



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**



**LUIZA TRAZZI FRANCISCHETTI**

**ANÁLISE E SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO  
DE ETILA ATRAVÉS DO SIMULADOR DE PROCESSOS COMERCIAL  
AVEVA PROCESS SIMULATION**

**UBERLÂNDIA**

**2022**

**LUIZA TRAZZI FRANCISCHETTI**

**ANÁLISE E SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO  
DE ETILA ATRAVÉS DO SIMULADOR DE PROCESSOS COMERCIAL  
AVEVA PROCESS SIMULATION**

Trabalho de Conclusão de Curso  
apresentado à Universidade Federal de  
Uberlândia como parte dos requisitos  
necessários para aprovação na disciplina de  
Trabalho de Conclusão de Curso do curso  
de Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva  
Neiro

**UBERLÂNDIA**

**2022**

**LUIA TRAZZI FRANCISCHETTI**

**ANÁLISE E SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO  
DE ETILA ATRAVÉS DO SIMULADOR DE PROCESSOS COMERCIAL  
AVEVA PROCESS SIMULATION**

Trabalho de Conclusão de Curso  
apresentado à Universidade Federal de  
Uberlândia como parte dos requisitos  
necessários para aprovação na disciplina de  
Trabalho de Conclusão de Curso do curso  
de Engenharia Química.

Uberlândia, 09 de janeiro de 2023.

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro

Orientador

Engenharia Química / FEQUI – UFU

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Líbia Diniz dos Santos

Engenharia de Alimentos / FEQUI – UFU

Prof. Dr. Rubens Gedraite

Engenharia Química / FEQUI - UFU

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço aos meus pais, Gustavo e Donata, e minha irmã, Julia, pelo apoio incondicional, pelo colo sempre que necessário e pelo maior amor do mundo.

Ao meu namorado Flávio, por toda a ajuda e por vivenciar e lutar junto comigo todas as batalhas.

Aos meus avós, tios e primos, que estiveram sempre presentes nessa caminhada.

Aos meus amigos, pelos momentos vividos e histórias construídas.

Ao professor Sérgio, por levar ao pé da letra o significado da palavra orientador, compartilhando ensinamento e sempre disposto a ajudar.

Aos professores e servidores da Faculdade de Engenharia Química e da Universidade Federal de Uberlândia que foram peças fundamentais para eu chegar até aqui.

## RESUMO

A simulação computacional permite que sejam realizadas estimativas de processos industriais sem a necessidade de construção de uma planta real. Através dela, é possível avaliar as melhores condições para realização do processo proposto. Neste contexto, o objetivo deste trabalho foi simular uma planta de produção de cloreto de etila e verificar a influencia de algumas variáveis no processo, bem como a estimativa de perda e ganho de receita para cada uma das mudanças propostas. Para isso, utilizou-se o simulador AVEVA Process Simulation, software capaz de fazer simulações de maneira eficiente e precisa. Foi utilizado como simulação base a simulação descrita no livro “Computer Methods in Chemical Engineering” (2018). Posteriormente, variáveis de interesse como temperatura do trocador de calor, razão de reciclo e pressão e temperatura da torre de destilação foram alteradas visando uma melhora da produção de cloreto de etila. Para análise econômica, utilizou-se a planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018) para estimativa de custo dos equipamentos nas determinadas condições propostas. Mediante avaliações foi possível perceber que apesar dos valores dos equipamentos aumentarem em algumas condições, esse valor é compensado pelo aumento da receita do produto, uma vez que melhoradas sua vazão e a sua composição de saída.

**Palavras-chave:** simulação computacional; AVEVA Process Simualtion; cloreto de etila.

## ABSTRACT

Computer simulation allows estimates of industrial processes to be made without the need to build a real plant. Through it, it is possible to evaluate the best conditions for the realization of the proposed process. In this context, the objective of this work was to simulate a production plant of ethyl chloride and verify the influence of some variables in the process, as well as the estimated revenue loss and gain for each of the proposed changes. For this, the AVEVA Process Simulator was used, software capable of performing simulations efficiently and accurately. A base simulation was used as the simulation described in the book “Computer Methods in Chemical Engineering” (2018). Subsequently, variables of interest such as heat exchanger temperature, recycle ratio and distillation tower pressure and temperature were changed in order to improve ethyl chloride production. For economic analysis, the CAPCOST (TURTON et al., 2018) spreadsheet was used to estimate the cost of the equipment under the given proposed conditions. Through evaluations, it was possible to realize that although the values of the equipment increase in some conditions, this is offset by the increase in product revenue, since its flow rate and output composition are improved.

Key words: computational simulation; AVEVA Process Simulation; ethyl chloride.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Visão inicial geral do AVEVA Process Simulation.....	13
Figura 2 – Especificações do novo fluido criado. ....	14
Figura 3 – Especificações da corrente de entrada.....	15
Figura 4 – Página do Excel para configuração da reação.....	16
Figura 5 – Representações dos misturadores.....	17
Figura 6 – Representação do Reator.....	17
Figura 7 – Configuração do Reator. ....	18
Figura 8 – Representação do Compressor. ....	19
Figura 9 – Configuração do Compressor.....	19
Figura 11 – Representações do trocador de calor.....	20
Figuras 12 - Configuração dos Trocadores de calor.....	21
Figura 13 – Representação do vaso Flash. ....	21
Figura 14 – Configuração do Vaso Flash. ....	22
Figura 15 – Representação da torre de destilação. ....	23
Figura 16 - Configuração da Torre de Destilação. ....	24
Figura 17 – Representação do separador.....	24
Figura 19 – Representação da válvula.....	25
Figura 20 - Configuração da Válvula. ....	26
Figura 21 – Planta de produção de cloreto de etila no AVEVA Process Simulation.....	27
Figura 22 – Configurações do primeiro trocador de calor na planilha CAPCOST.....	30
Figura 23 – Configurações finais do primeiro trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018)..	31
Figura 24 – Configurações do segundo trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018). ....	34
Figura 25 – Configurações finais do segundo trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018). ....	35

Figura 26 – Configurações dos estágios da torre de destilação na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018). .....	38
Figura 27 – Configurações finais da torre de destilação na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018). .....	39

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados das correntes da simulação no AVEVA Process Simulation. ....	28
Tabela 2 – Dados de saída do produto quando alterada a temperatura de saída do primeiro trocador de calor. ....	29
Tabela 3 – Valores anuais dos trocadores de calor para as variadas temperaturas de saída do primeiro trocador de calor. ....	32
Tabela 4 – Dados da corrente de saída do produto quando alterada a razão de saída do separador.....	33
Tabela 5 – Valores anuais dos trocadores de calor para as variadas razões de saída do separador.....	35
Tabela 6 - Dados da corrente de saída do produto quando alteradas pressão e temperatura da torre de destilação .....	36
Tabela 7 - Valores anuais da torre de destilação para as variadas pressões .....	39

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	10
2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO .....	12
3. CONFIGURAÇÕES INICIAIS DO SIMULADOR AVEVA PROCESS SIMULATION .....	13
3.1 Misturador.....	16
3.2 Reator de conversão.....	17
3.3 Compressor .....	18
3.4 Trocador de calor .....	20
3.5 Vaso Flash.....	21
3.6 Torre de destilação.....	22
3.7 Separador .....	24
3.8 Válvula.....	25
4. SIMULAÇÃO NO SIMULADOR AVEVA PROCESS SIMULATION .....	27
4.1 Simulação base .....	27
4.2 Alteração na temperatura de saída do primeiro trocador de calor .....	29
4.3 Alteração na razão de saída do separador .....	32
4.4 Alteração da pressão e da temperatura na torre de destilação .....	36
5. CONCLUSÃO .....	40
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	41

## 1. INTRODUÇÃO

O Cloreto de etila, que possui a fórmula  $C_2H_5Cl$ , cujo nome segundo a IUPAC é cloroetano, é um composto orgânico que é amplamente utilizado na indústria como solvente e também pode ser usado como anestésico local. É preparado comercialmente pela ação do ácido clorídrico (HCl) sobre o etileno ( $C_2H_4$ ) e é um gás em temperaturas normais de temperatura e pressão (LAWSON, 1965).

Um dos reagentes para a produção do cloreto de etila é o cloreto de hidrogênio, mais conhecido como ácido clorídrico, cuja fórmula molecular é HCl. Além de estar presente no suco gástrico do ser humano, esse ácido também é utilizado como produto de limpeza e está presente na produção de alguns fármacos (ARAÚJO, 2022).

Outro reagente utilizado na reação é o eteno, representado pela fórmula  $C_2H_4$ , que é um gás em temperatura ambiente. Segundo Montenegro e Pan (2000), o eteno pode ser obtido através do etano, que é a alternativa mais atraente, economicamente falando, ou também pode ser obtido a partir do gás natural. De acordo com Ros (2012), o eteno é vastamente utilizado na indústria do petróleo para produzir polímeros.

Conforme Turton et al (2018), o inerte sendo alimentado em um reator pode atuar como diluente para controlar a taxa de reação e também para inibir reações indesejadas. Nessa simulação, utilizou-se o gás nitrogênio como inerte, cuja fórmula é  $N_2$ .

A simulação computacional consiste em um ensaio através de um software de um processo, no qual se deseja encontrar as melhores condições de trabalho para garantir maior produtividade, rentabilidade e menor desperdício da matéria-prima. Para poder realizar a simulação, é necessário o conhecimento de cada uma das etapas para que seja possível tomar a decisão correta e para que o objetivo seja realizado, ou seja, que se alcance a melhoria contínua (KIPPER et al., 2013).

De acordo com Gavira (2003), algumas medidas de desempenho são utilizadas para medir a eficácia do sistema. Nesse trabalho, serão utilizadas vazão de saída do produto de fundo da torre de destilação e sua composição para avaliar o processo e quais as melhores condições para realização da simulação.

Para verificar a validação da simulação com relação aos custos, algumas estimativas de preço de equipamentos foram realizadas. Os custos dos equipamentos podem ser estimados a partir de correlações desenvolvidas com base em cotações de fornecedores ou com base em dados históricos (TURTON et al., 2018). Para esse estudo foi utilizada a planilha CAPCOST 2017, segundo Turton et al (2018).

Para utilização da planilha citada no parágrafo anterior, foi necessário utilizar o dado de CEPCI - *Chemical Engineering Plant Cost Index*, que traduzida para o português significa Índice de Custo da Planta da Engenharia Química, que conforme Lozowski (2022), é uma importante ferramenta para profissionais da indústria para ajustar o valor de uma planta de processos de um período para o outro. Neste estudo, o valor utilizado foi o de 542, valor referente ao ano de 2017, ano anterior a publicação.

Sendo assim, o objetivo geral deste trabalho é analisar uma planta de produção de cloreto de etila a partir de cloreto de hidrogênio e eteno, com gás nitrogênio como inerte. E os objetivos específicos são:

- Desenvolver a simulação do processo de produção de cloreto de etila utilizando o simulador de processos comercial AVEVA Process Simulation;
- Verificar como algumas variáveis influenciam no processo;
- Analisar o custo de alguns equipamentos com determinadas mudanças;
- Validar se as mudanças são compensadas pela receita da produção.

## 2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Para a produção de cloreto de etila, a rota utilizada foi a de conversão de cloreto de hidrogênio e de eteno, com nitrogênio como inerte. O reagente limitante foi o eteno, uma vez que foi alimento em proporção estequiométrica menor.

O processo iniciou-se com a alimentação dos reagentes e do inerte. Então, a corrente de entrada misturou-se com a corrente de reciclo no misturador, no qual saiu apenas uma corrente como resultado da mistura. Essa corrente foi alimentada no reator, equipamento em que ocorre a conversão dos reagentes em produto.

A corrente que sai do reator é alimentada em um trocador de calor, que altera apenas a temperatura da corrente. Já com a nova temperatura, a corrente é conectada em um vaso de flash, no qual ocorre a separação das fases líquida e vapor. A corrente que condiciona a fase líquida é alimentada na torre de destilação, equipamento em que são separados o produto dos reagentes e inerte restantes. Das três correntes provenientes da torre, aquela que sai do fundo é a que possui o produto de interesse. Esta é captada por um vaso.

As outras duas correntes advindas da torre, que possuem o inerte e os reagentes restantes, são alimentadas em um misturador, no qual também é alimentada a corrente proveniente do vaso de Flash que possui a corrente na fase vapor. Essas três correntes misturadas no misturador tornam-se uma que será alimentada no separador.

No separador, essa corrente é separada em duas: uma é a purga, que é eliminada do processo para impedir que material indesejado seja acumulado no processo, e a outra é a corrente de reciclo, que passa por uma válvula para reduzir a pressão e por um trocador de calor, que aumenta a temperatura. Essa corrente, depois de processada por esses dois equipamentos, é alimentada no primeiro misturador, junto com a corrente de entrada.

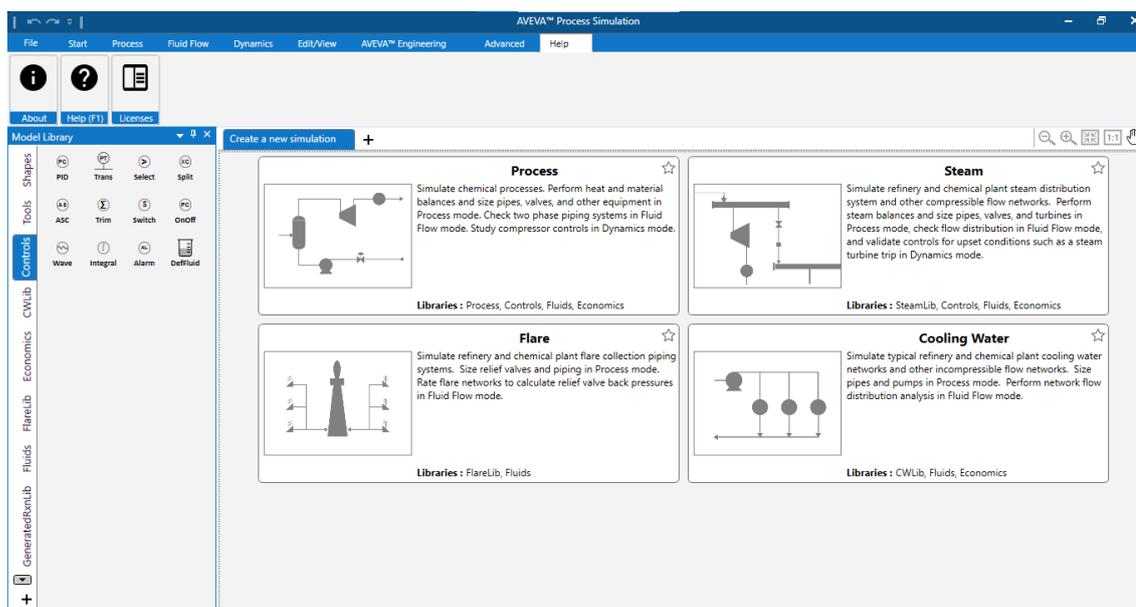
Para realizar o processo acima no simulador AVEVA Process Simulation, algumas configurações e definições foram necessárias. Afim de detalhar todas as etapas explicadas nessa seção, a seção 3 foi escrita.

### 3. CONFIGURAÇÕES INICIAIS DO SIMULADOR AVEVA PROCESS SIMULATION

O AVEVA Process Simulation é uma plataforma inovadora e integrada que ajuda a desenvolver o processo de maneira digital mas também de maneira sustentável, ajudando os engenheiros a criar valor em cada fase do ciclo da planta, desde o conceito até as operações em andamento (AVEVA, 2022).

A visão geral do Software pode ser vista na Figura 1. Nesse estudo, foi selecionada a opção Processo e nas funções do usuário, foi selecionada a opção de Escrever modelo, que permite a modificação dos modelos existentes e a criação de um novo modelo personalizado. Permite também a organização dos modelos em bibliotecas e definição de variáveis e equações.

Figura 1 – Visão inicial geral do AVEVA Process Simulation.



Fonte: A autora.

Inicialmente, foi configurado um novo fluido no simulador. Ao clicar com o botão esquerdo na nova simulação, selecionou-se a opção Criar Novo Fluido. Então, adicionou-se os componentes  $C_2H_4$ ,  $HCl$ ,  $N_2$  e  $C_2H_5Cl$ . Escolheu-se o modelo termodinâmico Peng-Robinson e as fases vapor e líquido. É possível verificar as definições citadas na Figura 2.

Figura 2 – Especificações do novo fluido criado.

▼ **Methods**

System ● Peng-Robinson (PR)

Binary Interaction Banks

Alpha Selection

Alpha Data Banks

Include Fugacity Coefficient Variables in Fluid State

Phases ● Vapor/Liquid (VLE)

Include non-equilibrium solid components

Apply high pressure VLE adjustments (Beta)

Vapor Enthalpy

Liquid Enthalpy

Liquid Density

Pure Component Property Override Data Bank ●

Report Thermodynamic Calculation Warnings

---

> Method Data

> Starting Values

> Transport Mixing Rules

▼ **Component List**

Name	<input checked="" type="checkbox"/>	Status	Type	Full Name	Bank	NBP (K)	SG60F	MW
C2H4	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Ethylene	System:SIMSCI			
HCL	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Hydrogen Chloride	System:SIMSCI			
C2H5CL	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Ethyl Chloride	System:SIMSCI			
N2	<input checked="" type="checkbox"/>	●	Library	Nitrogen	System:SIMSCI			

Number of Components: 4

Sum of Starting Compositions: 1

Add Component

Add Petro Component

---

> Component Data

> Component Browser

Fonte: A autora.

Para a corrente de entrada, escolheu-se o tipo do fluido como sendo o fluido criado conforme parágrafo anterior e as seguintes especificações foram determinadas: pressão de 1 atm (103,302 kPa), temperatura de 25 °C e fração molar de 0,48 de C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, 0,5 de HCl e 0,02 de N<sub>2</sub> e 0 de C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl, conforme mostrado na Figura 3.

Figura 3 – Especificações da corrente de entrada.

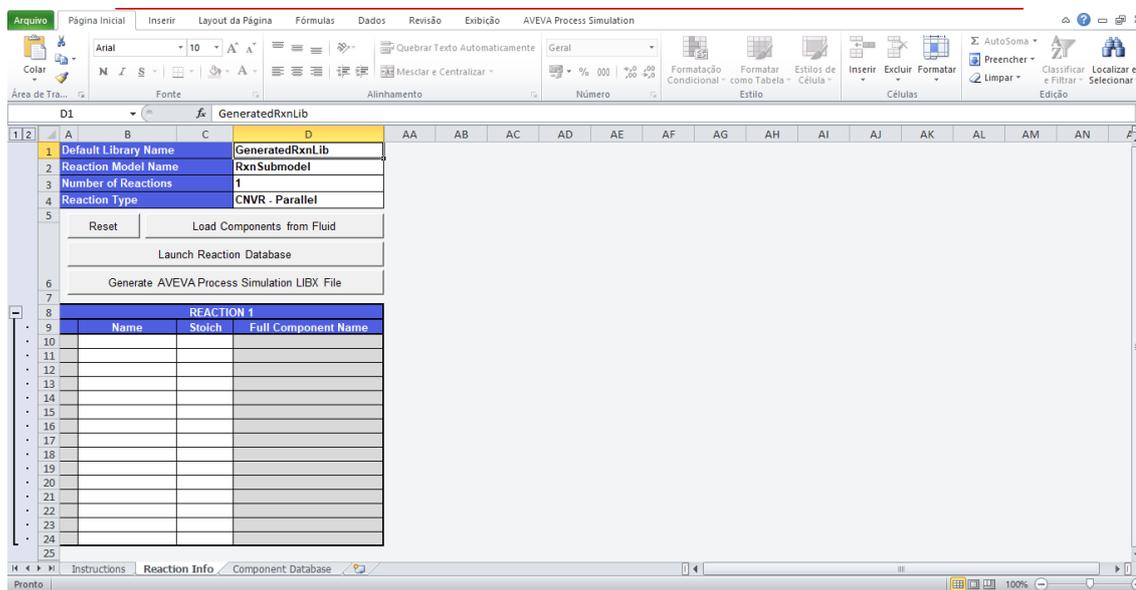
Configuration		
<input type="radio"/>	FluidType	Models.Fluid1
<input type="radio"/>	CompBasis	Molar
<input type="radio"/>	Reactions	Include
<input type="radio"/>	Industry	Hide
<input type="radio"/>	ModeCheck	Process
<input type="radio"/>	Elevations	Disabled
Operation		
<input type="checkbox"/>	W	0.896011 kg/s
<input checked="" type="checkbox"/>	F	100 kmol/h
<input type="checkbox"/>	Q	0.675484 m3/s
<input checked="" type="checkbox"/>	P	1 atm
<input checked="" type="checkbox"/>	T	25 C
<input type="checkbox"/>	VF	1.96893 mole fraction
<input checked="" type="checkbox"/>	M	
<input checked="" type="checkbox"/>	M[C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ]	0.48 kmol
<input checked="" type="checkbox"/>	M[HCl]	0.5 kmol
<input checked="" type="checkbox"/>	M[C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl]	0 kmol
<input checked="" type="checkbox"/>	M[N <sub>2</sub> ]	0.02 kmol
<input type="checkbox"/>	Mt	1 kmol
>	z	
>	zm	
<input type="checkbox"/>	MW	32.2564 kg/kmol
>	Reference	

Fonte: A autora.

Para a reação utilizada, foi necessário utilizar o gerador de reações, que abre um arquivo Excel para configuração da reação, conforme ilustrado na Figura 4. Então, o fluido criado foi importado, os dados foram colocados conforme estequiometria da

reação e a nova biblioteca, salva. Após esta etapa, a nova biblioteca foi importada no simulador, permitindo que a reação criada fosse selecionada na configuração do reator.

Figura 4 – Página do Excel para configuração da reação.



Fonte: A autora.

Para cálculo da receita do produto, utilizou-se para o valor do cloreto de etila de 85 rúpias indianas por kilograma. Esse valor, na conversão do dia 14 de dezembro de 2022, equivalia a \$1,03/kg. Com a informação da vazão mássica de saída, dada em kg/s, transformou-se essa unidade para kg/ano, levando em consideração o fator de 0,95 para dias em um ano de produção, uma vez que são necessárias manutenções.

Em seguida, serão apresentadas as especificações técnicas de cada equipamento utilizado na simulação, juntamente com os detalhes das configurações necessárias.

### 3.1 Misturador

O primeiro equipamento utilizado na simulação foi o misturador, com intuito de misturar homogeneamente a corrente de entrada e a corrente de reciclo do processo (Figura 5a). Outro equipamento (Figura 5b) como este foi utilizado para misturar a corrente de vapor proveniente do vaso Flash (seção 3.5) e as correntes saídas do condensador da torre de destilação (seção 3.6). É possível ver a representação desse equipamento, simbolizado pela abreviação MX, no simulador AVEVA, na Figura 5.

Figura 5 – Representações dos misturadores.



Fonte: A autora.

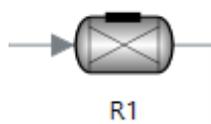
Para esse equipamento, nenhuma configuração precisou ser escolhida, apenas as correntes foram conectadas.

### 3.2 Reator de conversão

A reação de conversão do cloreto de hidrogênio (HCl) e do eteno ( $C_2H_4$ ) em cloreto de etila ( $C_2H_5Cl$ ) ocorre no reator de conversão. Para essa simulação, utilizou-se uma simplificação do reator, no qual a conversão foi fixada.

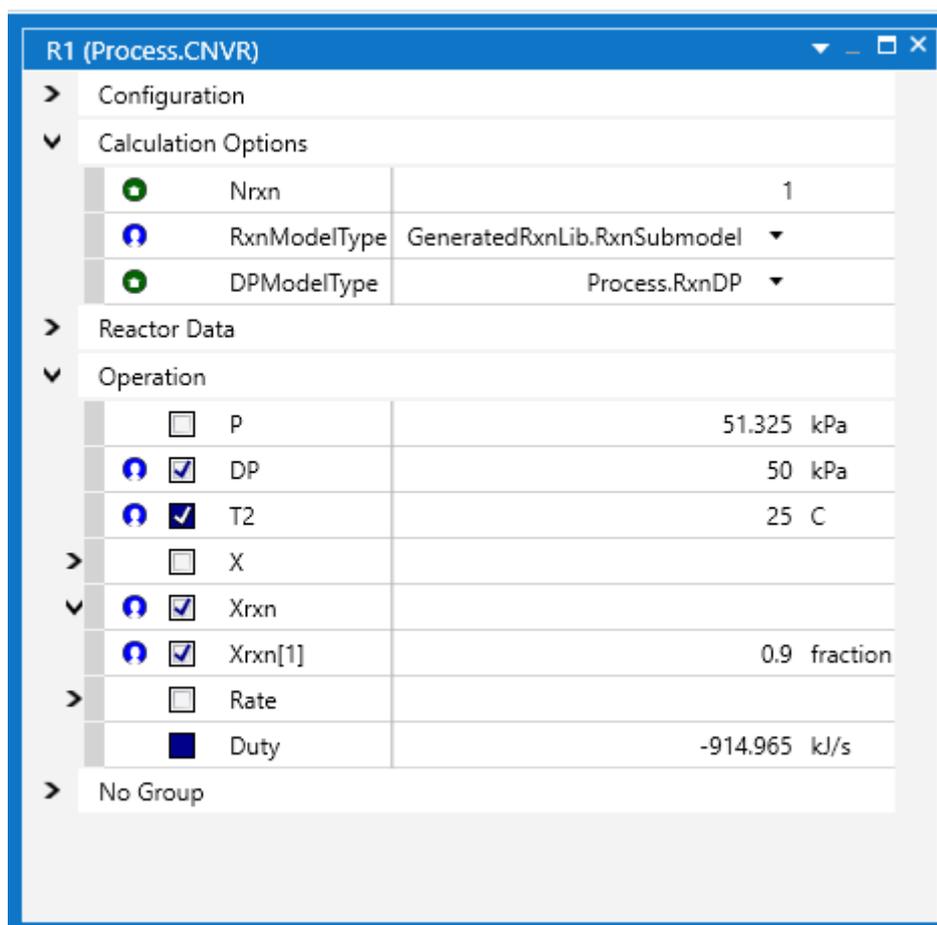
A representação do equipamento, simbolizado pela letra R, é mostrada na Figura 6. Para esse reator, a conversão, representada pela sigla  $X_{rxn}$  na Figura 7, foi fixada em 0,9 e a temperatura foi definida como sendo  $25^\circ C$ . Também, a queda de pressão estipulada foi de 50 kPa. Além das configurações citadas acima, escolheu-se a reação, criada conforme descrito no início desta seção. Todas as configurações do reator são mostradas na Figura 7.

Figura 6 – Representação do Reator.



Fonte: A autora.

Figura 7 – Configuração do Reator.

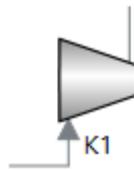


Fonte: A autora.

### 3.3 Compressor

O compressor é utilizado para comprimir a corrente, ou seja, aumentar a pressão a corrente até o valor desejado. Segundo Smith, Van Ness e Abbott (2007), a compressão de gases pode ser realizada por equipamento com pás rotativas, quando a vazão volumétrica é alta e a pressão de descarga não tão alta, ou em cilindros com pistões com movimentação alternativa, para altas pressões. A representação do equipamento, caracterizado pela letra K, pode ser vista na Figura 8.

Figura 8 – Representação do Compressor.



Fonte: A autora.

Para o compressor, além de conectar as correntes de entrada e saída, foi definida a pressão da corrente de saída, representada por P2, em 20 bar, conforme mostrado na Figura 9.

Figura 9 – Configuração do Compressor.

K1 (Process.Compressor)		
>	Configuration	
>	Compressor Data	
>	Curve Scaling	
∨	Operation	
	<input type="checkbox"/>	W 0.98289 kg/s
	<input type="checkbox"/>	F 0.017743 kmol/s
	<input type="checkbox"/>	Q 0.849472 m3/s
	<input type="checkbox"/>	P1 0.51325 bar
	<input checked="" type="checkbox"/>	P2 20 bar
	<input type="checkbox"/>	DP 1948.68 kPa
	<input checked="" type="checkbox"/>	Pr 38.9674
	<input type="checkbox"/>	Head 206.578 kJ/kg
	<input type="checkbox"/>	T1 298.15 K
	<input type="checkbox"/>	T2 537.103 K
	<input checked="" type="checkbox"/>	eta 0.75 fraction
	<input type="checkbox"/>	Power 270.724 kW
	<input checked="" type="checkbox"/>	Speed 3600 rpm
	<input checked="" type="checkbox"/>	IGV 1 fraction
>	Surge Calculations	
>	No Group	

Fonte: A autora.

### 3.4 Trocador de calor

O processo de troca de calor entre dois fluidos que estão em diferentes temperaturas e estão separados por uma parede sólida ocorre em muitas aplicações da engenharia e o equipamento utilizado para implementar essa troca é conhecido por trocador de calor (INCROPERA et al., 2008).

Nessa simulação, trocadores de calor foram usados duas vezes, na primeira para resfriar a corrente que sai do compressor e entra o vaso de Flash (Figura 11a), e na segunda vez para resfriar a corrente de reciclo (Figura 11b). A representação do equipamento pode ser vista na Figura 11, simbolizado no simulador pela letra E.

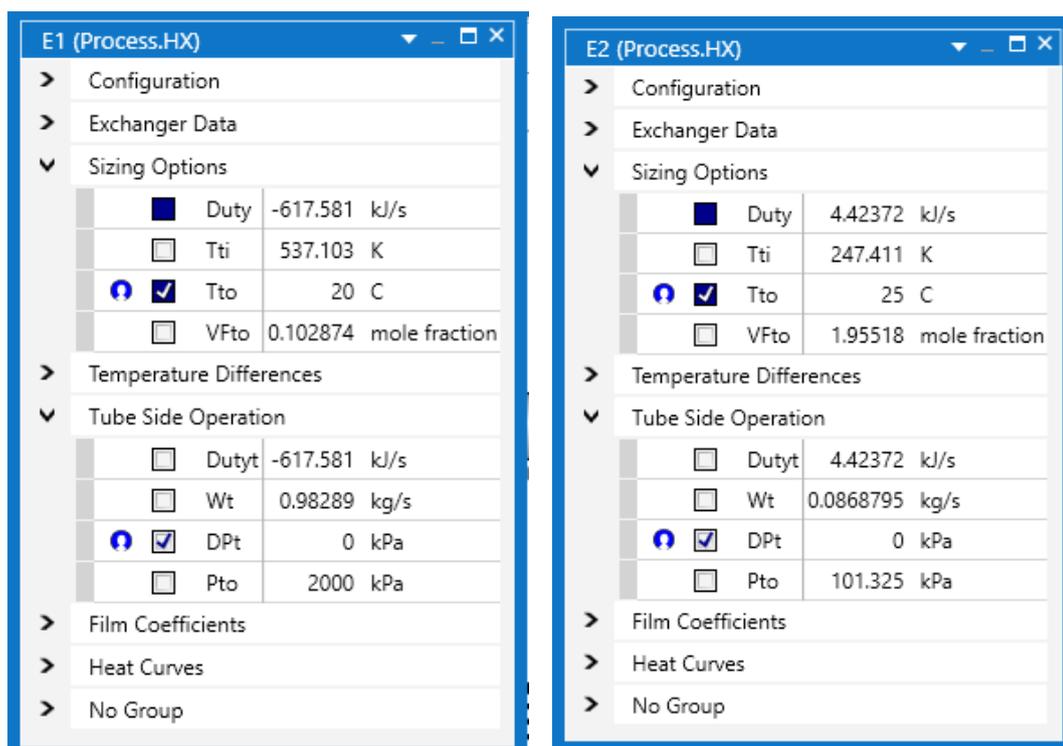
Figura 11 – Representações do trocador de calor.



Fonte: A autora.

Para o primeiro trocador, foi configurada a temperatura de saída como 20°C, mostrado na Figura 12a. Para o segundo, a temperatura de saída configurada foi de 25°C (Figura 12b).

Figura 12 - Configuração dos Trocadores de calor.



(a)

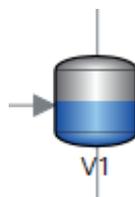
(b)

Fonte: A autora.

### 3.5 Vaso Flash

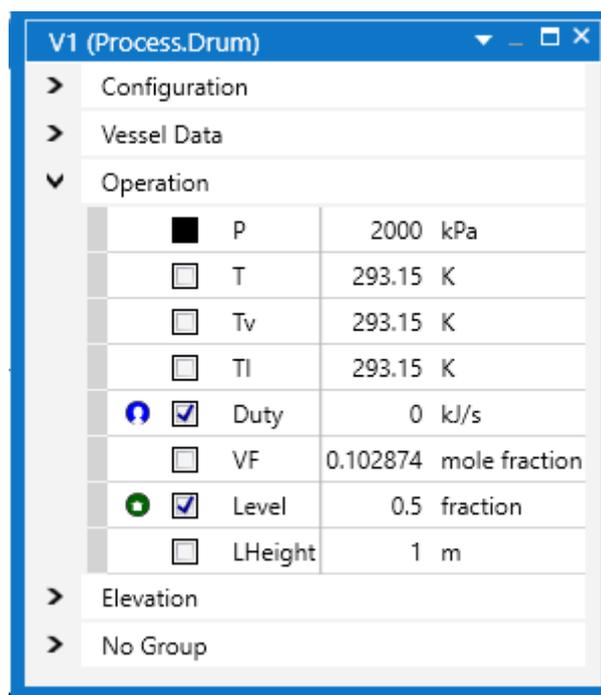
Esse equipamento é utilizado para separar as fases de uma corrente. Nesse caso, a fase líquida separada seguiu para a destilação e a fase gasosa, para a corrente de reciclo. A representação do equipamento, definido pela letra V, é mostrada na Figura 13 e foi necessário configurar a carga térmica do vaso Flash como zero, conforme Figura 14.

Figura 13 – Representação do vaso Flash.



Fonte: A autora.

Figura 14 – Configuração do Vaso Flash.



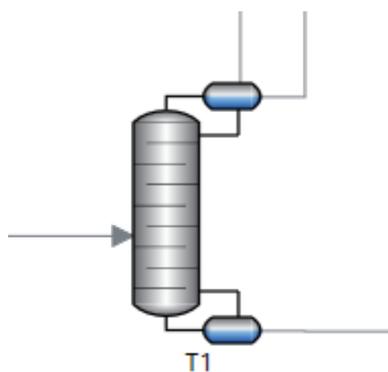
Fonte: A autora.

### 3.6 Torre de destilação

A coluna de destilação é o equipamento utilizado para realizar a destilação. De acordo com Perry, Green e Maloney (1997), a destilação consiste na utilização das fases vapor e líquido nas mesmas condições de pressão e temperatura. Segundo Turton et al (2018), a destilação é geralmente o processo mais econômico para separar líquidos.

Nessa simulação, o interesse era separar o produto,  $C_2H_5Cl$ , das demais substâncias. A representação da torre de destilação no simulador é exibida na Figura 15 e a sua identificação no simulador é pela letra T.

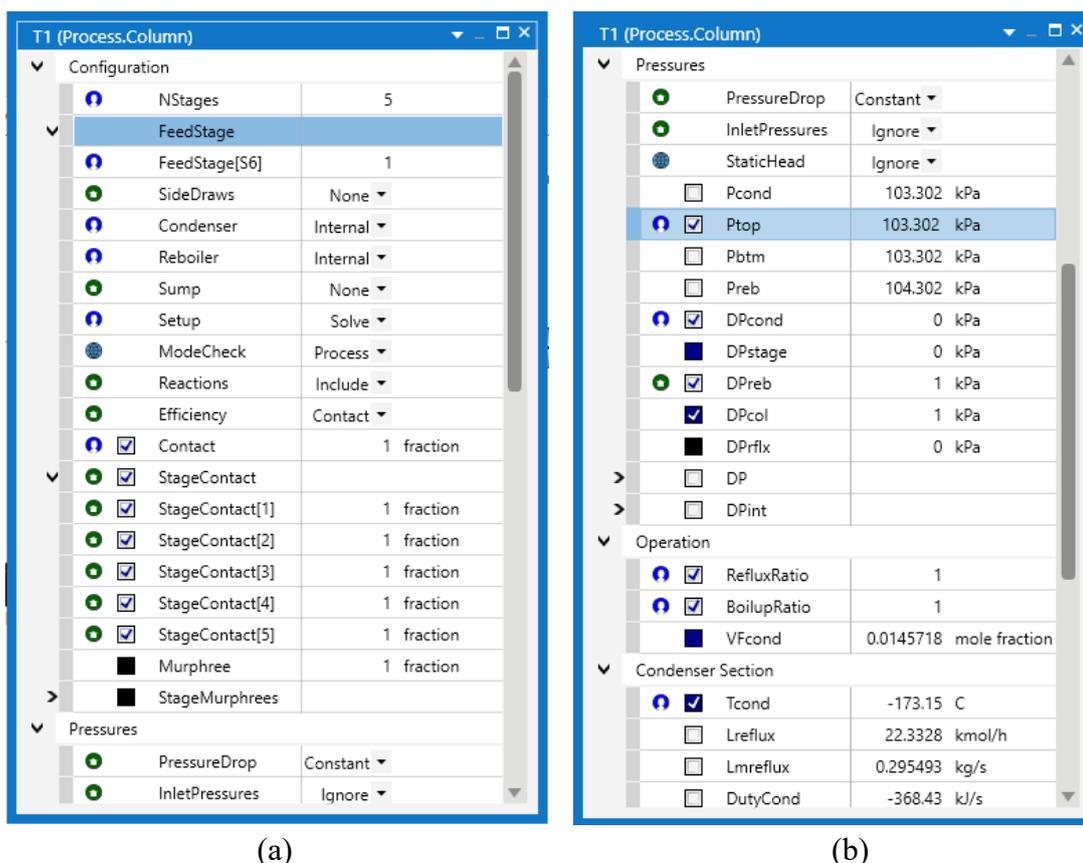
Figura 15 – Representação da torre de destilação.



Fonte: A autora.

Para configurar o equipamento foi necessário inicialmente escolher o número de estágios da coluna, nesse caso, a melhor simulação consistiu em 5 estágios. Foram então escolhidas as opções de condensador e reator internos. A configuração da coluna foi escolhida como “Solve”, isso se deve para aplicar soluções mais rigorosas com equações mais complexas. O contato foi definido como 1, ou seja, as fases estão em contato completo. A pressão no estágio de cima da coluna foi fixada inicialmente em 103,302 kPa, a queda de pressão do condensador foi zerada, a queda de pressão da coluna foi selecionada como 1kPa e a queda de pressão de estágio da coluna foi desmarcada. As razões de refluxo e de fervura foram escolhidas como 1. A fração de vapor do condensador foi desmarcada e selecionou-se a temperatura do condensador, sendo ela -173,15 °C. As configurações citadas podem ser vistas na Figura 16, a e b.

Figura 16 - Configuração da Torre de Destilação.

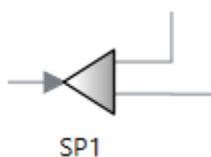


Fonte: A autora.

### 3.7 Separador

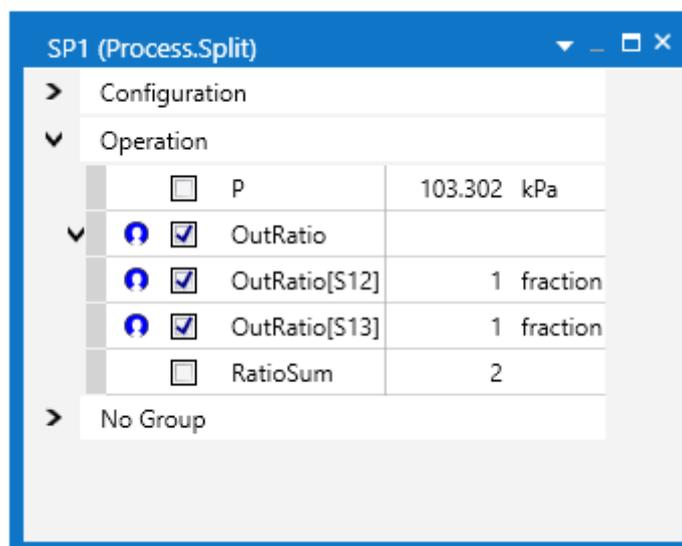
Ao contrário do misturador, o separador tem a função de separar a corrente. Nesse caso, ele separa a corrente proveniente do segundo misturador em uma corrente de reciclo e uma purga. Ele é representado na Figura 17, pela sigla SP e inicialmente nenhuma configuração adicional foi necessária, conforme Figura 18.

Figura 17 – Representação do separador.



Fonte: A autora.

Figura 18 - Configuração do Separador.

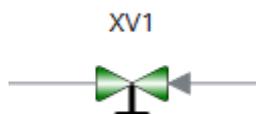


Fonte: A autora.

### 3.8 Válvula

A válvula foi utilizada para reduzir a pressão da corrente de reciclo de 103,302 kPa para 101,325 kPa para então ter a mesma pressão da corrente de entrada e ser misturada. A representação da válvula pode ser visualizada na Figura 19, sendo determinada no simulador pela sigla XV.

Figura 19 – Representação da válvula.



Fonte: A autora.

A configuração estabelecida foi a pressão de saída, definida como 1 atm (103,302 kPa), mostrada na Figura 20.

Figura 20 - Configuração da Válvula.

Icon	Parameter	Value
+	CpCv	1.3
<input type="checkbox"/>	W	0.173675 kg/s
<input type="checkbox"/>	Q	0.00724754 m3/s
<input type="checkbox"/>	F	0.00394969 kmol/s
■	DP	1.977 kPa
<input type="checkbox"/>	P1	103.302 kPa
🌐 <input checked="" type="checkbox"/>	P2	1 atm
⊕ <input checked="" type="checkbox"/>	ManPos	1 fraction
■	Pos	1 fraction
⊕ <input checked="" type="checkbox"/>	Trip	1 fraction

Fonte: A autora.

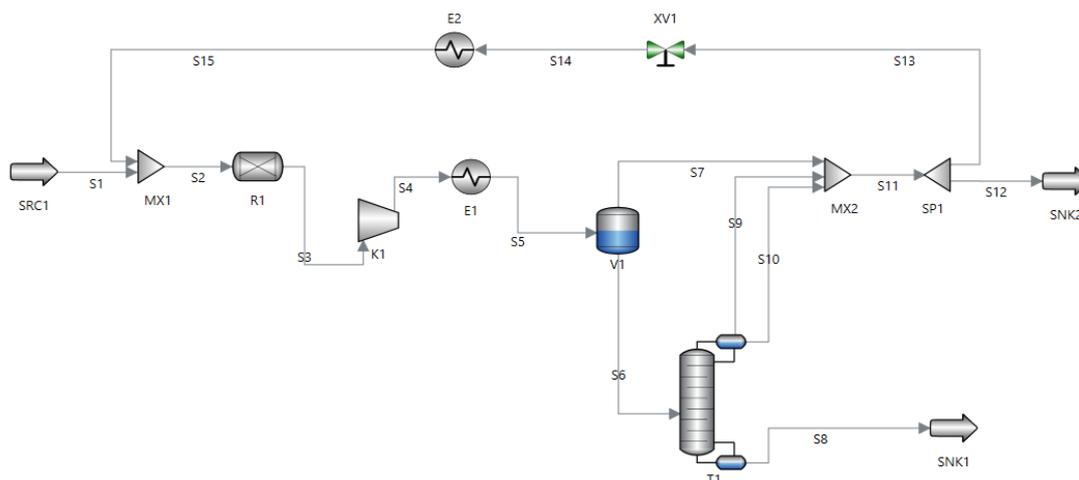
#### 4. SIMULAÇÃO NO SIMULADOR AVEVA PROCESS SIMULATION

Para este trabalho, 4 simulações foram realizadas. Sendo a primeira (Simulação base) conforme Ghasem (2022) no capítulo 9, exemplo 9.1. Posteriormente, algumas mudanças foram realizadas visando maior rendimento na produção do cloreto de etila.

##### 4.1 Simulação base

Na simulação inicial, as configurações definidas nos equipamentos foram as descritas no seção 3. Para esses dados, foi obtida a planta mostrada na Figura 21. Os dados das correntes são mostrados na Tabela 1.

Figura 21 – Planta de produção de cloreto de etila no AVEVA Process Simulation.



Fonte: A autora.

Tabela 1 – Dados das correntes da simulação no AVEVA Process Simulation.

	S1	S2	S3	S4	S5
Vazão mássica (kg/s)	0,8960	1,0697	1,0697	1,0697	1,0697
Vazão molar (kmol/s)	0,0278	0,0317	0,0317	0,0317	0,0317
Temperatura (°C)	25,00	25,00	25,00	261,17	20,00
Pressão (kPa)	101,302	101,302	51,325	2000,000	2000,000
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,4800	0,4423	0,4423	0,4423	0,4423
Fração molar de HCl	0,5000	0,4774	0,4774	0,4774	0,4774
Fração molar de N <sub>2</sub>	0,0200	0,0350	0,0350	0,0350	0,0350
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0,0000	0,0452	0,0452	0,0452	0,0452

Continuação da Tabela 1:

	S6	S7	S8	S9	S10
Vazão mássica (kg/s)	1,0143	0,0554	0,7223	0,0051	0,2869
Vazão molar (kmol/s)	0,0174	0,0017	0,0112	$1,8079 \cdot 10^{-4}$	0,0060
Temperatura (°C)	20,00	12,86	12,86	-173,15	-173,15
Pressão (kPa)	2000,000	104,302	104,302	103,302	103,302
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,0626	0,1850	0,0000	$2,3050 \cdot 10^{-4}$	0,1809
Fração molar de HCl	0,1230	0,2206	$5,5542 \cdot 10^{-8}$	$1,5688 \cdot 10^{-5}$	0,3554
Fração molar de N <sub>2</sub>	0,0133	0,5181	0,0000	0,9997	0,0086
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0,8009	0,0763	1,0000	0,0000	0,4551

Continuação da Tabela 1:

	S11	S12	S13	S14	S15
Vazão mássica (kg/s)	0,3474	0,1737	0,1737	0,1737	0,1737
Vazão molar (kmol/s)	0,0079	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039
Temperatura (°C)	-125,24	-125,24	-125,24	-125,29	25,00
Pressão (kPa)	103,302	103,302	103,302	101,325	101,325
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,1777	0,1777	0,1777	0,1777	0,1777
Fração molar de HCl	0,3183	0,3183	0,3183	0,3183	0,3183
Fração molar de N <sub>2</sub>	0,1406	0,1406	0,1406	0,1406	0,1406
Fração molar de C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0,3633	0,3633	0,3633	0,3633	0,3633

Fonte: A autora.

Para essas configurações foi obtida uma composição de corrente de fundo da torre de destilação de 1 do C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl, ou seja, uma boa eficiência da torre, já que praticamente todo material dessa corrente é o produto de interesse.

## 4.2 Alteração na temperatura de saída do primeiro trocador de calor

Visando maior rendimento de produção do cloreto de etila, algumas simulações foram realizadas alterando a temperatura de saída do primeiro trocador de calor. A temperatura foi tanto elevada como abaixada, quando levada em consideração a temperatura da simulação base, que era 20°C.

Para verificar se a alteração da temperatura influencia no rendimento da planta, utilizou-se como base para comparação as vazões mássica e molar, a composição e o calor trocado, conforme mostrado na Tabela 2.

Tabela 2 – Dados de saída do produto quando alterada a temperatura de saída do primeiro trocador de calor.

Temperatura de saída do trocador (°C)	Vazão mássica S8 (kg/s)	Vazão molar S8 (kmol/s)	Composição C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	Calor trocado (MJ/h)
10	0,7329	0,0114	1	-2463,59
15	0,7278	0,0113	1	-2440,22
20	0,7223	0,0112	1	-2416,2
25	0,7165	0,0111	1	-2391,48
30	0,7102	0,0110	1	-2365,98
35	0,7034	0,0109	1	-2339,61

Fonte: A autora.

Quando a temperatura é aumentada no trocador, a corrente entra com essa temperatura elevada no vaso de Flash. Isso faz com que evapore mais da substância mais volátil, que é o produto C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl, e que a corrente que líquida que sai para alimentar a torre de destilação tenha uma quantidade menor de produto, uma vez que ele foi evaporado em uma maior quantidade e saiu na corrente de vapor do vaso de Flash.

Então, de acordo com o paragrafo anterior, é possível verificar a veracidade do fato, apesar da diferença ser mínima na vazão. Na menor temperatura, 10°C, a vazão é a maior quando comparado as outras temperaturas, sendo ela 0,0114 kmol/s.

Os dados de calor trocado foram utilizados para poder calcular o custo do equipamento. Na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018) foi necessário definir as configurações do trocador de calor. Inicialmente selecionou o equipamento. Em seguida, foi necessário escolher o tipo, nesse caso, casco tubo. Posteriormente, as seguintes variáveis foram especificadas: material do trocador, definido como aço

carbono, as pressões máximas de operação no casco e no tubo, definidas ambas como sendo 19 bar (pressão manométrica) e área de troca térmica, definida como 100 m<sup>2</sup>. Essas configurações podem ser vistas na Figura 22.

Figura 22 – Configurações do primeiro trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018).

The screenshot shows a dialog box titled "Add an Exchanger to Unit 100". It contains the following fields and options:

- Tube Side MOC / Shell Side MOC:** Radio button options for material combinations. "Carbon Steel / Carbon Steel" is selected.
- Maximum Operating Pressure (Tube Side):** Input field with "19" and a dropdown menu set to "barg".
- Maximum Operating Pressure (Shell Side):** Input field with "19".
- Heat Transfer Area:** Input field with "100" and a dropdown menu set to "square meter".
- Number of Shells:** Input field with "1".
- Base Cost:** Input field with "\$ 36.922".
- Bare Module Cost:** Input field with "\$ 117.655".
- Buttons:** "<< Previous", "Add Another", "Finish", and "Cancel".

Fonte: A autora.

Definidas as configurações acima, ajustou-se a definição de resfriamento e para as análises utilizou-se fluido de refrigeração a 5°C, exceto para a última análise, que o utilizado foi a água de resfriamento. Isso ocorreu pois na última análise a temperatura de saída do trocador era de 35°C e a água de resfriamento encontrava-se a 30°C, ou seja, era capaz de resfriar o fluido até a temperatura de interesse. Por último, variou-se a taxa de calor trocado, utilizando as informações da Tabela 2. Essas configurações finais podem ser vistas na Figura 23.

Figura 23 – Configurações finais do primeiro trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018)..

Utility Form

Heating Utilities     Cooling Utilities

Water Utilities

Cooling Water

Refrigerated Water

Refrigeration Utilities

Moderately Low (temperature to 5°C)

Low (temperature to -20°C)

Very Low (temperature to -50°C)

Customizable Utility

Custom Utility

Utility Costs  \$/Gigajoule

Utility Duty  MJ/h

Finish    Cancel

Fonte: A autora.

Os valores anuais obtidos foram expostos na Tabela 3. Constatase que a medida a que a temperatura aumenta, a taxa de calor trocado diminui e o custo também. Isso se deve a diminuição da diferença das temperaturas de entrada e de saída do trocador. É possível também observar que quando o fluido refrigerante é trocado para água de resfriamento, o custo diminui de maneira significativa.

Tabela 3 – Valores anuais dos trocadores de calor para as variadas temperaturas de saída do primeiro trocador de calor.

Temperatura de saída do trocador	Valor anual (\$/ano)
10°C	97800
15°C	96900
20°C	95900
25°C	94900
30°C	93900
35°C	7400

Fonte: A autora.

A redução do custo do trocador de calor, quando comparada a simulação base (20°C) e a última simulação (35°C), é de 92,28%. Apesar da queda dos valores dos equipamentos, ocorre uma diminuição de 2,62% da produção, fazendo com que a receita do produto passe de \$22,30 milhões/ano para \$21,72 milhões/ano, a qual não é compensada pela redução do custo do equipamento, que é de \$88500/ano.

Quando comparada a simulação base com a primeira simulação (10°C), há um aumento do valor do trocador correspondente a 1,98%. A produção teve um aumento de 1,78%. A receita do produto passou de \$22,03 milhões/ano para \$22,63 milhões/ano, compensando assim o aumento do custo com o trocador.

### 4.3 Alteração na razão de saída do separador

Em busca do melhor rendimento, outra análise foi feita. Nesse caso, alterou-se a razão de saída do separador, tanto aumentando a razão de refluxo quanto aumento a razão da purga. A comparação foi feita verificando as vazões mássica e molar da corrente do produto e a composição. Os resultados obtidos podem ser vistos na Tabela 4.

Tabela 4 – Dados da corrente de saída do produto quando alterada a razão de saída do separador.

Razão de saída no separador (Reciclo/Purga)	Vazão mássica S8 (kg/s)	Vazão molar S8 (kmol/s)	Composição $C_2H_5Cl$
1/1	0,7223	0,0112	1
1/2	0,6851	0,0106	1
2/1	0,7635	0,0118	1
4/1	0,7995	0,0124	1
10/1	0,8305	0,01287	1
100/1	0,8525	0,0132	1

Fonte: A autora.

Nessa situação, é possível assegurar que o aumento da razão corrente de reciclo/corrente de purga favorece a produção de  $C_2H_5Cl$ , uma vez que aumenta a vazão molar da corrente do produto. Concomitantemente, quando essa razão é diminuída, a produção de corrente de saída é desfavorecida.

A melhora da quantidade de saída de produto é esperada quando aumenta essa razão. Isso ocorre pois a quantidade de produto que ainda resta na corrente gasosa do vaso de Flash e na corrente líquida que sai do condensador volta ao processo, aumentando a sua quantidade de saída.

Também pode ser observado o balanço de massa, que possui apenas duas saídas: a saída do produto e a saída da purga. Quando aumentada a razão reciclo/purga, diminui a quantidade de saída da purga. Para o balanço ser consistente, a vazão de produto deve aumentar, o que é observado nessa planta.

Apesar de aumentar a vazão de saída, esse aumento é pequeno. Isso se deve ao fato de que a maior parte do produto está sendo separada, ou seja, pouco do produto está na corrente de reciclo.

Para avaliação econômica dessa simulação, utilizou-se o valor anual dos dois trocadores de calor. Para isso, além da configuração do primeiro trocador, explicado na seção 4.2, também foi configurado o segundo trocador da seguinte maneira: seleção do equipamento, escolha do tipo de trocador de calor, novamente selecionado como casco tubo e especificação das variáveis: material do trocador, estipulado como aço carbono, as pressões máximas de operação no casco e no tubo, definidas ambas como sendo 0 bar

(pressão manométrica) e área de troca térmica, definida como 100 m<sup>2</sup>, configurações exibidas na Figura 24.

Figura 24 – Configurações do segundo trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018).

Add an Exchanger to Unit 100

Tube Side MOC / Shell Side MOC

Carbon Steel / Carbon Steel       Nickel / Carbon Steel  
 Copper / Carbon Steel       Nickel / Nickel  
 Copper / Copper       Titanium / Carbon Steel  
 Stainless Steel / Carbon Steel       Titanium / Titanium  
 Stainless Steel / Stainless Steel

Maximum Operating Pressure (Tube Side)

Maximum Operating Pressure (Shell Side)

Heat Transfer Area

Number of Shells

Base Cost

Bare Module Cost

Fonte: A autora.

Determinadas as configurações iniciais de ambos os trocadores, definiu-se então o primeiro trocador com designação de resfriamento, também explicado na seção 4.2, e o segundo trocador com configuração de aquecimento. Para este, foi feita a escolha do fluido de aquecimento de baixa pressão a 160°C, por ser esse a opção com menor temperatura. Então, para cada simulação com as razões diferentes, fixou-se a taxa de troca de calor e o custo anual foi calculado. As configurações citadas podem ser vistas na Figura 25 e os resultados obtidos, na Tabela 5.

Figura 25 – Configurações finais do segundo trocador de calor na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018).

Fonte: A autora.

Tabela 5 – Valores anuais dos trocadores de calor para as variadas razões de saída do separador.

Razão de saída no separador (Reciclo/Purga)	Taxa de calor - primeiro trocador de calor (MJ/h)	Taxa de calor - Segundo Trocador de calor (MJ/h)	Valor anual - Primeiro trocador de calor (\$/ano)	Valor anual - Segundo trocador de calor (\$/ano)
1/1	-2416,2	345,92	95900	5840
1/2	-2266,4	218,807		
2/1	-2615,42	488,38	103800	8250
4/1	-2875,68	617,65	114200	10430
10/1	-3439,1	745,77	136500	12600
100/1	-11217,8	1104,74	445300	18660

Fonte: A autora.

É possível observar que a medida que se aumenta a razão de saída do separador, aumenta a taxa de calor trocado de ambos os trocadores, uma vez que aumenta a quantidade de material que que passa pelos equipamentos, aumentando a quantidade de calor trocado entre o fluido e a corrente.

Quando comparada a simulação base com a última simulação (100/1), o preço dos trocadores foi de \$101740/ano para \$463960/ano, gerando um aumento de 356%. Já produção teve um aumento de 18%. A receita do produto passou de \$22,30 milhões/ano para \$26,34 milhões/ano, fazendo valer a troca dos trocadores de calor.

#### 4.4 Alteração da pressão e da temperatura na torre de destilação

A quarta e última simulação foi feita alterando dois parâmetros da torre de destilação: pressão no topo da coluna e temperatura do condensador. Para isso, alterou-se primeiramente a pressão do topo da coluna e os resultados foram anotados. Posteriormente, na mesma pressão, a temperatura foi elevada até o limite, limite este que fazia a coluna convergir para um resultado. As vazões de saída do produto e as condições de pressão e temperatura foram utilizadas para fazer a comparação.

Tabela 6 - Dados da corrente de saída do produto quando alteradas pressão e temperatura da torre de destilação.

Pressão no estágio de cima da coluna (bar)	Temperatura do condensador (°C)	Vazão mássica S8 (kg/s)	Vazão molar S8 (kmol/s)	Composição C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	Vazão de C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl (kmol/s)
1,033	-173,15	0,7223	0,0112	1,0000	0,011200
10,000	-173,15	0,792	0,0123	0,9996	0,012296
10,000	-153,15	0,7905	0,0122	0,9997	0,012196
10,000	-123,15	0,788	0,0122	0,9997	0,012197
10,000	16,85	0,7915	0,0122	0,9999	0,012199
15,000	-173,15	0,8057	0,0125	0,9928	0,012410
15,000	-123,15	0,8038	0,0125	0,9944	0,012430
15,000	-23,15	0,8025	0,0124	0,9975	0,012369
15,000	-13,15	0,8086	0,0125	0,9983	0,012479

Fonte: A autora.

Como pode ser visto na Tabela 6, com as alterações de pressão e temperatura, a vazão molar e a composição mudam. Para poder comparar a produção de cloreto de

etila, a vazão molar de  $C_2H_5Cl$  foi calculada multiplicando a vazão molar pela composição.

Quando comparado na mesma temperatura ( $-173,15^\circ C$ ) é possível perceber que a vazão de produto é maior quanto maior a pressão da torre. Isso ocorre em virtude da temperatura de ebulição dos componentes, que eleva a medida que se eleva a pressão. Com esse aumento da temperatura de ebulição, aumenta a quantidade de líquido que tende a sair pelo fundo da torre, conforme é observado na vazão da corrente S8, que aumenta conforme o aumento da pressão, já que além do produto, cloreto de etila, uma parte de cloreto de hidrogênio também condensa e sai pelo fundo.

Quando observada a mesma pressão com variação da temperatura do condensador, apesar da vazão piorar, a composição de  $C_2H_5Cl$  tem um discreto aumento com o aumento da temperatura. Esse fato se deve a maior condensação do reagente  $HCl$ . Quanto maior a temperatura, mais esse reagente evapora, saindo mais pelo produto do topo, diminuindo a vazão do produto de fundo. Por outro lado, saindo mais pelo produto de topo, o produto sai com maior pureza no fundo, melhorando a composição do produto de interesse. Porém, houve uma inversão do esperado em duas ocasiões, na pressão de 10 bar e temperatura de  $16,85^\circ C$  e na pressão de 15 bar e temperatura de  $13,15^\circ C$ , nas quais a vazão do produto de fundo aumentou.

Para avaliação econômica, usou-se a comparação do valor da torre de destilação operando a diferentes pressões. Para configuração da planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018), ao adicionar o equipamento, selecionou-se o material de aço carbono. Posteriormente, os dados dos estágios da torre foram especificados, como mostrado na Figura 26, sendo eles: o tipo de estágio, nesse caso estágio de peneira, o material do estágio, escolhido o aço carbono, e o número de estágios, sendo ele igual a 5.

Figura 26 – Configurações dos estágios da torre de destilação na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018).

The image shows a software dialog box titled "Add a Tower to Unit 100". It contains two main sections for configuration:

- Tray Specifications (Optional):**
  - Check to Add
  - Tray Type:
    - Sieve Tray
    - Valve Tray
  - Tray MOC:
    - Carbon Steel
    - Stainless Steel
    - Nickel
  - Number of Trays:
- Packing Specifications (Optional):**
  - Check to Add
  - Packing MOC:
    - Plastic Saddle
    - Ceramic
    - 304 Stainless Steel
  - Height of Packing:

At the bottom of the dialog, there are three buttons: "<< Previous", "Next >>", and "Cancel".

Fonte: A autora.

Posteriormente, conforme Figura 27, as dimensões da torre foram especificadas, como o diâmetro de 1 metro e a altura de 5 metros. A máxima pressão manométrica foi especificada para cada simulação. Os valores anuais obtidos foram mostrados na Tabela 7.

Figura 27 – Configurações finais da torre de destilação na planilha CAPCOST (TURTON et al., 2018).

The screenshot shows a dialog box titled "Add a Tower to Unit 100". It contains the following fields and values:

- Diameter of Vessel: 1 meters
- Height of Vessel: 5
- Maximum Pressure: 0 barg
- Vessel Purchase Cost: \$ 8.646
- Vessel Bare Module Cost: \$ 35.189
- Cost of Internals (If Applicable):
  - Internals Base Cost: \$6.117
  - Internals Bare Module Cost: \$14.239
- Total Purchase Cost: \$22.885
- Total Bare Module Cost: \$49.428

At the bottom, there are four buttons: "<< Previous", "Add Another", "Finish", and "Cancel".

Fonte: A autora.

Tabela 7 - Valores anuais da torre de destilação para as variadas pressões.

Pressão no estágio de cima da coluna (bar)	Valor anual (\$/ano)
1,03302	61247
15	74164

Fonte: A autora.

Fazendo a comparação na mesma temperatura de  $-173,5^{\circ}\text{C}$ , a produção de cloreto de etila teve um aumento de 10,71% na maior pressão, gerando um aumento da renda de \$2,57 milhões/ano. Mesmo com aumento do custo com a torre de destilação de \$12917/ano, o aumento da renda compensa esse custo.

## 5. CONCLUSÃO

É possível observar que simulações computacionais têm sido vastamente utilizadas para demonstrar as características de plantas industriais e alcançar o melhor desempenho do processo através de configurações específicas.

Desse modo, foi apresentado nesse trabalho quatro simulações computacionais utilizando o software AVEVA Process Simulation de uma planta de cloreto de etila, afim de estimar o comportamento do sistema com algumas alterações nas configurações iniciais e também verificar a alteração de custos do processo, tanto dos equipamentos quanto da receita do produto.

Como conclusão desse trabalho, foi possível perceber que determinadas mudanças no sistema, como aumento da pressão no topo da coluna de destilação, aumento da razão de reciclo/purga e diminuição da temperatura de saída do primeiro trocador de calor, aumentaram o custo dos equipamentos porém aumentaram a produção de cloreto de etila. O aumento da receita do produto foi maior que o aumento do custo operacional, compensando então a mudança.

Por fim, recomenda-se para trabalhos futuros novas simulações alterando também outras variáveis do processo, como a alteração da pressão no compressor. Também, a utilização de outro tipo de reator, como um reator perfeitamente agitado (CSTR) ou um reator de fluxo empistonado (PFR), com o intuito de melhorar a conversão da reação. Além das mudanças citadas acima, seria possível fazer uma validação do processo utilizando as mesmas características utilizadas em outro software de simulação.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARAÚJO, L. B. M. "Ácido clorídrico"; Brasil Escola. Disponível em: <<https://brasilecola.uol.com.br/quimica/Acido-cloridrico.htm>>. Acesso em: 15 de dez. 2022.

AVEVA. **PRODUCT DATASHEET - AVEVA Process Simulation**. Disponível em: <[https://www.aveva.com/content/dam/aveva/documents/datasheets/Datasheet\\_AVEVA\\_ProcessSimulation\\_21-12.pdf](https://www.aveva.com/content/dam/aveva/documents/datasheets/Datasheet_AVEVA_ProcessSimulation_21-12.pdf)>. Acesso em: 7 dez. 2022.

GAVIRA, M. O. **Simulação computacional como uma ferramenta de aquisição de conhecimento**. 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

GHASEM, N. **Computer Methods in Chemical Engineering**. 2 ed. Boca Raton: CRC Press, 2022.

INCROPERA, F.P. et al. **Fundamentos de Transferência de Calor e Massa**. 6 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008.

KIPPER, L. M. et al. O uso do conhecimento como técnica evolutiva voltada à melhoria dos processos e de tomada de decisão. **Tecno-lógica**, Santa Cruz do Sul, v. 17, n. 1, p. 66-77, Jan/jun. 2013. Disponível em: <<https://online.unisc.br/seer/index.php/tecnologica/issue/view/182>>. Acesso em: 31 ago. 2022.

Lawson, J. I. M. Ethyl Chloride. **British Journal of Anaesthesia**. v.37, p.667-670, Set. 1965. Disponível em: <[https://www.bjanaesthesia.org/article/S0007-0912\(17\)53555-2/pdf](https://www.bjanaesthesia.org/article/S0007-0912(17)53555-2/pdf)>. Acesso em: 14 dez. 2022.

Lozowski, D. The Chemical Engineering Plant Cost Index. **Chemical Engineering**, s.d. Disponível em: <<https://www.chemengonline.com/pci-home>>. Acesso em: 14 dez. 2022.

MONTENEGRO, R. S. P.; PAN, S. S. K. Gás natural como matéria-prima para a produção de eteno no Estado do Rio de Janeiro. **BNDES Setorial**, Rio de Janeiro, n. 12, p. 135-159, set. 2000. Disponível em: <<https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/handle/1408/2924>>. Acesso em: 15 dez. 2022.

RODOLFO Jr., A.; NUNES, L. R.; ORMANJI, W. **Tecnologia do PVC**. 2. ed. São Paulo: ProEditores/Brasken, 2006.

ROS, S. D. **Produção de eteno a partir de etanol utilizando aluminas**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012.

SMITH, J. M., VAN NESS, H.C., ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

Turton, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 5. ed. Londres: Pearson Education, 2018.