da válvula de controle o que provoca uma pequena redução na temperatura desta corrente.

O comportamento dos controladores também foi diferente da simulação anterior, conforme as Figuras 36 e 37. É possível notar que o set point do controlador FIC já se altera com os distúrbios realizados na simulação, conforme o “Controller Output” do controlador TIC se altera. Isto ocorre, pois os controladores se comunicam uma vez que estão em cascata.



**Figura 36 – Comportamento do controlador TIC durante a simulação dinâmica com os controlador FIC em cascata com o TIC.**



**Figura 37 – Comportamento do controlador FIC em cascata durante a simulação dinâmica.**

Um resultado considerável foi na concentração de cloro na corrente de FUNDO que durante a simulação ficou a um nível acima do limite de especificação do efluente de 1 ppm, atingindo uma concentração de 15 ppm, conforme a Figura 38. Porém, este valor é abaixo do valor atingido durante a simulação anterior de 40 ppm. O aumento na concentração de cloro no fundo sempre ocorre quando a temperatura da corrente de FUNDO cai.

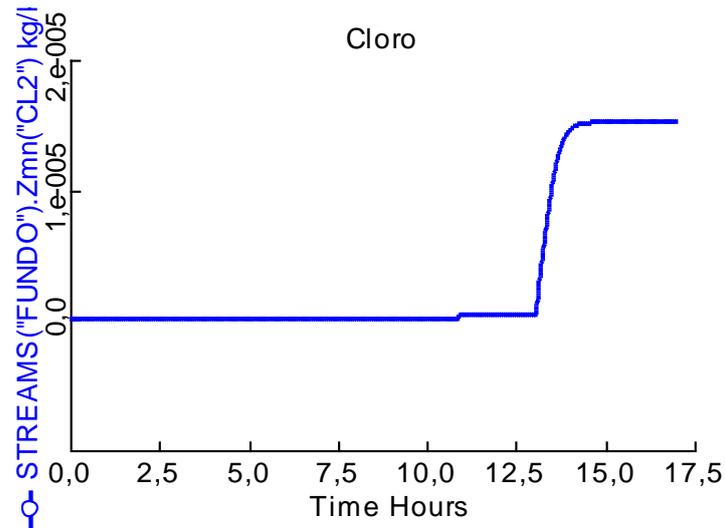


Figura 38 – Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica com o controlador FIC em cascata.

### 4.3.3 - Simulação Dinâmica – Controladores Sintonizados

#### 4.3.3.1 – Sintonizando os Controladores

Para realizar a sintonia do controlador deve-se iniciar a simulação dinâmica e alterar as configurações do controlador. Para isto, clica duas vezes no controlador e em seguida clica no botão “Tune”, conforme a Figura 39.

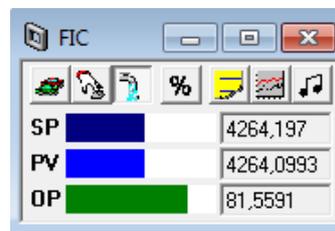
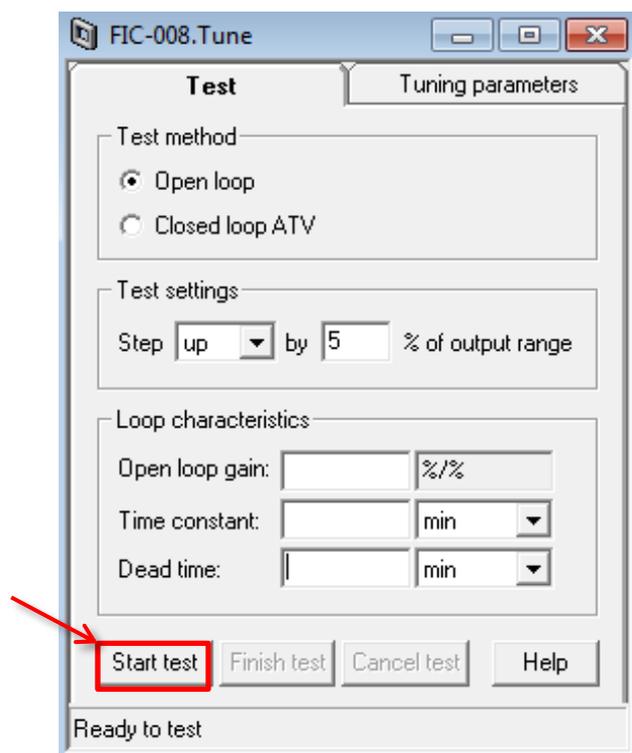


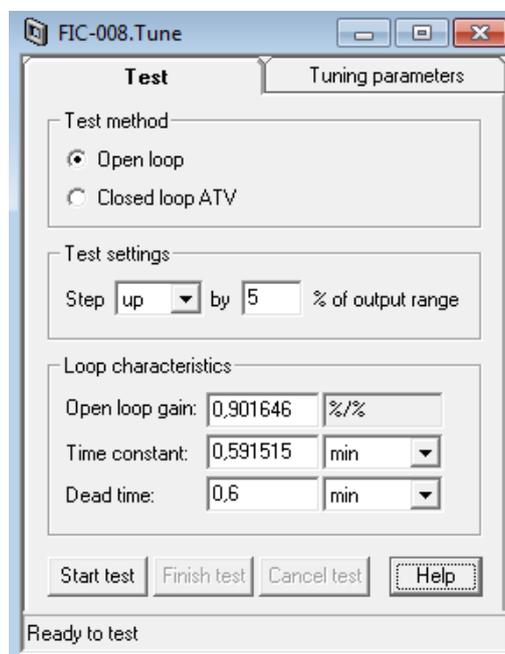
Figura 39: Controlador FICcom destaque para o botão “Tune”.

Com isto, abre uma tela, conforme a Figura 40, onde clica para iniciar o teste.



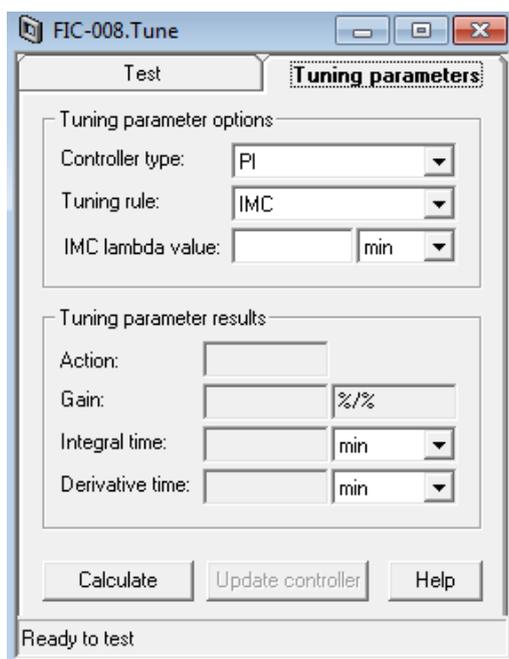
**Figura 40:** Tela “Tune” para iniciar a sintonia do controlador FIC.

Após a realização do teste, este mesmo foi finalizado e parou-se a simulação. Os resultados deste teste são apresentados nos campos em branco da Figura 40, conforme a Figura 41.



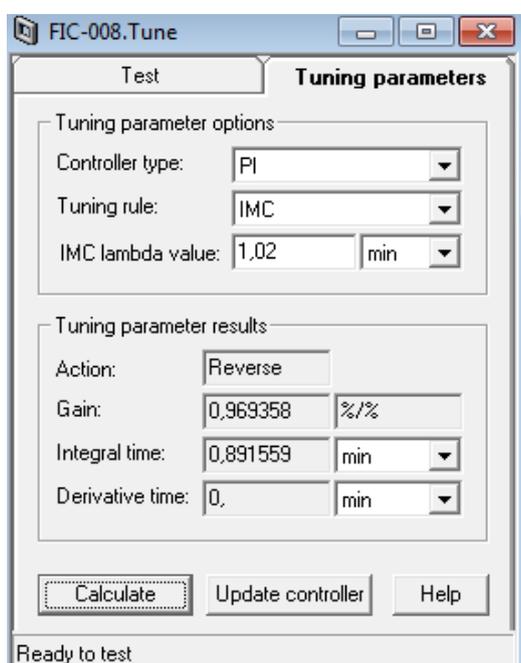
**Figura 41:** Tela “Tune” com os resultados do teste para a sintonia do controlador FIC.

Com estes resultados, clicou-se na aba “Tuning parameters”, conforme a Figura 42.



**Figura 42:** Tela “Tuning parameter” para a sintonia do controlador FIC.

Desta forma, clica-se para calcular os parâmetros em “Calculate” e em seguida em “Update controller”, conforme a Figura 43.



**Figura 43:** Tela “Tuning parameter” com os parâmetros preenchidos para a sintonia do controlador FIC.

Uma vez o controlador FIC sintonizado, foi selecionado o modo de atuação deste em cascata e realizou-se a sintonia do controlador TIC. É possível verificar o comportamento dos controladores durante a sintonia da malha nas Figuras 44 e 45.

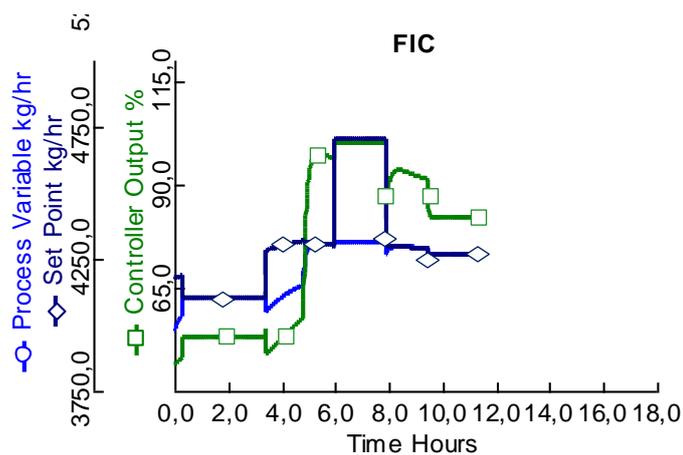


Figura 44: Comportamento do controlador FIC durante a sintonia da malha.

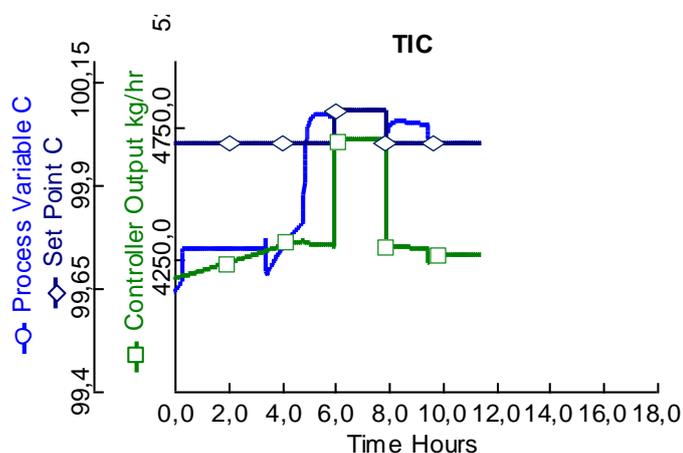
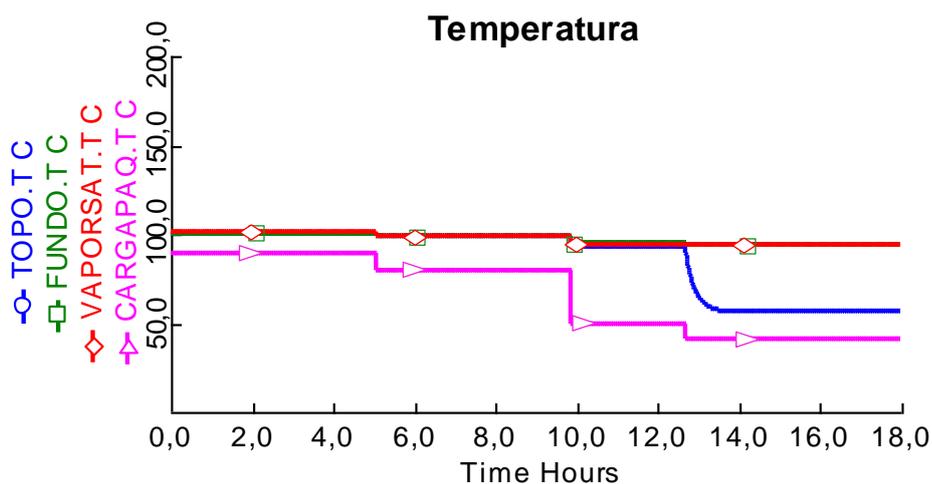


Figura 45: Comportamento do controlador TIC durante a sintonia da malha.

Com a sintonia da malha concluída e iniciou-se a simulação novamente e repetiram-se todos os distúrbios que já realizados anteriormente, conforme a Tabela 3.

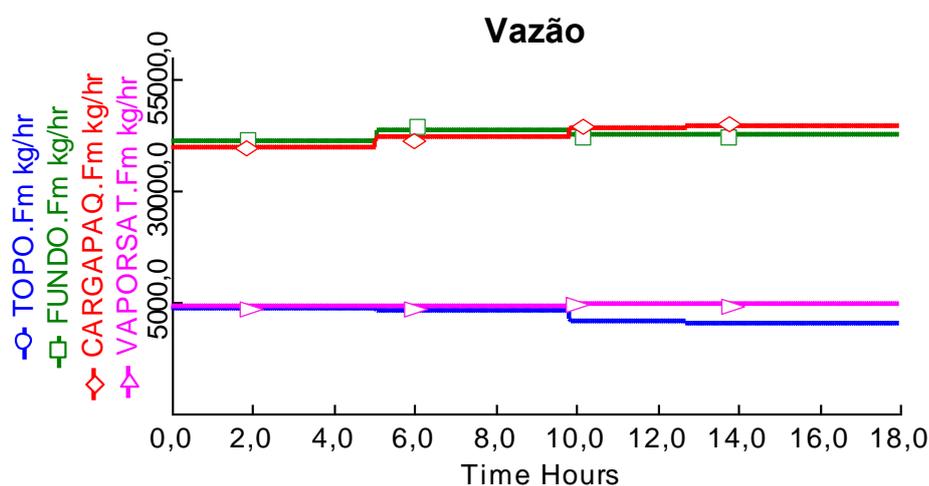
#### 4.3.3.2 – Análise dos Resultados da Simulação Dinâmica com os Controladores Sintonizados

Observando o comportamento da temperatura das correntes de entrada e saída da coluna, conforme a Figura 46, verifica-se que a temperatura de todas as correntes se comportaram da mesma forma que a simulação anterior. A corrente CARGAPAQ saiu de 88°C para 41°C, a corrente de FUNDO saiu de 101°C para 94°C, a corrente de TOPO saiu de 101°C e caindo até 57°C e a corrente VAPORSAT finalizou a simulação com 94°C.



**Figura 46:** Comportamento da temperatura das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata e sintonizados.

Assim como o comportamento da temperatura, a vazão das correntes de entrada e saída se comportou da mesma forma que a simulação anterior, conforme a Figura 47. A vazão da corrente CARGAPAQ saiu de 41.000 kg/hr para aproximadamente 45.000 kg/hr, a corrente de FUNDO saiu de 41.000 kg/hr até 44.000 kg/hr e cai um pouco até 43.000 kg/hr, a corrente de TOPO caiu de 3.400 kg/hr até aproximadamente 250 kg/hr, e a corrente VAPORSAT saiu de 4.264 kg/hr indo até 4.380 kg/hr.



**Figura 47:** Comportamento da vazão das correntes de entrada e saída da coluna stripper com a alteração do coeficiente global de transferência de calor do Economizador com os controladores TIC e FIC em cascata e sintonizados.

Também não foi observada alteração no comportamento da concentração de cloro na corrente de fundo com relação à simulação anterior, onde essa sai de menos de 1 ppm para aproximadamente 15 ppm, conforme a Figura 48.

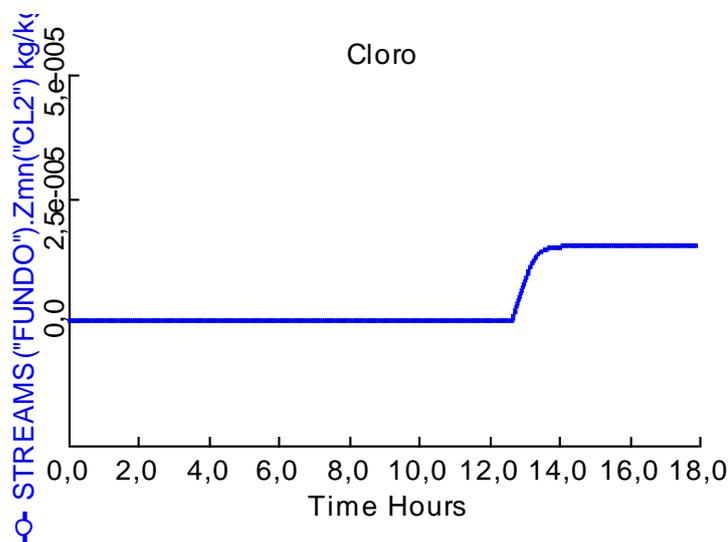


Figura 48: Comportamento da concentração de cloro na corrente de FUNDO durante a simulação dinâmica com o controlador FIC em cascata e sintonizado.

No entanto, é possível observar alteração no comportamento do controlador FIC e TIC com relação à simulação anterior. Com os controladores sintonizados, é possível observar que a resposta dos controladores é mais rápida que anteriormente, conforme a Figura 49 e 50.

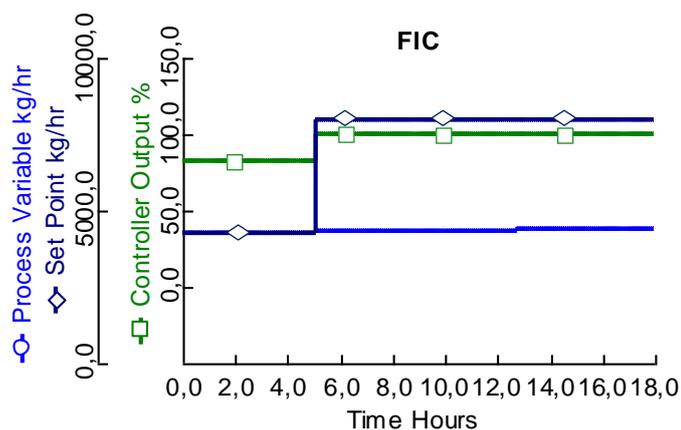


Figura 49: Comportamento do controlador FIC em cascata e sintonizado durante a simulação dinâmica.

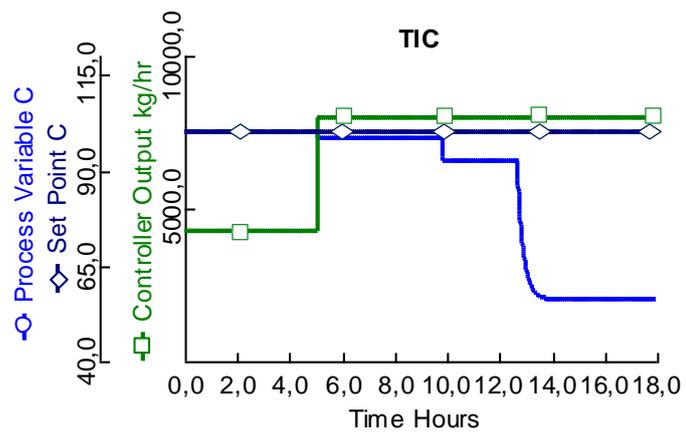


Figura 50: Comportamento do controlador TIC em cascata e sintonizado durante a simulação dinâmica.

## 5 – CONCLUSÕES

A coerência dos dados obtidos na simulação no *Aspen Plus<sup>TM</sup>* com os dados da planta durante a validação do modelo comprova que o modelo termodinâmico (ELECNRTL) utilizado é apropriado para representar o comportamento do sistema da stripper de água clorada.

No ponto de vista do estado estacionário, com os dados de projeto, os resultados das temperaturas e vazão das correntes de entrada e saída da coluna se comportam conforme o projetado. Como é observado na planta que de tempo em tempo o trocador de calor, onde é aquecida a corrente de alimentação da coluna (ECONOM), deve ser limpo foram realizados distúrbios no sistema alterando a potência deste trocador. Uma vez alterando os dados do trocador de calor que impacta na temperatura da corrente de alimentação (CARGAPAQ) da coluna, é possível observar o impacto na temperatura de topo da coluna e principalmente na concentração de cloro na corrente de fundo. Isto foi observado tanto na simulação no estado estacionário como na simulação dinâmica.

Desta forma, dependendo da eficiência do trocador de calor ou da temperatura da corrente de alimentação da coluna, a temperatura de topo pode cair até atingir o mesmo valor da corrente antes do trocador (CARGA). Quanto menor a temperatura de topo da coluna, maior é a concentração de cloro na corrente de fundo. Ao atingir 95°C no topo da coluna a concentração de cloro na corrente de fundo já atinge o valor de 1 ppm e podendo chegar até atingir até 52 ppm se a temperatura de topo atingir 51°C. Estes resultados confirmam a importância do trocador de calor, onde a sua potência não pode ficar abaixo de 363 kW para manter a eficiência de todo o sistema de tratamento de água clorada com o efluente especificado.

Na simulação dinâmica, foram realizados distúrbios na eficiência do trocador de calor da corrente de alimentação da coluna e observado o comportamento das correntes de entrada e saída da coluna. Nota-se que com os controladores de temperatura de fundo e da vazão de vapor em cascata a temperatura do topo não cai tanto e a concentração de cloro atinge valores menores. Como a vazão de vapor superaquecido que alimenta o sistema está limitada a 4.157,5 kg/hr, apesar de o controlador abrir a válvula da alimentação de vapor a 100% a vazão de vapor saturado não consegue ultrapassar valores

acima de 4.380 kg/hr, o que resulta em uma redução de 6°C da temperatura uma vez que a pressão se mantém constante. Com a sintonia destes controladores, foi possível observar uma resposta mais rápida destes no controle do sistema.

Desta forma, com a limpeza regular do trocador de calor da corrente de alimentação e sintonia dos controladores de temperatura de fundo e vazão de vapor saturado, o sistema tende a atender às especificações de projeto.

**6 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Realizar um estudo sobre o cruzamento da alimentação de vapor com a temperatura de topo com o objetivo de obter o controle de razão.

Estudar a possibilidade de utilizar diretamente o vapor superaquecido com o objetivo de eliminar a utilização de condensado do processo.

Realizar o estudo de integração energética do sistema com o intuito de encontrar o ponto ótimo de operação.

Estudar e analisar através de técnicas de Fluidodinâmica Computacional (CFD - Computational Fluid Dynamics) a influência de variáveis de processo (taxas de fluxo líquido, taxas de fluxo de vapor e velocidade rotacional) e parâmetros geométricos (tipo de recheio, área superficial específica, etc.) em diversas condições de operação da coluna de stripper.

## REFERÊNCIAS

ASPEN™ V8.4, Help, Aspen Technology, 2014

BEZZO, F., BERNARDI, R., CREMONESE, G., FINCO, M., BAROLO, M. **Using Process Simulators For Steady-State And Dynamic Plant Analysis - An Industrial Case Study**. Chemical Engineering Research and Design, 2004, 82 (A4), p. 499-512.

CORRÊA, T. E. **Simulação e melhorias de uma unidade de extração de aromáticos**, Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Departamento de Engenharia Química, Porto Alegre, 2010.

COSTA, C. A. **Monografias de processo da área de cloro**, BRASKEM S.A, 2004.

GUEDES, B. P. **Análise da Sensibilidade e do Comportamento Dinâmico de uma Coluna de Destilação Azeotrópica Não-Convencional**, Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Campina Grande, Departamento de Engenharia Química. Campina Grande, 2006.

GRACILIANO, J. E. A. **Síntese ótima de processos não isotérmicos de tratamento de efluentes**, Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Química. São Paulo, 2012.

HINE, F. **Electrode Processes and Electrochemical Engineering**, Plenum Press. New York, 1985.

JUNIOR, R. N. J. **Modelagem Matemática de um Processo Industrial de Produção de Cloro e Soda por Eletrólise de Salmoura Visando a sua Otimização**, Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Química. São Paulo, 2006.

LEE, J. H., KWAK, N. S., LEE, I., JANG, K., SHIM, J. **Performance analysis of a 500 MWe coal-fired power plant with a post-combustion CO<sub>2</sub> capture process.** Journal of Process Mechanical Engineering, vol. 227 no. 3, p. 149-156, 2013.

LIN, Y., KATE, A. T., MOOIJER, M. et al. **Comparison of activity coefficient models for electrolyte system.** AIChE Journal, p n/a-n/a, 2009.

MANEGUELO, A. P. **Contribuições à análise e modelagem de operações transientes de colunas de destilação,** Tese de Doutorado. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

O'BRIEN, T. F., BOMMARAJU, T. V., HINE, F. **Handbook of Chlor-Alkali Technology.** Springer, New York, 2005.

NOGUEIRA, A. H. **Perfil da Indústria Brasileira de Cloro e Soda.** INDI, Instituto de Desenvolvimento Integrado de Minas Gerais, Brasil, 2011.

SAHU, J. N., CHAVA, R. K., HUSSAIN, S., PATWARDHAN, A., V., MEIKAP, B. C. **Optimization of ammonia production from urea in continuous process using ASPEN Plus and computational fluid dynamics study of the reactor used for hydrolysis process.** Journal of Industrial and Engineering Chemistry, vol. 16, issue 4, p. 577-586, 2010.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice.** Prantice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1983.

WOSNY, G., JEROMIN, L. **Dynamic Process Simulation in Industry,** International Chemical Engineering, vol. 34, n° 2, 1994.

ZHENG, L., FURINSK, E. **ASPEN simulation of cogeneration plant.** Fuel and Energy Abstracts, vol. 44, issue 6, p. 377, 2003.