

**Universidade de Brasília**

**Instituto de Química**

**Curso de Engenharia Química**

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

***UNIDADE DE PRODUÇÃO DE PROPILENOGLICOL A PARTIR DE ÓXIDO DE  
PROPILENO***

*Aiko Rhani Brito Machado Braga*

*Julia Craveiro Simão*

*Ana Carolina Ferreira Sousa*

*Júlia Mauricio Bispo de Souza*

*Anderson Luiz Barbosa Pereira*

*Maria Eduarda Sousa Fonseca*

*Guilherme Mendes Andrade*

*Pedro Paulo Silva Marques Pinto*

*Isabella Blasi Ribeiro*

*Victor Cesar Chaulet Fernandes*

**Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León**

**Brasília**

**2024**

## RESUMO

O propilenoglicol é um composto versátil utilizado em diversas indústrias, destaca-se como um umectante em produtos cosméticos e farmacêuticos, bem como um solvente eficiente em formulações de tintas e agentes de limpeza. Este trabalho aborda o design de uma unidade produtiva de propilenoglicol a partir da reação de óxido de propileno com água, empregando o software Aspen HYSYS para a modelagem do processo. A configuração inclui seis trocadores de calor: um condensador e um reboiler para a coluna de destilação, além de quatro trocadores de placas para os reatores. As especificações dos trocadores foram definidas com base nos resultados da simulação, levando em conta o calor transferido e as temperaturas operacionais dos fluidos. Uma margem de segurança de 110% foi aplicada no dimensionamento dos equipamentos para acomodar variações operacionais e assegurar eficiência a longo prazo. A escolha dos trocadores de placas para os reatores justifica-se pela baixa pressão do sistema, o pequeno gradiente térmico, a economia de espaço e a alta eficácia na transferência de calor, enquanto a opção por serpentinas e jaquetas revelou-se impraticável devido às limitações estruturais dos reatores. Na coluna de destilação, o condensador atua na liquefação dos vapores na seção superior, e o reboiler promove a vaporização na base, garantindo um ciclo operacional contínuo e eficaz. O sistema de bombeamento da planta, composto por bombas centrífugas, mantém a pressurização e movimentação adequadas das correntes. Adicionalmente, o projeto incorpora um mecanismo de recirculação, reintegrando ao processo a parcela não convertida de óxido de propileno, água e metanol, visando a otimização do consumo de matérias-primas. O reator é o palco do processo de hidratação do óxido de propileno, etapa crucial para a conversão dos reagentes no propilenoglicol. As correntes convergem para formar a alimentação dos quatro reatores em série do tipo tanque agitado, onde ocorre a síntese do produto. A torre de separação é vital na cadeia produtiva do propilenoglicol, responsável pela distinção entre os produtos de topo e de fundo através de uma coluna equipada com pratos hidráulicos. O propilenoglicol é coletado no fundo da coluna, operando sob condições de condensação total e equipada com um reboiler. Em conjunto com a torre, o vaso pulmão regula a vazão de refluxo do destilado. A análise econômica do projeto revelou a viabilidade financeira da produção de propilenoglicol, após a avaliação de diferentes configurações de colunas de destilação para aprimoramento dos custos e eficiência operacional.

## ÍNDICE

RESUMO	1
1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	4
2. REFERENCIAL TEÓRICO	5
2.1. Óxido de propileno	5
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO	9
3.1. Caso de Projeto	9
3.2. Especificações de Qualidade dos Produtos	9
3.3. Critérios de Projeto	9
3.4. Condições de entrada	9
3.5. Dados básicos de engenharia	10
3.7. Custos gerais	10
3.8. Capacidade da unidade	11
4. PROJETO DA PLANTA	13
4.1. Correntes de processo	13
4.2. Bombas	15
4.2.1 Bomba P-01	16
4.2.2 Bomba P-02	17
4.2.3 Bomba P-03	18
4.2.4 Bomba P-04	18
4.2.5 Bomba P-05	19
4.2.6 Bomba P-06	20
4.2.7 Bomba P-07	20
4.2.8 Bomba P-08	21
4.2.9 Bomba P-09	21
4.3. Trocadores de calor	22
4.3.1 Sistema de troca térmica dos Reatores (R-01, R-02, R-03 e R-04)	23
4.3.2 Sistema de troca térmica da coluna de destilação (C-01)	24
4.3.3 Dimensionamento dos sistemas de troca térmica	26
4.4. Vasos pulmões	31
4.5. Reator	33
4.6. Torre de separação	35
4.6.1. Dimensionamento da Coluna C-02	35
4.7. Listagem de indicadores no sistema de destilação	37
4.8. Listagem de controladores no sistema de destilação	38
4.9. Listagem de alarmes no sistema de destilação	39
4.10. Listagem de intertravamentos no sistema de destilação	39
4.11. Listagem de válvulas de segurança no sistema de destilação	40
4.12. Diagrama mecânico de processo da coluna de destilação	41
4.13. Avaliação econômica do processo	43

4.13.1 Custo geral dos equipamentos	45
4.13.2 Capital de Giro e Investimento Total	45
4.13.3 Custos anuais	46
4.13.4 Vendas	48
4.13.5 Rentabilidade do projeto	48
4.14. Avaliação de impacto ambiental	53
4.14.1 Emissão de Gases	53
4.14.2 Tratamento de Efluentes Gasosos	54
4.14.3 Vestígio de Águas Residuais	54
4.14.4 Tratamento de Efluentes Líquidos	54
5. CONCLUSÕES	55
6. BIBLIOGRAFIA	56

## 1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O propilenoglicol, também conhecido como propano-1,2-diol, é um composto valioso em várias indústrias, incluindo alimentícia, cosmética, de limpeza, anticongelantes e fluidos de aquecimento. Este composto é altamente versátil, atuando como um agente umectante essencial para manter a umidade em cosméticos e medicamentos.<sup>1</sup>

O propilenoglicol ( $C_3H_8O_2$ ), devido à sua fórmula molecular e à presença de dois grupos hidroxila, é um composto higroscópico que encontra aplicação em uma variedade de setores industriais. Sua capacidade de atrair e reter água é fundamental em produtos que exigem controle de umidade, como cosméticos, alimentos e medicamentos.

Além de suas propriedades umectantes, o propilenoglicol destaca-se por sua estabilidade química, o que permite seu uso em processos industriais que requerem altas temperaturas e condições rigorosas de segurança. A versatilidade deste composto também é reforçada pela sua aplicabilidade como solvente em tintas e vernizes.<sup>1,2</sup>

Este trabalho visa projetar uma planta de produção de propilenoglicol a partir da reação de óxido de propileno com água, utilizando o software Aspen HYSYS para simulação. Serão considerados a viabilidade técnica, os riscos ambientais e a viabilidade econômica do projeto.

Os objetivos específicos do projeto incluem:

- Realizar balanços de massa e energia da unidade. (para obter vazões)
- Projetar vasos, torres e reatores, definindo suas dimensões, peso e elementos internos.
- Desenvolver sistemas de impulsão de fluidos.
- Projetar sistemas de troca de calor, focando na integração energética.
- Definir sistemas de instrumentação, controle e segurança da planta.
- Elaborar o diagrama P&ID da unidade XX-01 de destilação fracionada.
- Analisar a viabilidade econômica do processo.
- Realizar um estudo preliminar dos impactos ambientais da planta.

O projeto tem como meta estabelecer uma planta com capacidade anual de 90.720 toneladas, atendendo à demanda do mercado.

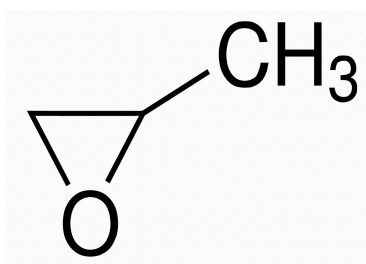
## 2. REFERENCIAL TEÓRICO

### 2.1. Óxido de propileno

O óxido de propileno (PO), um líquido com baixo ponto de ebulição, é essencial na produção de uma variedade de produtos. Inicialmente, a produção de PO envolvia a cloração de propeno em água, resultando em cloridratos, que eram então desidroclorados com hidróxido de potássio. Posteriormente, desenvolveu-se um método mais eficiente através da oxidação direta do propeno usando hidroperóxidos orgânicos.<sup>3</sup>

Aproximadamente 20% do óxido de propileno produzido é convertido em propilenoglicol, enquanto a maior parte é destinada à fabricação de poliésteres poliol, que são fundamentais na produção de espumas de poliuretano. No setor de epóxidos, o PO é o segundo mais importante, superado apenas pelo óxido de etileno.<sup>4</sup>

A exposição aguda ao PO pode causar irritação ocular e respiratória tanto em humanos quanto em animais. Além disso, este composto é um depressor leve do sistema nervoso central e foi associado a tumores estomacais e nasais em estudos de toxicidade.<sup>4,5</sup>



**Figura 1.** Estrutura química do óxido de propileno.

O método de produção de óxido de propileno utilizando peróxido de hidrogênio é reconhecido por gerar menos subprodutos se comparado a outras técnicas. Este processo é notável pela sua simplicidade e pelo fato de que a água é o principal coproduto, o que facilita seu tratamento e descarte. Ao contrário dos métodos que empregam cloro, esta abordagem previne a formação de subprodutos clorados e a geração de grandes volumes de efluentes, alinhando-se com os esforços para uma produção mais sustentável e eficiente.<sup>6</sup>

Em 2023, a demanda global por óxido de propileno atingiu aproximadamente 10 milhões de toneladas, com expectativa de crescimento anual composto de 5,76% até 2034.

Entre as principais empresas produtoras do composto estão LyondellBasell, DOW Chemicals, BASF & Dow e Shell, que lideram o mercado e contribuem para o avanço tecnológico na área.<sup>7</sup>

A expectativa é que o mercado global de óxido de propileno cresça significativamente, alcançando 18,5 milhões de toneladas até 2034. Esse aumento é impulsionado pela expansão do uso de poliuretanos em setores-chave como construção, automotivo e eletrônicos, especialmente na região da Ásia-Pacífico, que tem demonstrado um rápido desenvolvimento econômico e industrial.<sup>7</sup>

## **2.2. Propilenoglicol**

O propilenoglicol, de fórmula química  $C_3H_8O_2$ , é um líquido incolor e de viscosidade moderada, que não possui odor. Sua propriedade higroscópica permite que absorva umidade do ambiente com facilidade. Nos Estados Unidos, a produção anual deste composto ultrapassa as 450 mil toneladas. Atualmente, a demanda global por propilenoglicol é de aproximadamente 2 milhões de toneladas por ano, com projeções de crescimento para quase 4 milhões de toneladas até o ano de 2035.<sup>8</sup>

Na indústria de cosméticos, o propilenoglicol é um ingrediente chave devido à sua multifuncionalidade, atuando como emoliente, umectante, conservante e solvente. Ele é particularmente valorizado nos produtos de cuidados com a pele e cabelo, onde ajuda a manter a umidade, melhorando a hidratação e a elasticidade da pele, além de prolongar a vida útil dos produtos por suas propriedades antimicrobianas.<sup>9,10</sup>

Em cosméticos, contribui para uma aplicação mais suave e melhora a textura dos produtos, evitando que a maquiagem crie um aspecto pesado. Embora seja considerado seguro para uso em cosméticos, recomenda-se realizar um teste de alergia antes de sua aplicação e consultar um dermatologista em caso de irritações.<sup>9</sup>

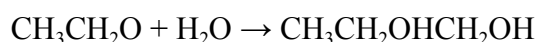
As principais empresas envolvidas na produção global de propilenoglicol incluem LyondellBasell, Dow Chemical, SK Chemicals, ADM, Indorama Ventures, Monument Chemical, INEOS, BASF, Shell Eastern Petroleum, CNOOC & Shell Petrochemicals (CSPC), Dongying Hi Tech Spring Chemical Ltd e Manali Petrochemicals, entre outras, destacando-se no mercado e contribuindo para o atendimento da crescente demanda.<sup>10</sup>

### **2.2.1. Obtenção e química do propilenoglicol**

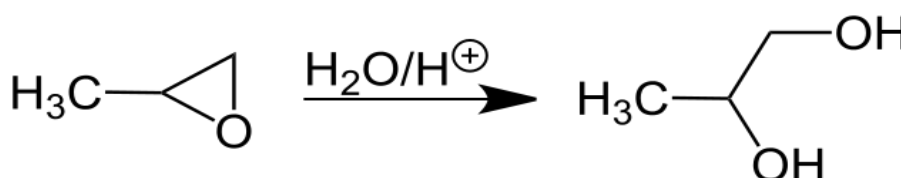
A estrutura molecular do propilenoglicol, um diol com fórmula molecular  $C_3H_8O_2$ , é caracterizada pela presença de dois grupos hidroxila (-OH) ligados a uma cadeia de propano. Essa configuração confere ao composto excelentes propriedades higroscópicas, permitindo-lhe atrair e reter água eficientemente.<sup>1</sup>

Essa habilidade é particularmente valiosa em produtos que necessitam de um controle rigoroso de umidade, como cosméticos, medicamentos e alimentos processados. Além disso, o propilenoglicol é quimicamente inerte e estável, o que amplia seu uso em diversas aplicações.<sup>1,9</sup>

Na indústria, o propilenoglicol é sintetizado pela hidrólise do óxido de propileno na presença de água, um processo catalisado por ácidos ou bases. A reação ocorre tipicamente em temperaturas que variam de 150 °C a 220 °C, dependendo do catalisador escolhido. A reação química pode ser representada pela seguinte equação:



Este procedimento é conduzido em reatores do tipo tanque agitado para assegurar uma mistura homogênea dos reagentes e produtos. A seleção cuidadosa do catalisador e das condições de reação é essencial para maximizar a eficiência e garantir a qualidade do propilenoglicol produzido.<sup>1</sup>



**Figura 2.** Reação química da síntese do propilenoglicol em meio ácido.

### 2.3. Metanol

O metanol, conhecido também como álcool metílico ou álcool de madeira, é um líquido incolor, volátil e inflamável, com a fórmula química  $CH_3OH$ . Sua estrutura molecular lhe confere uma alta solubilidade em água, o que o torna um solvente eficiente para diversas aplicações industriais.<sup>11</sup>

Na indústria química, o metanol é vital como matéria-prima na produção de vários compostos, como formaldeído, metil-terc-butil éter (MTBE) e ácido acético. No Brasil, é



especialmente importante na fabricação de biodiesel, contribuindo para a redução da dependência de combustíveis fósseis.<sup>12</sup>

Contudo, é crucial ressaltar a toxicidade do metanol para seres humanos. Mesmo pequenas quantidades podem ser perigosas se ingeridas, inaladas ou absorvidas pela pele, causando envenenamento. Portanto, medidas de segurança rigorosas são necessárias no seu manuseio, incluindo armazenamento adequado e precauções durante processos industriais.<sup>13,14</sup>

No contexto deste projeto, o metanol desempenha um papel essencial como solvente, prevenindo a formação de duas fases líquidas devido à solubilidade limitada do propilenoglicol em água. A presença de metanol é crucial para assegurar a homogeneidade da mistura no decorrer do processo produtivo.

Para melhor entendimento dos processos industriais é necessário destacar os pontos de ebulição dos compostos. Esse é um fator primordial para a escolha das variáveis de operação. Segue tabela abaixo:

**Tabela 1.** Temperatura de ebulição dos compostos utilizados na planta industrial

<b>Composto</b>	<b>Temperatura de ebulição (°C)</b>
Óxido de propileno	34
Propilenoglicol	188,2
Metanol	65

### 3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

#### 3.1. Caso de Projeto

A planta projetada processará três correntes principais: óxido de propileno, água e metanol, com o intuito de produzir propilenoglicol de alta pureza. A eficiência do processo será otimizada pelo reciclo da fração não reagida, minimizando assim a necessidade de novos insumos.

#### 3.2. Especificações de Qualidade dos Produtos

A fração molar de propilenoglicol na corrente de topo da torre de destilação é de 10 mmol/kmol. Da mesma forma, a fração molar de água na corrente de fundo da torre de destilação também é de 10 mmol/kmol.

**Tabela 2.** Vazão das correntes de alimentação.

Componentes	Vazão mássica (kg/h)
Água	65.600
Metanol	10.450
Óxido de propileno	11.340

#### 3.3. Critérios de Projeto

Essas diretrizes garantem que o projeto da planta seja robusto e eficiente, considerando as variações operacionais e a manutenção da qualidade do produto.

**Tabela 3.** Critérios gerais de operação.

Critérios	Valores
Fator de operação	8.000 h/ano
Capacidade Mínima	60%
<b>Sobredimensionamento dos Equipamentos</b>	
Bombas de Cargas e Produto	110%
Bombas de Refluxo de Coluna	120%
Trocadores de Calor	110%
Coluna de Fracionamento (hidráulica)	120%
<b>Coefficiente de Formação de Crostas</b>	
Correntes de Processo	0,0001 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal
Água de Arrefecimento	0,0003 h.m <sup>2</sup> .°C/kcal

#### 3.4. Condições de entrada

Para realizar as simulações do projeto utilizando o software Aspen HYSYS, foi estabelecido as seguintes condições de entrada:

**Tabela 4.** Especificações das condições de entrada

<b>Correntes</b>	<b>P (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	<b>T (°C)</b>
Água	0	25
Metanol	0	25
Óxido de propileno	0	25
<b>Produtos</b>	<b>P (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	<b>T (°C)</b>
Propilenoglicol	*	*

\*Valores de processo

### 3.5. Dados básicos de engenharia

Com as simulações feitas e utilizando as especificações de entrada da tabela acima no software foi estabelecido os seguintes valores:

**Tabela 5.** Especificações das bases gerais da planta

<b>Água de refrigeração</b>			
<b>T fornecimento</b>	<b>T máximo de retorno</b>	<b>Pressão de projeto</b>	
28°C	45 °C	8 kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Vapor</b>			
<b>Nível</b>	<b>Alto</b>	<b>Médio</b>	<b>Baixo</b>
<b>T (°C)</b>	390	297	218
<b>P (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	38	16	4,5
<b>T projeto (°C)</b>	420	330	240
<b>P projeto (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	42	19	7

### 3.7. Custos gerais

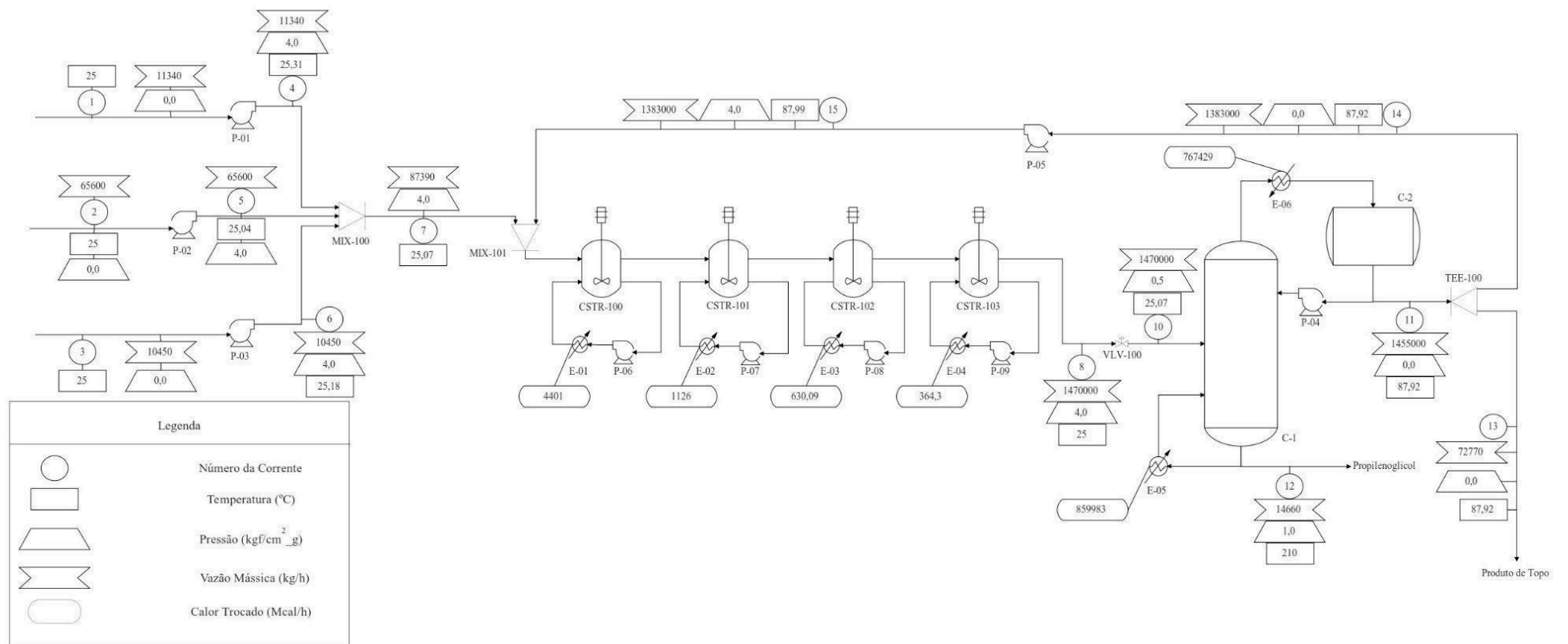
Com base na literatura é estabelecido o custo geral dos insumos utilizados no projeto de estudo.

**Tabela 6.** Custo dos insumos e do propilenoglicol

<b>Produtos</b>	<b>Custos</b>
Óxido de propileno	1.300,00 \$/tonelada
Água	2,00 \$/tonelada
Metanol	120,00 \$/tonelada
Propilenoglicol	1.700,00 \$/tonelada
Água de refrigeração	0,40 \$/m <sup>3</sup>
Eletricidade	240,00 R\$/Mwh
Ar de instrumentos	0,04 R\$/Nm <sup>3</sup>
Vapor de alta pressão	\$ 27/tonelada
Vapor de média pressão	\$ 24/tonelada
Vapor de baixa pressão	\$ 20/tonelada

### **3.8.Capacidade da unidade**

A capacidade de processamento da planta será de 11.340 kg/h de óxido de propileno, com uma operação anual prevista de 8.000 horas. Abaixo, está o diagrama de fluxo de processos da planta.



**Figura 3. Diagrama de Fluxo do Processo (PFD)**

#### 4. PROJETO DA PLANTA

A planta em questão está equipada com nove bombas centrífugas, cada uma desempenhando funções vitais em diferentes estágios do processo. As bombas P-01, P-02 e P-03 são encarregadas de movimentar as correntes de entrada, pressurizando os insumos de óxido de propileno, água e metanol até  $4 \text{ kg/cm}^2$ . g. A bomba P-05 atua como bomba de refluxo na torre de destilação, e a bomba P-04 gerencia o retorno da fração não reagida ao reator. As bombas P-06 a P-09 estão envolvidas na operação dos trocadores de calor dos reatores R-01 a R-04, respectivamente, otimizando a transferência de calor.

O projeto também inclui um vaso pulmão, com design cilíndrico horizontal, que regula a vazão de refluxo e destilado, operando entre 20% e 80% de sua capacidade total. A torre de separação C-02 é essencial para a produção de propilenoglicol, utilizando uma coluna de pratos hidráulicos para separar os componentes da corrente de saída do reator, com o propilenoglicol sendo coletado no fundo e a mistura de óxido de propileno, água e metanol no topo.

##### 4.1. Correntes de processo

A Corrente 1 tem origem em um reservatório de óxido de propileno, transportando a primeira matéria-prima até a bomba P-100. Neste ponto inicial, a pressão é mantida em  $0 \text{ kg/cm}^2$ .g. Em paralelo, a Corrente 2 flui de um tanque de água, constituindo a segunda matéria-prima vital, e é encaminhada para a bomba P-101, também sob pressão de  $0 \text{ kg/cm}^2$ .g. Concomitantemente, a Corrente 3, proveniente de um tanque de metanol, desempenha o papel de solvente essencial, prevenindo a formação de fases líquidas distintas devido à solubilidade restrita do propilenoglicol em água. Esta corrente segue para a bomba P-102, com a pressão inicial igualmente zerada.

Progressivamente, a Corrente 4 emerge da bomba P-100, onde o óxido de propileno é pressurizado até alcançar  $4 \text{ kg/cm}^2$ .g. Direciona-se então ao misturador MIX-100, encontrando-se com a Corrente 5, oriunda da bomba P-101, que transporta água igualmente pressurizada a  $4 \text{ kg/cm}^2$ .g. A integração das substâncias prossegue com a Corrente 6, que, após pressurização na bomba P-102, conduz o metanol ao misturador MIX-100, promovendo a união com a água e o óxido de propileno.

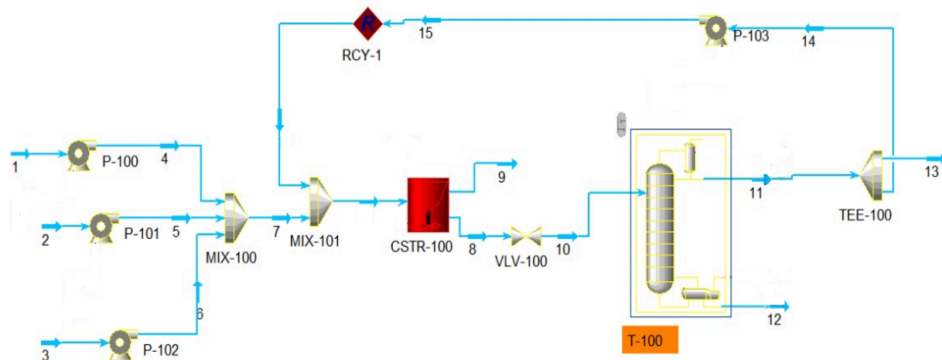
A Corrente 7, fruto dessa combinação equilibrada, apresenta fluxos de massa de 65.500 kg/h, 11.340 kg/h e 10.450 kg/h para água, óxido de propileno e metanol, respectivamente. Segue então para o misturador MIX-101, onde se junta à Corrente 15, originando a mistura que nutrirá o reator CSTR-100. Dentro deste reator de tanque agitado, ocorre a reação química que resulta na formação do propilenoglicol, o produto desejado.

Após a reação, a Corrente 8, agora compreendendo água, óxido de propileno, metanol e propilenoglicol, preserva uma pressão de 4 kg/cm<sup>2</sup>g. Ela é submetida a uma válvula de despressurização, que reduz a pressão para 0,5 kg/cm<sup>2</sup>g, adequando-a para a entrada na coluna de fracionamento.

Em uma fase subsequente, a Corrente 10, já despressurizada, ingressa na torre de fracionamento, efetuando a separação do propilenoglicol dos demais componentes. A Corrente 12, resultante como produto de fundo da coluna T-100, é enriquecida em propilenoglicol a 99%, contendo uma parcela mínima de água, e mantém uma pressão de 1 kg/cm<sup>2</sup>g.

No topo da coluna, a Corrente 11, majoritariamente composta por água, óxido de propileno, metanol e uma pequena fração de propilenoglicol, é direcionada ao separador TEE-100, onde ocorre a eliminação de impurezas, operando a uma pressão de 0 kg/cm<sup>2</sup>g.

A Corrente 13, que transporta as impurezas, é descartada após a separação. Por outro lado, a Corrente 14, proveniente também do separador TEE-100, constitui uma corrente de recirculação que retorna ao início do processo. Antes disso, passa pela bomba P-05, onde sua pressão é elevada de 0 kg/cm<sup>2</sup>g para 4 kg/cm<sup>2</sup>g, transformando-se na Corrente 15. Esta corrente finalmente se encaminha ao misturador MIX-101, pronta para se integrar novamente com a Corrente 7, perpetuando assim o ciclo produtivo. As correntes podem ser vistas na figura 4 abaixo:



**Figura 4.** Diagrama do processo produtivo, imagem retirada do *software* de simulação.

## 4.2. Bombas

O projeto inclui um total de nove bombas centrífugas, desempenhando funções essenciais em várias etapas do processo. As bombas P-01, P-02 e P-03 são responsáveis pelas correntes de entrada, enquanto a P-04 atua como bomba de refluxo da torre de destilação. A P-05 retorna a fração não reagida aos reatores, e as bombas P-06 a P-09 estão associadas aos trocadores de calor dos reatores R-01 a R-04. A pressão diferencial das bombas é calculada pela diferença entre a pressão de admissão e a pressão de impulsão.

A pressão de admissão é calculada pela equação:

$$P_{adm} = P_{vaso} + \rho g \left( \frac{\phi}{2} + h \right) \quad (1)$$

Onde,

$P_{vaso}$  = Pressão do vaso acumulador;

$h$  = Altura de elevação do equipamento;

$\rho$  = densidade do fluido;

$g$  = Constante da gravidade;

$\phi$  = Diâmetro otimizado do vaso;

Considerando a ausência de altura de elevação para as bombas, exceto para a P-05, e a pressão do vaso, a pressão de admissão é considerada nula para estes equipamentos. A pressão de impulsão é determinada pela corrente de saída da bomba:



$$P_{imp,r} = P_{topo} + \Delta P_r + \rho g(H + h) \quad (2)$$

Onde,

$H$  = Altura da torre ou reator;

$P_{topo}$  = Pressão do topo da torre;

$\rho$  = densidade do fluido;

$g$  = Constante da gravidade;

$\Delta P_r$  = Pressão da válvula de segurança.

As eficiências hidráulica e elétrica foram estabelecidas em 45% e 90%, respectivamente. A potência consumida pela bomba, após correção dos rendimentos, é dada por:

$$Potência = \frac{\Delta P Q}{\eta} \quad (3)$$

Onde,

$\Delta P$  = pressão diferencial na bomba (N/m<sup>2</sup>)

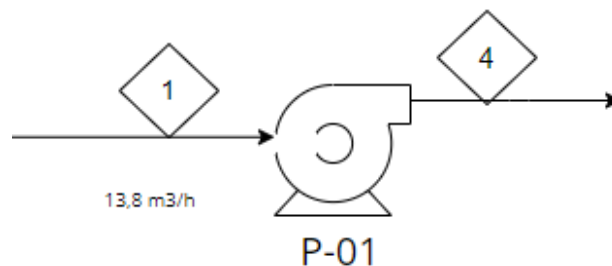
$Q$  = vazão volumétrica (m<sup>3</sup>/s)

$\eta$  = Eficiência hidráulica x Eficiência elétrica da bomba.

A pressão de shut-off é 1,2 vezes o diferencial de pressão:

$$Pressão \ de \ shut \ - \ off = 1,2 \cdot \Delta P \quad (4)$$

#### 4.2.1 Bomba P-01



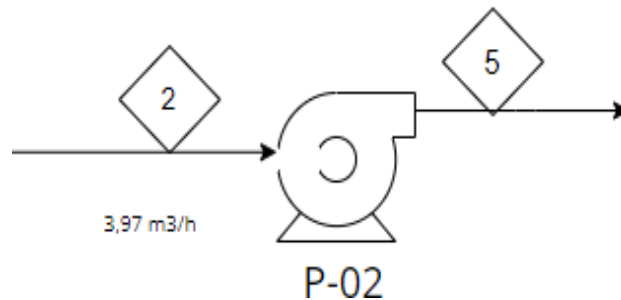
**Figura 5.** Modelo usado para projeto de bomba P-01

A bomba P-01 é alimentada pela corrente de óxido de propileno, corrente 1, bombeando a corrente 4 para o misturador.

**Tabela 7.** Parâmetros característicos da bomba P-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	0
Pressão na impulsão (kPa)	392,27
Diferença de pressão (kPa)	392,27
Pressão de shut-off (kPa)	470,72
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	13,80
Potência consumida pela bomba (kW)	37,13

#### 4.2.2 Bomba P-02



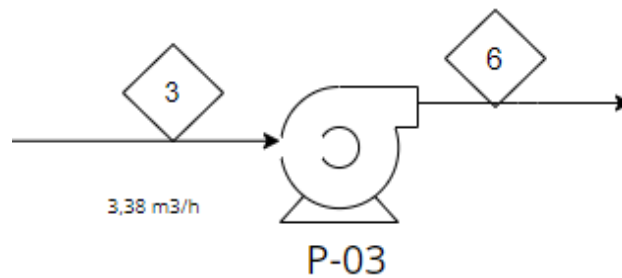
**Figura 6.** Modelo usado para projeto de bomba P-02

A bomba P-02 opera com a alimentação proveniente da corrente de água, identificada como corrente 2, bombeando a corrente 5 para o misturador.

**Tabela 8.** Parâmetros característicos da bomba P-02

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	0
Pressão na impulsão (kPa)	392,27
Diferença de pressão (kPa)	392,27
Pressão de shut-off (kPa)	470,72
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	3,97
Potência consumida pela bomba (kW)	10,68

### 4.2.3 Bomba P-03



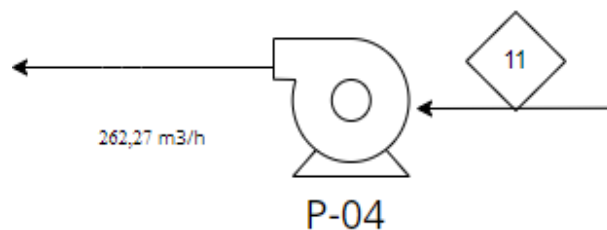
**Figura 7.** Modelo usado para projeto de bomba P-03

A bomba P-03 é alimentada pela corrente 3 que corresponde à corrente de entrada de Metanol na planta. Irá bombear a corrente 6 ao misturador.

**Tabela 9.** Parâmetros característicos da bomba P-03

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	0
Pressão na impulsão (kPa)	392,27
Diferença de pressão (kPa)	392,27
Pressão de shut-off (kPa)	470,72
Vazão volumétrica (m³/h)	3,38
Potência consumida pela bomba (kW)	0,91

### 4.2.4 Bomba P-04



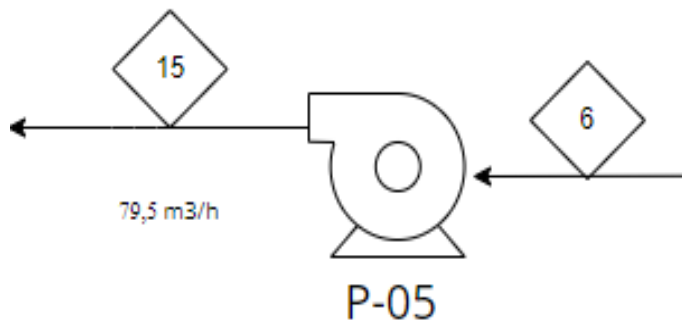
**Figura 8.** Modelo usado para projeto de bomba P-04

Para a bomba P-04, a bomba de refluxo da torre, é necessário considerar a elevação da torre C-01. Esta bomba é alimentada pela corrente de refluxo que sai do vaso acumulador.

**Tabela 10.** Parâmetros característicos da bomba P-04

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	0,0040
Pressão na impulsão (kPa)	120,90
Diferença de pressão (kPa)	90,81
Pressão de shut-off (kPa)	108,97
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	262,27
Potência consumida pela bomba (kW)	16,33

#### 4.2.5 Bomba P-05



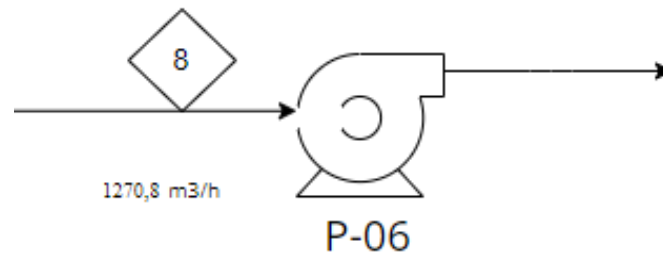
**Figura 9.** Modelo usado para projeto de bomba P-05

A bomba P-04 é a bomba de retorno do resíduo ao reator. É alimentada pela corrente 6 que corresponde à corrente de retorno da fração não reagida no reator. Irá bombear a corrente 15 ao misturador.

**Tabela 11.** Parâmetros característicos da bomba P-05

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	0
Pressão na impulsão (kPa)	392,27
Diferença de pressão (kPa)	392,27
Pressão de shut-off (kPa)	470,72
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	79,50
Potência consumida pela bomba (kW)	21,39

#### 4.2.6 Bomba P-06



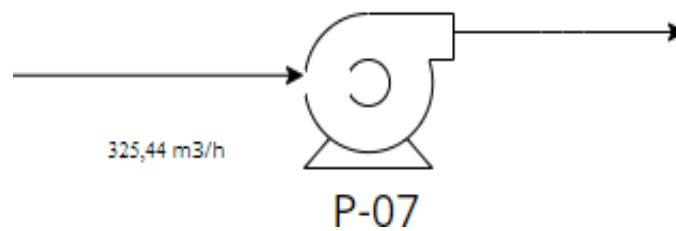
**Figura 10.** Modelo usado para projeto de bomba P-06

A bomba P-06 é a bomba que recebe a corrente do CSTR-100 e bombeia para o trocador E-01.

**Tabela 12.** Parâmetros característicos da bomba P-06

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	4,00
Pressão na impulsão (kPa)	4,70
Diferença de pressão (kPa)	0,70
Pressão de shut-off (kPa)	0,84
Vazão volumétrica (m³/h)	1270,8
Potência consumida pela bomba (kW)	59,90

#### 4.2.7 Bomba P-07



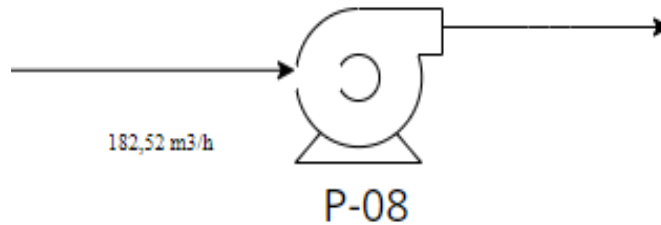
**Figura 11.** Modelo usado para projeto de bomba P-07

A bomba P-07 é a bomba que recebe a corrente do CSTR-101 e bombeia para o trocador E-02.

**Tabela 13.** Parâmetros característicos da bomba P-07

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	4,00
Pressão na impulsão (kPa)	4,70
Diferença de pressão (kPa)	0,70
Pressão de shut-off (kPa)	0,84
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	325,44
Potência consumida pela bomba (kW)	15,3

#### 4.2.8 Bomba P-08



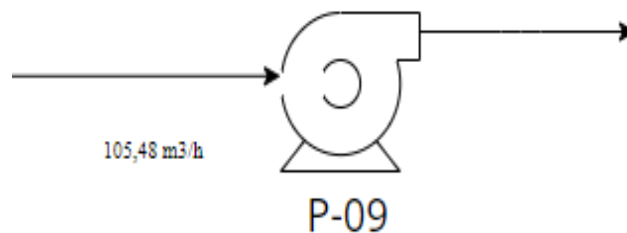
**Figura 12.** Modelo usado para projeto de bomba P-08

A bomba P-08 é a bomba que recebe a corrente do CSTR-102 e bombeia para o trocador E-03.

**Tabela 14.** Parâmetros característicos da bomba P-08

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	4,00
Pressão na impulsão (kPa)	4,70
Diferença de pressão (kPa)	0,70
Pressão de shut-off (kPa)	0,84
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	182,52
Potência consumida pela bomba (kW)	8,59

#### 4.2.9 Bomba P-09



**Figura 13.** Modelo usado para projeto de bomba P-09

A bomba P-09 é a bomba que recebe a corrente do CSTR-103 e bombeia para o trocador E-04.

**Tabela 15.** Parâmetros característicos da bomba P-09

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	4,00
Pressão na impulsão (kPa)	4,70
Diferença de pressão (kPa)	0,70
Pressão de shut-off (kPa)	0,84
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	105,48
Potência consumida pela bomba (kW)	4,96

### 4.3. Trocadores de calor

No projeto atual, foram planejados seis trocadores de calor, incluindo um condensador e uma caldeira do tipo kettle para a coluna de destilação, além de quatro trocadores de placas para regular a temperatura dos reatores. As dimensões desses trocadores são definidas com base nas simulações, considerando o calor trocado e as temperaturas dos fluidos. Para garantir a operacionalidade e acomodar variações, todos os trocadores têm um sobredimensionamento de 110%.

O setpoint de temperatura dos trocadores de calor de placas, responsáveis pelo controle térmico dos reatores CSTR, foi estabelecido com base no intervalo de operação da corrente de processo proveniente do reator, onde ocorre a hidratação do óxido de propileno, que varia entre 25°C e 20°C. Para atender a esse requisito, optou-se pelo uso de água gelada proveniente de um chiller como fluido auxiliar de resfriamento, operando com temperatura de entrada de 5°C e saída de 15°C, obtidos pelas simulações no HYSYS.

No processo de destilação, a separação dos componentes voláteis da corrente proveniente dos reatores requer o uso de uma caldeira e um condensador. A caldeira operará com um setpoint de 250°C, devido à necessidade de uso do vapor de alta pressão como fluido auxiliar de aquecimento. O condensador, por sua vez, deve resfriar a corrente de processo de 88,25°C para 66,52°C. Esse resfriamento pode ser realizado utilizando água de refrigeração, um fluido auxiliar mais acessível em termos de custo. Nas simulações, a água de refrigeração foi definida com temperatura de entrada de 28°C e saída de 45°C, atendendo aos requisitos de eficiência térmica.

**Tabela 16.** Trocadores de calor do projeto e seus respectivos setpoints de operação.

Identificação	Local de instalação	Setpoint		Setpoint	
		T <sub>in, fluido auxiliar</sub> [°C]	T <sub>out, fluido auxiliar</sub> [°C]	T <sub>in, corrente de processo</sub> [°C]	T <sub>out, corrente de processo</sub> [°C]
E-01,02,03,04	Trocador de placas	5	15	25	20
E-05	Caldeira da coluna de destilação	250	250	209	210
E-06	Condensador da coluna de destilação	28	45	88,25	66,52

#### 4.3.1 Sistema de troca térmica dos Reatores (R-01, R-02, R-03 e R-04)

Os quatro reatores em série são essenciais para a hidratação do óxido de propileno, mantendo a temperatura abaixo de 25°C para prevenir a vaporização. Cada reator possui um sistema de recirculação que bombeia o fluido a 25°C para os trocadores e retorna a 20°C ao reator, com as correntes de recirculação diminuindo progressivamente ao longo dos reatores.

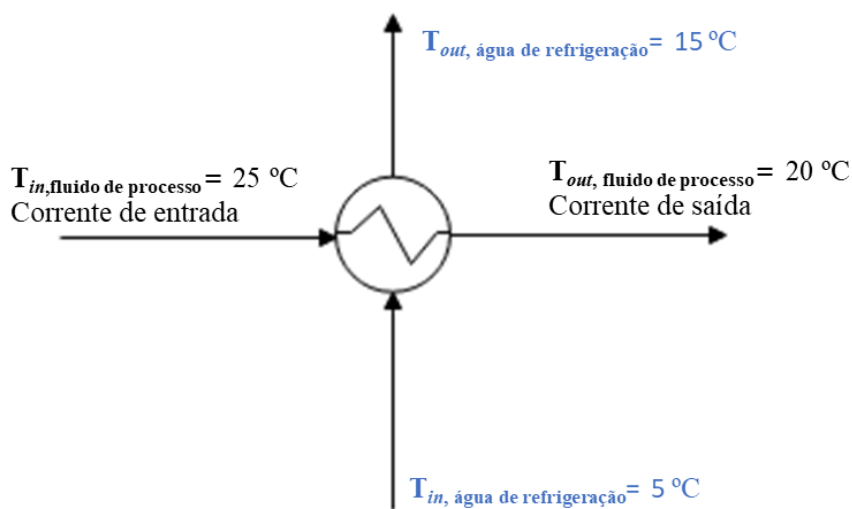
A escolha dos trocadores de placas foi baseada em:

- **Pressão Baixa do Processo:** A baixa pressão operacional favorece o uso de trocadores de placas.
- **Baixa Diferença de Temperatura:** A pequena variação de temperatura entre as correntes de entrada e saída.
- **Espaço Ocupado:** Os trocadores de placas são compactos e oferecem vantagens em termos de custos operacionais, aquisição, instalação e manutenção.
- **Alta Eficiência Térmica:** Com um coeficiente global de troca térmica de 6000W/(m<sup>2</sup>.°C), utilizando água de refrigeração, os trocadores de placas são altamente eficientes.

No processo de hidratação do óxido de propileno para a produção de propilenoglicol, a utilização de quatro trocadores de calor distintos para cada reator em série é crucial devido às variações nas condições térmicas ao longo do processo. Embora o setpoint de temperatura seja o mesmo, cada reator gera diferentes quantidades de calor, em parte devido à variação na taxa de reação e à quantidade de calor liberado ou absorvido em cada estágio. Essas variações na carga térmica ocorrem porque, à medida que a conversão do óxido de propileno avança, a velocidade da reação diminui, o que afeta o calor gerado.



Além disso, o acúmulo de produtos e reagentes não reagidos altera as condições térmicas ao longo do processo. Portanto, os trocadores de calor são dimensionados de forma específica para cada reator, garantindo que a temperatura ideal seja mantida para otimizar a eficiência da reação e evitar a evaporação indesejada dos reagentes, assegurando um processo contínuo e controlado.



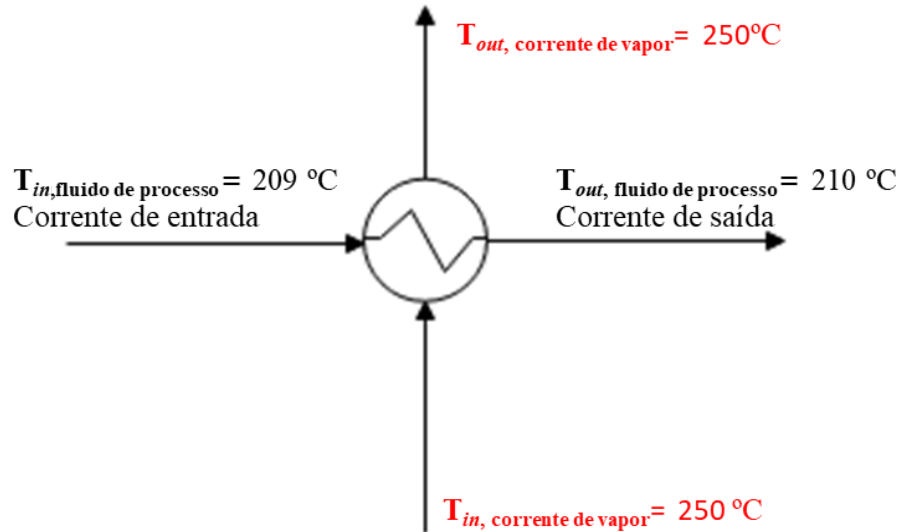
**Figura 14.** Esquema do projeto dos trocadores de calor dos reatores, destacando o uso de água gelada proveniente do chiller para a refrigeração e o fluido resultante da hidratação do óxido de propileno como corrente de processo

#### 4.3.2 Sistema de troca térmica da coluna de destilação (C-01)

Na coluna de destilação da planta de propilenoglicol, o condensador e a caldeira tipo kettle desempenham papéis fundamentais. O condensador tem a função de resfriar e condensar os vapores no topo da coluna, parte desse líquido condensado é retornado como refluxo para aprimorar a separação dos componentes, enquanto o restante é coletado como produto destilado. Ele é crucial para manter a temperatura e a pressão ideais, garantindo uma separação eficaz dos componentes voláteis.

Por outro lado, a caldeira fornece o calor necessário para vaporizar o líquido na base da coluna. O vapor gerado sobe pela coluna, facilitando a separação dos componentes com pontos de ebulição mais elevados. A caldeira promove uma vaporização uniforme e controlada, vital para a eficiência do processo de destilação. A interação sinérgica entre o

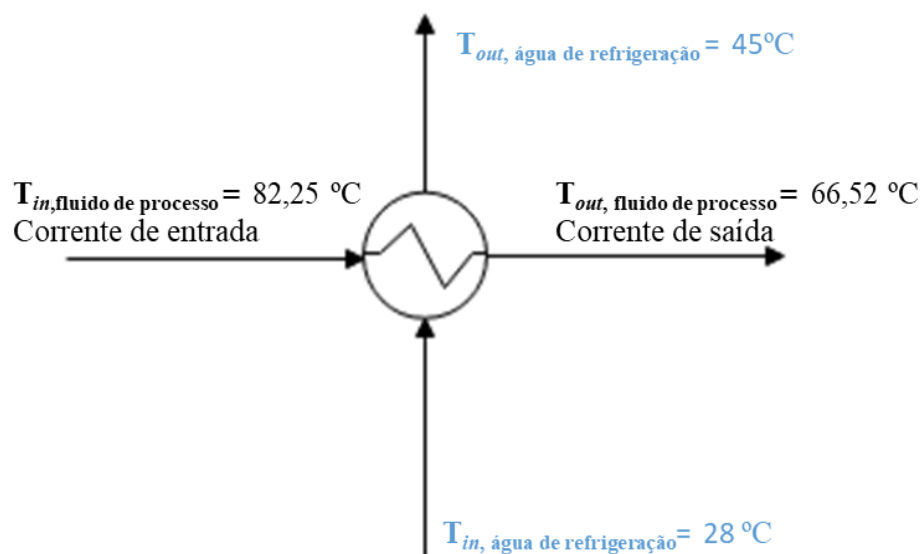
condensador e a caldeira é o que permite uma operação contínua e eficiente da coluna de destilação.



**Figura 15.** Esquema do projeto da caldeira E-05, destacando o uso de corrente de vapor de alta pressão para o aquecimento do fluido de processo que advém da base da torre de separação.

O trocador E-05, correspondente à caldeira da torre de destilação, é estrategicamente posicionado na base da coluna. Sua função é manter a temperatura do produto de fundo, utilizando vapor de alta pressão (HPS) como fluido auxiliar. A temperatura do HPS é definida em  $250\text{ }^{\circ}\text{C}$  para este trocador, garantindo que o reboiler forneça calor suficiente para a vaporização do líquido e uma separação eficaz dos componentes. A operação correta da caldeira é essencial para manter as condições ideais de temperatura e pressão para a destilação.

O condensador E-06, localizado no topo da coluna, desempenha um papel igualmente crucial. Utilizando água como fluido refrigerante, ele resfria a corrente de vapor, condensando-a e permitindo a separação entre o refluxo, que retorna à coluna, e o produto destilado. Este processo é fundamental para a eficiência da separação dos produtos na coluna de destilação.



**Figura 16.** Esquema do projeto do condensador E-06

#### 4.3.3 Dimensionamento dos sistemas de troca térmica

Para o dimensionamento dos trocadores de calor, a equação fundamental aplicada é:

$$Q = A \cdot U_m \cdot \Delta T_{ml} \quad (5)$$

onde:

- $Q$  [kcal/h]: quantidade de calor trocada.
- $A$  [m<sup>2</sup>]: área do trocador de calor.
- $\Delta T_{ml}$  [K]: variação logarítmica da temperatura.
- $U_m$  [kcal/(h.m<sup>2</sup>)]: coeficiente global de transferência de calor.

Os valores de quantidade de calor trocada “ $Q$ ” são adquiridos através das simulações no software Aspen HYSYS. Com base nesses valores, considera-se o coeficiente global de transferência de calor  $U_m$  e a variação logarítmica de temperatura  $\Delta T_{ml}$ .

O coeficiente global de transferência de calor ( $U_m$ ) é um indicador da eficiência de transferência de calor através das superfícies do trocador, levando em conta todas as resistências térmicas. Os valores de  $U_m$  são obtidos de dados tabelados e especificados na literatura para diferentes tipos de trocadores de calor e fluidos utilizados. Conforme apresentado na tabela a seguir:

**Tabela 17.** Coeficiente global de transferência térmica  $U_m$ <sup>14</sup>

Trocador de calor	$U_{\text{tabelado}}$ [W/ (m <sup>2</sup> °C)]
Trocador de calor de placas (E-01, E-02, E-03, E-04)	600
Caldeira (E-05)	1050
Condensador (E-06)	850

O procedimento de dimensionamento dos trocadores de calor é meticuloso para assegurar que os cálculos sejam precisos e que o equipamento seja adequado às necessidades do processo de forma eficiente e segura. A variação logarítmica de temperatura,  $\Delta T_{ml}$ , é uma medida crítica no cálculo do dimensionamento e é obtida pela seguinte fórmula:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)} \quad (6)$$

onde,

- $(T_{h1})$  e  $(T_{h2})$  São as temperaturas de entrada e saída do fluido quente, respectivamente.
- $(T_{c1})$  e  $(T_{c2})$  São as temperaturas de entrada e saída do fluido frio, respectivamente.

O uso desta equação permite calcular a área necessária do trocador de calor (A) para a quantidade de calor desejada (Q) a ser trocada, considerando o coeficiente global de transferência de calor ( $U_m$ ).

**Tabela 18.** Variação logarítmica de temperatura  $\Delta T_{ml}$ .

Trocador de calor	$\Delta T_{ml}$ [°C]
Trocador de calor de placas (E-01, E-02, E-03, E-04)	14,4
Caldeira (E-05)	40,5
Condensador (E-06)	37,9

Para calcular as áreas de troca do condensador, a equação utilizada é:

$$A = \frac{Q}{U_m \cdot F} \quad (7)$$

onde:

- A: é a área do trocador de calor necessária.
- $Q$ : é a quantidade de calor a ser removida pelo condensador (em kcal/h ou outra unidade de energia por tempo).
- $U_m$  é o coeficiente global de transferência de calor (em kcal/(h.m<sup>2</sup>.°C) ou outra unidade de transferência de calor por área e diferença de temperatura).
- F é o fator de correção, um valor adimensional que varia de 0 a 1, considerado para avaliar as temperaturas no projeto do condensador.

O fator de correção F ajusta o cálculo da área para as condições reais de operação do trocador de calor. Se o valor de F for inferior a 0,8, indica que as diferenças de temperatura entre os fluidos quente e frio ao longo do trocador não são ideais, e pode ser necessário modificar as especificações do trocador para garantir uma operação eficiente e evitar problemas operacionais.

$$F = \frac{\sqrt{(R^2+1)} \cdot \ln \left[ \frac{(1-S)}{(1-RS)} \right]}{(R-1) \cdot \ln \left[ \frac{2-S \left[ R+1-\sqrt{(R^2+1)} \right]}{2-S \left[ R+1+\sqrt{(R^2+1)} \right]} \right]} \quad (8)$$

$$R = \frac{(T_1-T_2)}{(t_2-t_1)} \quad (9)$$

$$S = \frac{(t_2-t_1)}{(T_1-t_1)} \quad (10)$$

onde:

- $T_1$ : temperatura de entrada do fluido de processo.
- $T_2$ : temperatura de saída do fluido de processo.
- $t_1$ : temperatura de entrada do fluido de refrigeração.
- $t_2$ : temperatura de saída do fluido de refrigeração.

O fator de correção obtido para o condensador E-06 foi de 0,96, o que configura um dimensionamento aceitável.

Já para os demais trocadores do sistema, as áreas de troca foram obtidas pelo seguinte equacionamento:

$$A = \frac{duty}{U_m \cdot \Delta T_{ml}} \quad (11)$$

Após obter a área para cada um dos trocadores, é possível determinar o número de tubos da caldeira (E-05) e condensador (E-06) tendo como base os seguintes parâmetros para esse projeto:

- Comprimento dos tubos: 20 pés de comprimento (6,096 metros);
- Diâmetro dos tubos: 3/4”;

Os dados de cada trocador de calor no modelo de instalação em série, onde cada trocador está diretamente associado a um reator específico, estão apresentados nas tabelas abaixo.

Com base na área de troca térmica obtida nas simulações, determinou-se o número de placas aproximado para cada trocador de calor. Foi considerado que cada placa possui uma área de 1m<sup>2</sup>, permitindo calcular a quantidade total de placas requerida para atender às especificações do sistema.

$$\text{Número de Placas} = \frac{\text{Área de troca}}{\text{Área por placa}} \quad (12)$$

onde:

- *Área de troca*: área total para troca térmica obtida pela simulação (m<sup>2</sup>)
- *Área por placa*: área de uma única placa (m<sup>2</sup>)

**Tabela 19.** Parâmetros característicos do trocador de calor de placas E-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	25
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	20
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	5
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	15
Calor trocado (kcal/h)	4,40E+06
Área de troca (m <sup>2</sup> )	59,1
Número de placas	60

**Tabela 20.** Parâmetros característicos do trocador de calor de placas E-02

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	25
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	20
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	5
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	15
Calor trocado (kcal/h)	1,13E+06
Área de troca (m <sup>2</sup> )	15,1
Número de placas	16

**Tabela 21.** Parâmetros característicos do trocador de calor de placas E-03

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	25
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	20
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	5
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	15
Calor trocado (kcal/h)	6,31E+05
Área de troca (m <sup>2</sup> )	8,48
Número de placas	9

**Tabela 22.** Parâmetros característicos do trocador de calor de placas E-04

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	25
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	20
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	5
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	15
Calor trocado (kcal/h)	3,64E+05
Área de troca (m <sup>2</sup> )	4,89
Número de placas	5

**Tabela 23.** Parâmetros característicos da caldeira E-05

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	209
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	210
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	250
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	250
Calor trocado (kcal/h)	2,48E+07
Área de troca (m <sup>2</sup> )	679,42
Número de tubos	1.863

**Tabela 24.** Parâmetros característicos do condensador E-06

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	88,25
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	66,52
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	28
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	45
Calor trocado (kcal/h)	2,04E+07
Área de troca (m <sup>2</sup> )	736,22
Número de tubos	2.018

#### 4.4. Vasos pulmões

O vaso pulmão tem a função de regularizar a vazão de refluxo e destilado. Este equipamento possui uma configuração cilíndrica horizontal, onde o diâmetro é igual à altura e o comprimento é igual à altura do cilindro. Normalmente, opera-se com 50% da capacidade, mantendo 20% como nível mínimo e 80% como máximo. O tempo de retenção padrão de 10 minutos é utilizado para os cálculos, seguido de otimização. Para o cálculo da espessura do vaso, utiliza-se a equação do *Chemical Engineering Design*<sup>14</sup>:

$$t = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E} - 1, 2 \cdot P_i \quad (13)$$

Onde:

- ( $P_i$ ) é a pressão interna,
- ( $D_i$ ) é o diâmetro interno,
- ( $S$ ) é o estresse máximo permitido,



- ( E ) é a eficiência da solda.

Com base nesses parâmetros, inicia-se o cálculo do custo financeiro, começando pelo peso do vaso:

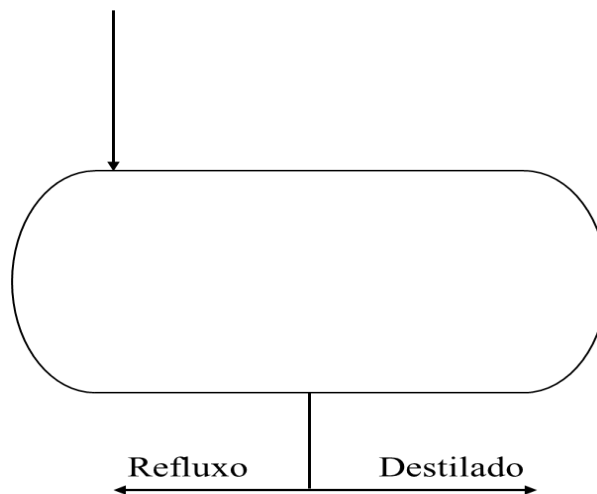
$$W = 240 \cdot C_w \cdot D_m \cdot (L + 0,8 \cdot D_m) \cdot t \cdot \frac{1kg}{10,1972 N} = 4245 kg \quad (14)$$

Neste contexto, (  $D_i$  ) representa o diâmetro total, já considerando a adição da espessura (  $t$  ), e (  $C_w$  ) é o coeficiente que reflete a complexidade das conexões e componentes internos, com um valor padrão de 1,08. Utilizando essas variáveis, procede-se ao cálculo do custo total, que engloba também as despesas de instalação.

$$Custo = (12800 + 73 + W^{0,85}) \cdot 4 = \$405257,47 \quad (15)$$

Utilizando a ferramenta solver, realiza-se uma otimização alterando a proporção L/D de 2 a 5 para alcançar o custo otimizado, resultando em L/D=5. A temperatura de projeto é definida com base na temperatura de saída do condensador, 66,5 °C, adicionando-se uma margem de 15 °C, totalizando 81,5 °C.

Com base nos resultados, parâmetros discutidos, simulação no Aspen HYSYS e otimização econômica, compila-se uma tabela com todos os parâmetros de projeto do vaso acumulador.



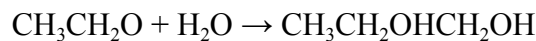
**Figura 17.** Esquema do vaso pulmão

**Tabela 25.** Parâmetros característicos do vaso pulmão

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Comprimento do vaso (mm)	9654,25
Altura do vaso (mm)	1930,85
Espessura do vaso (mm)	7,40
Nível máximo de líquido (mm)	1544,68
Nível normal de líquido (mm)	965,43
Nível mínimo de líquido (mm)	386,17
Pressão de projeto (kPa)	343,23
Temperatura de projeto (°C)	81,5

#### 4.5. Reator

O reator é o coração do processo de hidratação do óxido de propileno, seguindo a reação:



Para a produção eficiente de propilenoglicol, o reator tipo tanque agitado contínuo (CSTR) é o mais adequado, permitindo uma mistura e operação contínua e um controle preciso do processo químico. A planta foi projetada com uma série de quatro CSTRs para manter o fluxo das correntes e otimizar o dimensionamento dos reatores. A cinética da reação é descrita por:

$$\text{Taxa de reação de óxido de propileno} = 4,711 \times 10^9 \cdot e^{\left(\frac{-75362}{RT}\right)} \cdot [C_{\text{óxido de propileno}}]$$

Para garantir a produção desejada de propilenoglicol, é necessário manter um tempo de residência de 2,5 horas e uma temperatura de 25 °C. Segundo o Chemical Engineering Design, a fração ideal de líquido no reator varia entre 65% e 75%, sendo 70% adotado para este projeto. O nível mínimo foi estabelecido em 20% e o máximo em 90%.<sup>14</sup>

A espessura do reator foi calculada utilizando a equação (12). Com um tempo de residência preestabelecido, encontrou-se uma espessura de 13,06 mm. O peso do reator é calculado por:

$$W = 240 \cdot C_w \cdot D_m \cdot (L + 0,8 \cdot D_m) \cdot 13,0552 \cdot \frac{1}{10,1972} \quad (16)$$

$$W = 7396,98 \text{ kg}$$

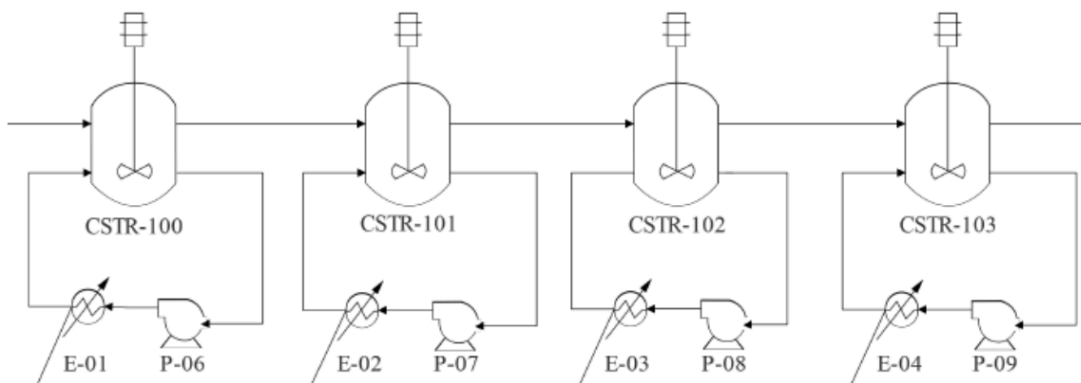
O custo, incluindo instalação, é estimado pela equação:

$$Custo = (12800 + 73 \cdot W^{0,85}) \cdot 4 \quad (17)$$

$$Custo = 618848,161$$

Utilizando a ferramenta solver, uma otimização é realizada alterando a proporção L/D de 2 a 5 para alcançar o custo otimizado, resultando em L/D=2 para este caso. A temperatura de projeto é definida como a temperatura de saída do condensador, 66,5 °C, acrescida de uma margem de 15 °C, totalizando 81,5 °C.

Com base nos resultados, parâmetros discutidos e simulação no Aspen HYSYS, uma tabela com todos os parâmetros de projeto do vaso acumulador é compilada.



**Figura 18.** Esquema reatores

**Tabela 26.** Parâmetros característicos do reator R-01

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do reator (mm)	2673,01
Altura do reator (mm)	5346,02
Espessura do reator (mm)	13,06
Nível máximo de líquido (mm)*	4811,42
Nível normal de líquido (mm)*	3742,21
Nível mínimo de líquido (mm)*	1069,20
Pressão de projeto (kPa)	568,79
Temperatura de projeto (°C)	25

## 4.6. Torre de separação

A torre de separação é um equipamento crucial na produção de propilenoglicol, responsável por separar o produto desejado dos demais componentes na corrente de saída do reator CSTR. O processo se dá pela separação das correntes de fluido, obtendo-se o propilenoglicol no fundo e a fração mais volátil no topo. A coluna de pratos hidráulicos foi a escolhida para este fim.

Na torre C-02, a separação efetiva é alcançada através da destilação fracionada, onde o efluente da reação é introduzido e os componentes são separados, com o propilenoglicol sendo coletado no fundo e a mistura de óxido de propileno, água e metanol saindo pelo topo. A coluna opera sob condições de condensação total, com um refeedor aquecido por vapor de água.

### 4.6.1. Dimensionamento da Coluna C-02

O dimensionamento da coluna C-02 envolveu a coleta de dados das correntes de entrada e saída e informações internas da coluna. O primeiro passo foi determinar a velocidade limite ( $v_{limite}$ ), que é a máxima velocidade do gás ascendente ( $v_{gás,máx}$ ) sem causar arraste de líquido. Com base nessa velocidade, calcula-se a seção mínima requerida ( $S_{mín}$ ) e o diâmetro mínimo ( $D_{mín}$ ) utilizando as equações:

$$v_{limite} = 0,3048 \cdot \left( 0,23 \sqrt{\frac{densidade_{líquido} - densidade_{gás}}{densidade_{gás}}} \right) [m/s] \quad (18)$$

$$S_{mín} = \frac{V_{gás,máx}}{v_{limite}} \cdot \frac{1}{3600} [m^2] \quad (19)$$

$$D_{mín} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{mín}}{\pi}} [m] \quad (20)$$

Essas equações garantem que o dimensionamento da coluna seja adequado para o processo, evitando problemas operacionais e garantindo a eficiência da separação.

Ao dimensionar a altura da torre de separação, é crucial considerar as densidades do líquido e do gás ( $densidade_{líquido}$  e  $densidade_{gás}$ ), que devem corresponder ao prato com a

máxima vazão volumétrica de gás ascendente. Esses dados são fundamentais para calcular a velocidade limite e, conseqüentemente, o diâmetro e a área de seção transversal da coluna.

Para a altura da torre, foi estabelecida uma distância de 460 mm entre os pratos comuns e de 910 mm entre o prato de alimentação e o prato de topo. Essas medidas são importantes para garantir a eficiência da separação e a manutenção adequada da coluna.

Além disso, a altura do fundo da torre requer a definição dos níveis de líquido no fundo, identificados como ( $LLL_{fundo}$ ,  $HLL_{fundo}$  e  $NLL_{fundo}$ ). Esses níveis são determinados por relações específicas que consideram fatores como a carga hidráulica e a capacidade de retenção de líquido da coluna, que são essenciais para o desempenho adequado da torre de destilação.

As equações para definir os níveis de líquido no fundo da torre são:

$$NLL_{fundo} [m] = Vazão_{fundo} \cdot Holdup\ Time \cdot \frac{1}{60} \cdot \frac{1}{S_{min}} + LLL_{fundo} \quad (21)$$

$$HLL_{fundo} = Vazão_{fundo} \cdot Surge\ Time \cdot \frac{1}{60} \cdot \frac{1}{S_{min}} + NLL_{fundo} \quad (22)$$

onde,

- $LLL_{fundo}$ : Nível de Líquido no Fundo (*Liquid Level at the Bottom*).
- $HLL_{fundo}$ : Altura do Nível de Líquido no Fundo (*Height of Liquid Level at the Bottom*).
- $NLL_{fundo}$ : Nível Normal de Líquido no Fundo (*Normal Liquid Level at the Bottom*).

Essas relações são calculadas com base em parâmetros operacionais e de design da coluna e são fundamentais para o dimensionamento correto do vaso pulmão e para a operação segura e eficiente da torre de destilação e usando as equações:

$$Altura_{fundo} [m] = 1000 \cdot (HLL_{fundo} + 0,91) \quad (23)$$

$$Altura_{total} [m] = (N_{pratos} - 2) \cdot 460 + 910 + 910 + Altura_{fundo} \quad (24)$$

Para a espessura da torre, a seguinte equação utilizada foi:

$$t = \frac{P_D \cdot D_{\text{mínimo}} \cdot 1000}{2 \cdot S_t \cdot E - 1,2P_D} + C_A \quad (25)$$

Onde:

- $(P_D)$  [kg/cm<sup>2</sup>g] =  $(P_{\text{operação}} + 1,8)$  (26)
- $(P_{\text{operação}})$  = pressão de operação da torre obtida pela simulação
- $(S_t)$  = máxima pressão suportável = 88,94 N/mm<sup>2</sup>
- $(E)$  = eficiência da solda = 0,85
- $(C_A)$  = sobreessura para corrosão = 3 mm

O peso da torre foi calculado por:

$$W = 240 \cdot C_W \cdot d_m (l + 0,8d)t \cdot \frac{1}{10,1972} \quad (27)$$

Considerando:

$$d_m = \text{diâmetro médio dos vasos} = D_{\text{mínimo}} + t \times 10^{-3};$$

$$C_W = \text{fator contabilizando peso de conexões e insumos} = 1,15^{15}.$$

A temperatura de projeto da coluna C-02 foi definida como a maior temperatura ao longo da torre, a temperatura do fundo, acrescida de 20 °C, resultando em 230 °C.

Esses cálculos asseguram que a torre de separação seja projetada para operar de forma eficiente e segura, atendendo às necessidades do processo de produção de propilenoglicol.

#### 4.7. Listagem de indicadores no sistema de destilação

Os indicadores são instrumentos utilizados para aferir o valor de determinada variável. Segue na tabela abaixo a lista de indicadores empregados na coluna de destilação do processo.

**Tabela 27.** Listagem de indicadores presentes no sistema de destilação.

Instrumentos de pressão		Instrumentos de temperatura	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
PI-01	#10	TI-01	#10
PI-02	#12	TI-02	C-1
PT-04	C-1	TI-03	#12
PI-03a	#R	TI-04	C-1
PI-03b	Refluxo	TI-05	#R
PI-04	#11	TI-06	#11
Instrumentos de vazão		Instrumentos de nível	
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
FI-01	#10	LG-01	C-1
FI-02	#12	LT-03	C-1
FT-02	VBP	LG-02	C-2
FT-05	#R	LT-06	C-2
FI-03	#11	-	-

Também foram indicados no diagrama da coluna de destilação os pontos de tomada de amostragem (também chamados de *sample*), onde serão coletadas amostras do fluido de processo que serão levadas para experimentos laboratoriais, com o objetivo de averiguar se a composição química do fluido permanece com os valores desejados.

A tabela a seguir mostra a localização dos pontos de amostragem na coluna de destilação.

**Tabela 28.** Listagem de pontos de amostragem

Localização dos pontos de amostragem (núm. da tubulação)
#10
#11
#12

#### 4.8. Listagem de controladores no sistema de destilação

Os controladores são instrumentos que buscam manter o valor de referência para uma variável controlada ao modificar uma variável manipulada. Ao ser perturbada a variável controlada, o controlador emite sinal de controle ao elemento final de controle (válvulas ou bombas, por exemplo), alterando o valor da variável manipulada, para que a variável controlada busque seu valor de referência.

Na tabela a seguir, encontra-se uma lista de controladores empregados na torre de destilação:

**Tabela 29.** Listagem de controladores no sistema de destilação

<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>
TIC-01	C-1
FIC-02	C-1 (controle em cascata com TIC-01)
LIC-03	C-1
PIC-04	C-1
FIC-05	Refluxo
LIC-06	C-2

#### 4.9. Listagem de alarmes no sistema de destilação

Alarmes são sistemas visuais e sonoros para acionamento em caso de anormalidade no valor de determinada variável de processo. Os sinais são acionados na sala de controle, alertando os responsáveis do sistema de processo a tomar medidas de segurança cabíveis. Os alarmes podem ter dois níveis, de alto ou baixo (XAH e XAL, onde X é a variável de processo medida), com funções de aviso à sala de controle, e de muito alto e muito baixo (XAHH e XALL) que, além de avisar os operadores, podem acionar mecanismos de segurança, garantindo a segurança da planta.

Abaixo segue uma lista de alarmes presentes na coluna de destilação fracionada do processo:

**Tabela 30.** Listagem de alarmes presentes no sistema de destilação

<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. do instrumento ou laço de controle com alarme)</b>
PAH	PIC-04
PAHH	PIC-04
FAL	FIC-05
FALL	FIC-05
LAH	LIC-03
LAL	LIC-03
LAH	LIC-06
LAL	LIC-06

#### 4.10. Listagem de intertravamentos no sistema de destilação

Os intertravamentos são dispositivos de segurança em plantas industriais, tendo seu acionamento garantido em casos de extrema anormalidade em determinada variável de processo, eliminando riscos ao processo e situações de perigo. São normalmente relacionados



como alarmes de segundo nível, e, uma vez acionados, tomam medidas para o processo voltar a sua posição segura, acionando um elemento final de controle crucial para a segurança da planta. Segue na tabela abaixo uma lista de intertravamentos encontrados na coluna de destilação:

**Tabela 31.** Listagem de intertravamentos presentes no sistema de destilação

<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. do instrumento ou laço de controle com intertravamento)</b>	<b>Ação sobre</b>
PSHH-01	PIC-04	SI-01: Válvula de controle de fornecimento de calor à torre de destilação C-1
FSLL-02	FIC-05	SI-01: Válvula de controle de fornecimento de calor à torre de destilação C-1

#### 4.11. Listagem de válvulas de segurança no sistema de destilação

As válvulas de segurança são válvulas de pressão empregadas na proteção do sistema contra pressões excessivas, evitando eventuais acidentes. As válvulas de segurança funcionam de modo a aliviar a pressão do sistema em caso de sobrecarga, evitando danos aos equipamentos e assegurando a integridade da planta industrial, garantindo que os níveis de pressão se encontrem dentro dos limites operacionais seguros.

A tabela abaixo apresenta uma lista de válvulas de segurança encontradas no processo do sistema da torre de destilação:

**Tabela 32.** Listagem das válvulas de segurança

<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. do vaso)</b>
PSV-01	C-1
PSV-02	C-2

O dimensionamento das válvulas de segurança tem por finalidade determinar as vazões de descarga desses dispositivos. Para a coluna de destilação, os riscos de segurança à planta são a possibilidade de incêndio externo na torre de destilação, e uma possível falha no refluxo que compromete o equilíbrio líquido-vapor (ELV), o que poderia prejudicar a operação de destilação.

No cálculo de vazão de descarga para fogo externo, são empregadas as seguintes equações:

$$m = \frac{q}{\lambda} \quad (28)$$

Em que:

$$Q = 37139 \cdot A^{0,82} \quad (29)$$

$$A = \pi \cdot D \cdot H \quad (30)$$

Nas expressões,  $m$  é a vazão de descarga,  $Q$  é a quantidade de calor recebido externamente,  $\lambda$  é calor latente do líquido de fundo (obtido pela simulação),  $H$  e  $D$  são, respectivamente, altura e diâmetro da coluna.

Para:

$$\lambda = 1618,79 \text{ kcal/kg} \quad H = 7,12 \text{ m} \quad D = 3,81 \text{ m}$$

Verifica-se:

$$A = 85,09 \text{ m}^2 \quad Q = 1420565,2 \text{ kcal/h} \quad m = 877,55 \text{ kg/h}$$

No caso de falha no refluxo, é dada a seguinte equação:

$$m = \frac{Q_{reb}}{\lambda} \quad (31)$$

Onde, o  $Q_{reb}$  é a quantidade de calor trocada no refeedor, e  $\lambda$  é calor latente do líquido de fundo (obtido pela simulação). Sendo  $Q_{reb} = 8,6 \times 10^8$  kcal/h, verifica-se:

$$m = 5312,61 \text{ ton/h}$$

Para dimensionamento da válvula de segurança, deve-se selecionar a vazão de descarga que apresentar o maior valor. Dessa forma, selecionou-se a vazão de descarga relativa à falha no refluxo, ou seja,  $m = 5312,61$  ton/h. O valor alto de descarga implica que são necessárias mais de uma válvula de segurança de mesma vazão.

No caso da válvula de segurança do vaso acumulador C-2, considera-se o risco de incêndios externos ao tanque. Para isso, as mesmas relações supracitadas devem ser empregadas.

Assim sendo, têm-se os dados  $\lambda = 1618,79$  kcal/kg (obtido na simulação),  $H = 1,93$  m e  $D = 9,65$  m. Dessa forma, verifica-se:

$$m = 645,1 \text{ kg/h}$$

Com isso, conclui-se o dimensionamento da válvula de segurança PSV-02, com vazão de descarga de  $m = 645,1$  kg/h.

#### 4.12. Diagrama mecânico de processo da coluna de destilação

Na figura abaixo, encontra-se representado o diagrama mecânico do processo (*Piping and Instrumentation Diagram*, P & ID) de destilação fracionada da planta.

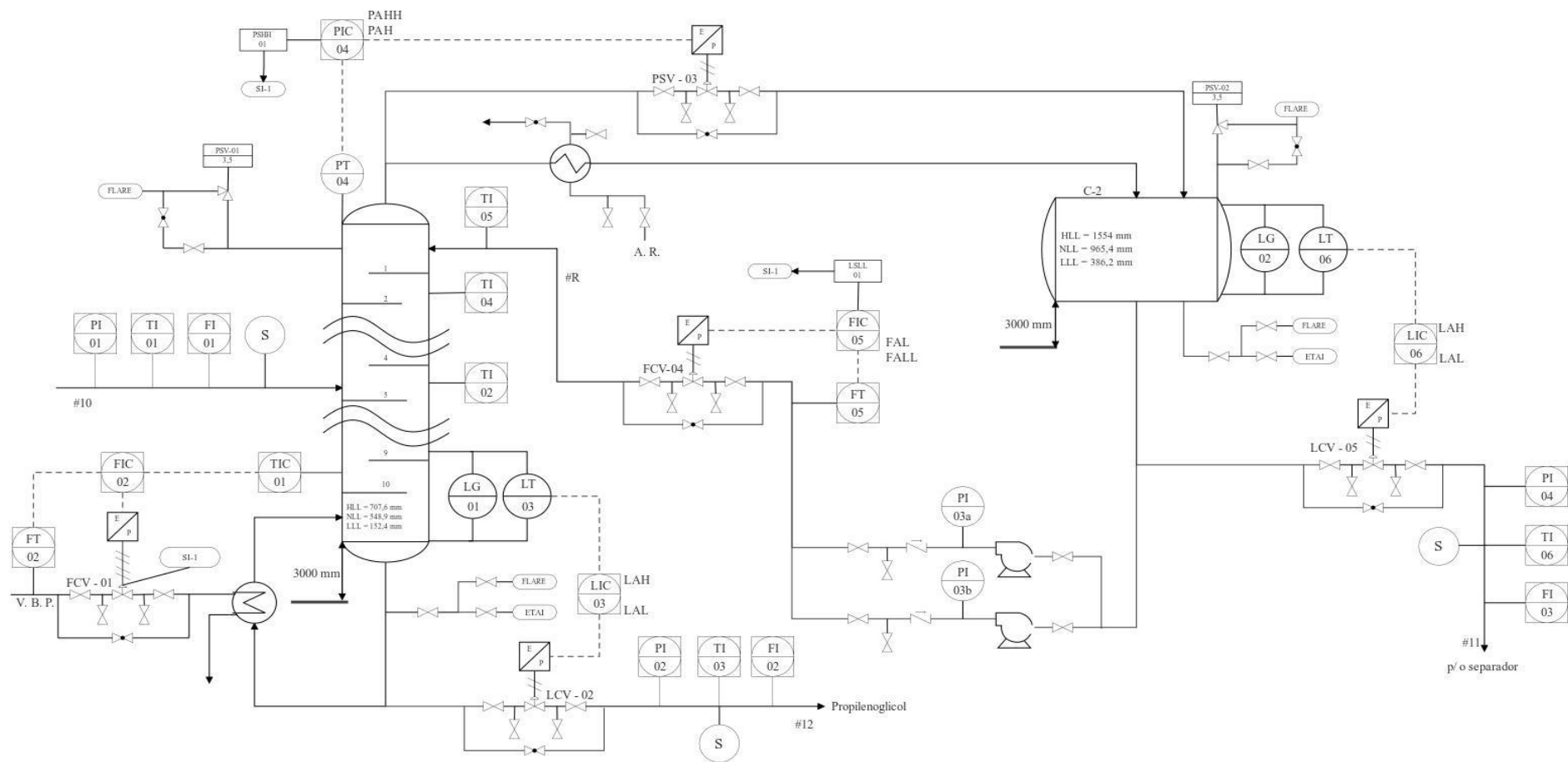


Figura 19. Diagrama de Instrumentação do Processo (PID)

#### 4.13. Avaliação econômica do processo

A indústria química desempenha um papel crucial na cadeia produtiva, fornecendo matérias-primas fundamentais e produtos intermediários para diversos setores. A interconexão entre diferentes áreas ressalta a importância das instalações químicas no desenvolvimento econômico mundial, impulsionando a busca contínua por métodos que aprimorem a eficiência produtiva, minimizem impactos ambientais e gerem produtos mais seguros e sustentáveis.

Nesse contexto, o propósito operacional de uma planta química é assegurar que as instalações dos processos funcionem de maneira eficaz, segura, sustentável e lucrativa. Considerando que o design das plantas químicas visa a geração de lucro, a estimativa de custos prévia à implementação do projeto é vital para antecipar a viabilidade econômica do empreendimento.

Portanto, este estudo foca na viabilidade da produção de propilenoglicol com a máxima pureza possível a partir do óxido de propileno, objetivando avaliar a lucratividade, os custos de investimento e operacionais, bem como o retorno financeiro potencial ao longo do período operacional da planta. Para tal, foram calculados os custos associados aos equipamentos, ao capital imobilizado, ao capital de giro, aos gastos iniciais e aos custos operacionais.

Simulações foram conduzidas para distintas configurações de colunas de destilação, com 6, 8, 10, 12 e 16 pratos, com o intuito de otimizar o projeto mediante uma análise detalhada dos custos totais e seus impactos diretos.

Adicionalmente, os valores foram ajustados pelo custo de capital ajustado (ACC), um indicador que reflete o custo total de um projeto após considerar fatores como inflação, riscos, impostos, seguros e outras despesas incidentais. O ACC é uma métrica significativa, pois contribui para determinar a viabilidade econômica mais acertada de um projeto químico. A seguinte equação foi empregada:

$$ACC = [0,199 \cdot (1 + 0,1 + 0,15) + 0,07] \cdot [install\ ISBL + OSBL\ capital\ const] \quad (32)$$

$$ACC = 0,32 \cdot [install\ ISBL + OSBL\ capital\ const] \quad (33)$$

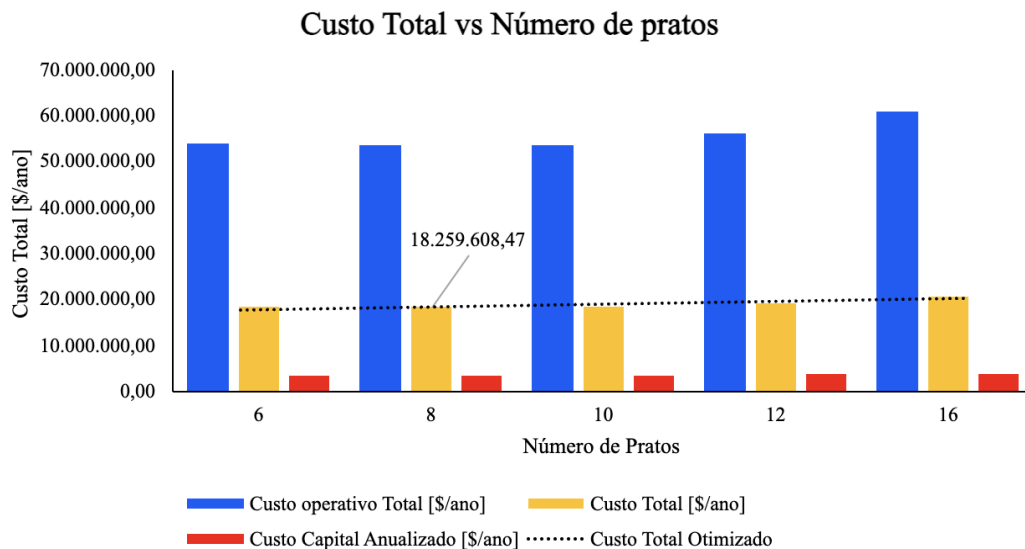
O fator de ajuste é aplicado aos custos de instalação da infraestrutura interna (ISBL) e externa (OSBL) para calcular o ACC (Custo de Capital Ajustado). Esses ajustes são essenciais para refletir o custo real do projeto ao longo do tempo, levando em conta a inflação

e outros fatores que podem elevar os custos. Assim, projetou-se os equipamentos internos, incluindo a torre C-01, o trocador de calor E-01, o condensador E-02, o refeedor E-03, o vaso C-02 e as cinco bombas P-01, considerando o número de pratos. Avaliou-se o custo total e o custo operativo anual, revelando-se como ferramentas cruciais para o projeto, pois possibilitaram uma análise mais precisa da rentabilidade. O resultado foi um custo total de 18.259.608,47 USD/ano. Os detalhes desses custos foram apresentados na tabela a seguir:

**Tabela 33.** Valores dos custos para cada número real de pratos.

N° de pratos	Custo Capital Anualizado [\$/ano]	Custo operativo total [\$/ano]	Custo Total [\$/ano]
6	3.373.157,52	54.063.071,42	18.379.593,26
8	3.371.686,17	53.689.590,31	18.259.608,47
10	3.471.901,10	53.575.138,35	18.255.052,62
12	3.587.624,11	56.012.757,35	19.072.122,07
16	3.813.010,08	60.838.854,94	20.688.596,81

Portanto, determinou-se que a configuração ótima para a coluna de destilação na produção de propilenoglicol consiste em 8 pratos reais, pois mesmo ela esta configuração apresentando um custo Total relativamente maior que a de 10 pratos o custo capital operativo e anualizados foram menores, conforme ilustrado abaixo:



**Figura 20:** Avaliação dos custos de acordo com custo total e o número de pratos

**Fonte:** Autoria própria

O número de pratos utilizados interfere nos custos dos equipamentos utilizados no projeto, portanto, é realizada essa análise para identificar e confirmar qual a quantidade mais adequada para o estudo de tal projeto.

#### 4.13.1 Custo geral dos equipamentos

É crucial realizar uma estimativa precisa do custo dos equipamentos para avaliar a parcela correspondente ao capital imobilizado. O cálculo do custo total desses equipamentos levou em consideração os custos operacionais e de instalação das diversas utilidades da planta, incluindo bombas, colunas de destilação, trocadores de calor, vasos de pressão e o reator, todos dimensionados para 10 pratos. Os cálculos foram realizados conforme as fórmulas detalhadas anteriormente neste documento, resultando na determinação do valor total dos equipamentos. Para estimar o custo de capital fixo, utilizou-se o método da porcentagem, empregando um fator de multiplicação para obter uma estimativa empírica. Os valores calculados para cada equipamento são apresentados na tabela a seguir, que se encontra a seguir.

**Tabela 34.** Custo geral dos equipamentos

<b>Equipamento</b>	<b>Número</b>	<b>Parâmetro de estimação</b>	<b>Custo (\$)</b>
Bomba	P-1	Vazão, L/s	12.317,93
Bomba	P-2	Vazão, L/s	21.854,19
Bomba	P-3	Vazão, L/s	12.188,06
Bomba de Refluxo	P-4	Vazão, L/s	28.982,12
Bomba	P-5	Vazão, L/s	138.730,42
Trocador	R-1	Área, m <sup>2</sup>	11.725,92
Trocador	R-2	Área, m <sup>2</sup>	4.373,46
Trocador	R-3	Área, m <sup>2</sup>	3.199,64
Trocador	R-4	Área, m <sup>2</sup>	2.549,39
Condensador	E-1	Área, m <sup>2</sup>	226.465,90
Refrervedor	E-2	Área, m <sup>2</sup>	208.360,62
Vaso	V-1	Peso, kg	101.731,89
Torre	T-1	Peso, kg	302.752,19
Reator	R-1	Área, m <sup>2</sup>	618.848,16
<b>Total</b>			2.091.871,02
<b>Custo de capital Fixo</b>			12.156.431,70

#### 4.13.2 Capital de Giro e Investimento Total

Para assegurar a viabilidade econômica e a eficiência operacional de uma planta, é vital contar com um capital de investimento adequado. Este capital é formado pela soma do

capital fixo investido e do capital de giro. O capital fixo investido diz respeito ao total de recursos financeiros destinados aos ativos fixos de longo prazo, essenciais para o desenvolvimento e operação da planta.

O custo associado ao capital fixo investido da nova planta foi minuciosamente examinado, originário do projeto dos equipamentos decorrentes do planejamento de engenharia do processo. Esse custo é distribuído em diversas categorias, incluindo maquinário, materiais, licenças e engenharia básica. Por outro lado, o capital de giro engloba os recursos financeiros necessários para sustentar as operações cotidianas e ininterruptas da empresa, sendo crucial para suportar as despesas operacionais. Dentro deste escopo, o capital de giro inclui um estoque de matéria-prima [kg/h] que garanta uma capacidade operacional de 14 dias. Os detalhes do projeto são apresentados na tabela abaixo.

**Tabela 35. Matéria Prima**

<b>Categoria</b>	<b>Vazão horária(kg/h)</b>	<b>Estoque para 14 dias (t)</b>	<b>Preço unitário (\$/t)</b>	<b>Valor total (\$)</b>
Óxido de Propileno	11.340,00	3.810,24	1.300,000	4.953.312,00
Água	5.000,00	1.680,00	2,000	3.360,00
Metanol	2.660,00	893,76	120,000	107.251,20
<b>Total</b>				<b>5.063.923,20</b>

#### 4.13.3 Custos anuais

Para melhor compreensão, os custos operacionais da planta, primeiramente foram avaliados os valores referentes aos recursos humanos necessários para a manutenção operacional, o que levou à configuração de 5 operadores por turno, distribuídos em 3 turnos, com um salário anual de 25 mil dólares cada. Isso acarreta um custo anual total de 360 mil dólares. Adicionalmente, o custo com manutenção e seguros foi estimado em 3% do capital total (somatório do capital de giro e do capital fixo), o que corresponde a 516.610,65 dólares por ano. Essas informações estão detalhadas na tabela a seguir.

**Tabela 36. Custo de Mão de Obra e Manutenção e Seguros**

<b>Categoria</b>	<b>Valor</b>	<b>Total (\$/ano)</b>
Mão de Obra	15 operadores ganhando 25 [\$ /ano]	360.000,00
Manutenção e Seguros	3% do capital total	516.610,65

Posteriormente, procedeu-se à avaliação dos custos associados ao conjunto de utilidades da planta, incluindo água de refrigeração, eletricidade, vapor para aquecimento e ar para instrumentação. Os detalhes desses cálculos serão apresentados adiante.

**Tabela 37.** Valores de Custos de Utilidades

Utilidades	Custos
Vapor de Calefação	40 \$/t
Água de refrigeração	0,4 \$/m <sup>3</sup>
Eletricidade	240,00 \$/MWh

Para o cálculo do consumo de eletricidade, considerou-se a eficiência das bombas de carga e produto (110%) e da bomba de refluxo da coluna (120%). A equação utilizada para estimar o custo anual de eletricidade foi:

$$Custo\ anual_{eletricidade} = (V \cdot C \cdot 0,001) \cdot 8000 \quad (34)$$

Nesta equação, ( V ) representa a vazão de vapor, ( C ) o custo em toneladas, ( 0,001 ) é o fator de conversão para toneladas e ( 8000 ) o número de horas operacionais por ano.

Em relação ao vapor para aquecimento, que é utilizado exclusivamente no refeedor da torre, aplicou-se a mesma equação, resultando em um custo análogo ao da eletricidade, mas variável de acordo com o consumo em quilogramas por hora (kg/h).

O consumo de água foi calculado levando em conta o uso nos trocadores de calor (110%) e na coluna de fracionamento (120%), seguindo uma metodologia de cálculo semelhante. Os custos anuais resultantes para as utilidades serão detalhados posteriormente.

**Tabela 38.** Custo de Utilidades Anual

Utilidades	Vazão	Custo Anual [\$]
Vapor de calefação (kg/h)	5,77E+04	18.469.420,36
Água de refrigeração (kg/h)	1,21E+06	6.276.048,18
Eletricidade (kWh)	1,51E+04	28.944.121,77
<b>Total</b>		<b>53.689.590,31</b>

No contexto deste projeto de produção de propilenoglicol, foram considerados os valores de 1 milhão de dólares para o custo de licença e 220 mil dólares para o custo de



engenharia básica, possibilitando assim a estimativa do custo total das despesas. Os custos anuais dos processos, conforme calculados, foram os seguintes:

**Tabela 39.** Custo Total Anual dos Processos

<b>Processos</b>	<b>Preço Anual [R\$]</b>
Licença + Engenharia Básica	1.220.000,00
Custo total de utilidades	54.920.761,62
Custo de Mão de Obra	360.000,00
Manutenção e Seguros	516.610,65
Matéria prima	120.569.600,00
<b>Total</b>	<b>177.586.972,26</b>

#### 4.13.4 Vendas

Para o cálculo das vendas, considerou-se a receita anual gerada pelo produto final, correspondente à vazão das correntes de saída do balanço de massa global. Os valores referentes ao produto estão indicados na tabela abaixo:

**Tabela 40.** Produtos

<b>Produtos</b>	<b>Preço (R\$/ton.)</b>
Propilenoglicol	1.545,00

A produção anual de propilenoglicol foi calculada multiplicando as respectivas vazões pelo fator operacional de 8000 horas/ano. Para apurar as receitas de venda, multiplicou-se a produção anual pelo preço de venda unitário. As vazões dos produtos foram estimadas durante a modelagem da planta e são demonstradas na tabela a seguir.

**Tabela 41.** Capital de giro associado a venda dos produtos.

<b>Produto</b>	<b>Vazão horária (t/h)</b>	<b>Vazão anual (t/ano)</b>	<b>Preço de venda (R\$/t)</b>	<b>Vendas (R\$)</b>
Propilenoglicol	14.759,87	118.078,98	1.545,00	182.432.019,74

#### 4.13.5 Rentabilidade do projeto

A análise de rentabilidade é um aspecto crucial na avaliação da viabilidade financeira de projetos industriais. Este estudo emprega o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR) para analisar a rentabilidade do projeto de produção de propilenoglicol a partir de óxido de propileno. O VPL é uma técnica que determina o valor atual dos fluxos de caixa futuros de um projeto, descontados por uma taxa de juros apropriada. Um VPL positivo

indica que o projeto gera um retorno que, ajustado ao valor presente, supera o investimento inicial, caracterizando o projeto como financeiramente atraente. Já a TIR é a taxa de desconto que iguala o VPL a zero, representando a taxa de retorno do investimento. Quando a TIR supera a taxa mínima de retorno esperada, o projeto é considerado vantajoso, pois promete uma rentabilidade superior ao custo do capital.

Idealmente, um projeto com VPL positivo e TIR acima da taxa mínima de retorno é altamente desejável, indicando não apenas a viabilidade financeira, mas também um retorno que excede o custo do capital investido. A fórmula para o cálculo do VPL é:

$$VPL = \sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1+TMA)^i} \quad (35)$$

Onde ( $F_i$ ) representa o fluxo de caixa no ano ( $i$ ) e ( $TMA$ ) é a Taxa Mínima de Atratividade.

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é um parâmetro que reflete a expectativa de retorno sobre o capital investido, considerando o rendimento alternativo em aplicações financeiras, frequentemente alinhada à taxa SELIC, que neste estudo foi estabelecida em 12,25% a.a, e  $n$  é o tempo de vida útil do projeto, que nesse caso, 15 anos.

Os cálculos também consideraram o custo do capital fixo, distribuído em 10% no primeiro ano, 60% no segundo ano e 30% no terceiro ano. Após o terceiro ano, somente as despesas diretas relacionadas à infraestrutura foram contabilizadas, marcando o início da produção e da atividade lucrativa. As vendas, despesas operacionais e impostos foram consideradas para determinar o lucro líquido, utilizado no cálculo do VPL, a análise econômica reforça a atratividade do investimento, permitindo verificar detalhadamente os valores obtidos nos cálculos de VPL e TIR ao longo dos anos, apresentados a seguir:

**Tabela 42.** Fluxo de caixa acumulado.

Ano	Investimento inicial	Capital de Giro	Custos	Vendas	Amortização	Receita antes do imposto	Impostos	Receita depois do imposto	Receita + Amortização	Fundo Gerado	Valor Atualizado	Valor Acumulado
0	\$1.215.643,17									-\$1.215.643,17	-\$1.215.643,17	-\$1.215.643,17
1	\$7.658.551,97									-\$7.658.551,97	-\$6.962.319,97	-\$8.177.963,14
2	\$4.020.739,78	\$5.582.975,33								-\$9.603.715,11	-\$7.936.954,64	-\$16.114.917,78
3			\$205.579.118,77	\$211.187.866,86	\$1.407.258,92	\$4.201.489,16	\$1.428.506,32	\$2.772.982,85	\$4.180.241,77	\$4.180.241,77	\$3.140.677,52	-\$12.974.240,27
4			\$215.858.074,71	\$221.747.260,20	\$1.407.258,92	\$4.481.926,57	\$1.523.855,03	\$2.958.071,53	\$4.365.330,46	\$4.365.330,46	\$2.981.579,44	-\$9.992.660,83
5			\$226.650.978,44	\$232.834.623,21	\$1.407.258,92	\$4.776.385,84	\$1.623.971,19	\$3.152.414,66	\$4.559.673,58	\$4.559.673,58	\$2.831.198,55	-\$7.161.462,27
6			\$237.983.527,36	\$244.476.354,37	\$1.407.258,92	\$5.085.568,08	\$1.729.093,15	\$3.356.474,93	\$4.763.733,86	\$4.763.733,86	\$2.689.003,57	-\$4.472.458,70
7			\$249.882.703,73	\$256.700.172,09	\$1.407.258,92	\$5.410.209,43	\$1.839.471,21	\$3.570.738,22	\$4.977.997,15	\$4.977.997,15	\$2.554.499,65	-\$1.917.959,05
8			\$262.376.838,92	\$269.535.180,69	\$1.407.258,92	\$5.751.082,85	\$1.955.368,17	\$3.795.714,68	\$5.202.973,60	\$5.202.973,60	\$2.427.225,59	\$509.266,53
9			\$275.495.680,86	\$283.011.939,73	\$1.407.258,92	\$6.108.999,94	\$2.077.059,98	\$4.031.939,96	\$5.439.198,88	\$5.439.198,88	\$2.306.751,29	\$2.816.017,83
10			\$289.270.464,91	\$297.162.536,71	\$1.407.258,92	\$6.484.812,88	\$2.204.836,38	\$4.279.976,50	\$5.687.235,43	\$5.687.235,43	\$2.192.675,45	\$5.008.693,28
11			\$303.733.988,15	\$312.020.663,55	\$1.407.258,92	\$6.879.416,47	\$2.339.001,60	\$4.540.414,87	\$5.947.673,80	\$5.947.673,80	\$2.084.623,38	\$7.093.316,66
12			\$318.920.687,56	\$327.621.696,73	\$1.407.258,92	\$7.293.750,24	\$2.479.875,08	\$4.813.875,16	\$6.221.134,08	\$6.221.134,08	\$1.982.245,04	\$9.075.561,70
13			\$334.866.721,94	\$344.002.781,56		\$9.136.059,62	\$3.106.260,27	\$6.029.799,35	\$6.029.799,35	\$6.029.799,35	\$1.746.618,09	\$10.822.179,79
14			\$351.610.058,04	\$361.202.920,64		\$9.592.862,60	\$3.261.573,29	\$6.331.289,32	\$6.331.289,32	\$6.331.289,32	\$1.667.226,36	\$12.489.406,15
15			\$369.190.560,94	\$379.263.066,67		\$10.072.505,74	\$3.424.651,95	\$6.647.853,79	\$6.647.853,79	\$6.647.853,79	\$1.591.443,34	\$14.080.849,49
16			\$387.650.088,98	\$398.226.220,01		\$10.576.131,02	\$3.595.884,55	\$6.980.246,47	\$6.980.246,47	\$6.980.246,47	\$1.519.105,01	\$15.599.954,50
17			\$407.032.593,43	\$418.137.531,01		\$11.104.937,57	\$3.775.678,77	\$7.329.258,80	\$7.329.258,80	\$7.329.258,80	\$1.450.054,78	<b>\$17.050.009,28</b>

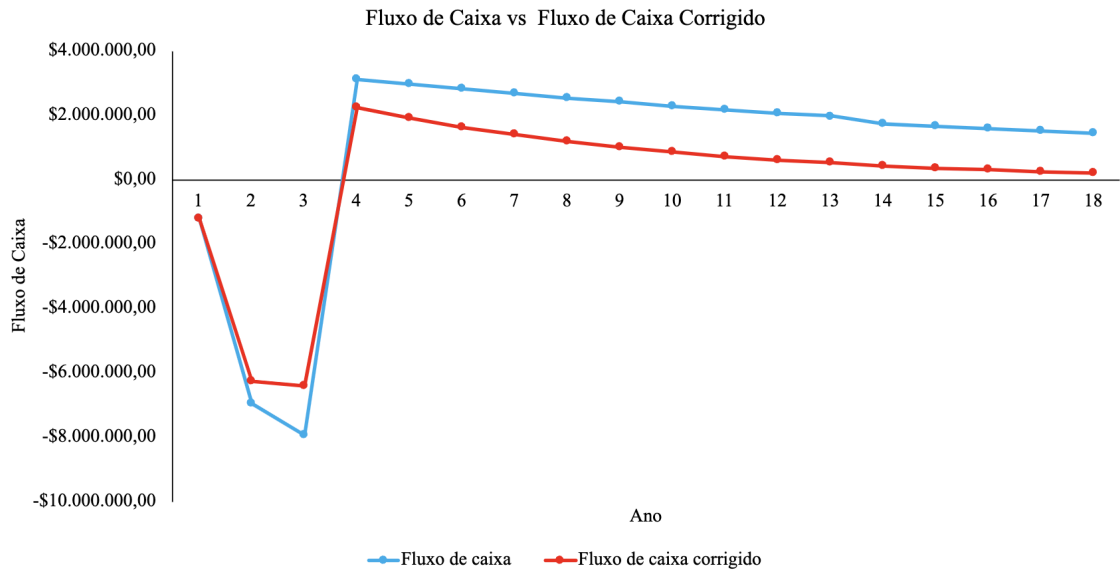
<b>VPL</b>	<b>\$17.050.009,28</b>
------------	------------------------

**Tabela 43. Cálculo da TIR**

Ano	Investimento inicial	Capital de Giro	Custos	Vendas	Amortização	Receita antes do imposto	Impostos	Receita depois do imposto	Receita + Amortização	Fundo gerado	Valor Atualizado	Valor Acumulado
0	\$1.215.643,17									-\$1.215.643,17	-\$1.215.643,17	-\$1.215.643,17
1	\$7.658.551,97									-\$7.658.551,97	-\$6.246.986,67	-\$7.462.629,84
2	\$4.020.739,78	\$5.582.975,33								-\$9.603.715,11	-\$6.389.797,56	-\$13.852.427,40
3			\$205.579.118,77	\$211.187.866,86	\$1.407.258,92	\$4.201.489,16	\$1.428.506,32	\$2.772.982,85	\$4.180.241,77	\$4.180.241,77	\$2.268.679,50	-\$11.583.747,90
4			\$215.858.074,71	\$221.747.260,20	\$1.407.258,92	\$4.481.926,57	\$1.523.855,03	\$2.958.071,53	\$4.365.330,46	\$4.365.330,46	\$1.932.470,12	-\$9.651.277,78
5			\$226.650.978,44	\$232.834.623,21	\$1.407.258,92	\$4.776.385,84	\$1.623.971,19	\$3.152.414,66	\$4.559.673,58	\$4.559.673,58	\$1.646.468,14	-\$8.004.809,65
6			\$237.983.527,36	\$244.476.354,37	\$1.407.258,92	\$5.085.568,08	\$1.729.093,15	\$3.356.474,93	\$4.763.733,86	\$4.763.733,86	\$1.403.107,62	-\$6.601.702,03
7			\$249.882.703,73	\$256.700.172,09	\$1.407.258,92	\$5.410.209,43	\$1.839.471,21	\$3.570.738,22	\$4.977.997,15	\$4.977.997,15	\$1.195.974,86	-\$5.405.727,17
8			\$262.376.838,92	\$269.535.180,69	\$1.407.258,92	\$5.751.082,85	\$1.955.368,17	\$3.795.714,68	\$5.202.973,60	\$5.202.973,60	\$1.019.630,80	-\$4.386.096,37
9			\$275.495.680,86	\$283.011.939,73	\$1.407.258,92	\$6.108.999,94	\$2.077.059,98	\$4.031.939,96	\$5.439.198,88	\$5.439.198,88	\$869.461,14	-\$3.516.635,22
10			\$289.270.464,91	\$297.162.536,71	\$1.407.258,92	\$6.484.812,88	\$2.204.836,38	\$4.279.976,50	\$5.687.235,43	\$5.687.235,43	\$741.549,87	-\$2.775.085,36
11			\$303.733.988,15	\$312.020.663,55	\$1.407.258,92	\$6.879.416,47	\$2.339.001,60	\$4.540.414,87	\$5.947.673,80	\$5.947.673,80	\$632.572,36	-\$2.142.513,00
12			\$318.920.687,56	\$327.621.696,73	\$1.407.258,92	\$7.293.750,24	\$2.479.875,08	\$4.813.875,16	\$6.221.134,08	\$6.221.134,08	\$539.705,13	-\$1.602.807,87
13			\$334.866.721,94	\$344.002.781,56		\$9.136.059,62	\$3.106.260,27	\$6.029.799,35	\$6.029.799,35	\$6.029.799,35	\$426.691,27	-\$1.176.116,60
14			\$351.610.058,04	\$361.202.920,64		\$9.592.862,60	\$3.261.573,29	\$6.331.289,32	\$6.331.289,32	\$6.331.289,32	\$365.449,17	-\$810.667,43
15			\$369.190.560,94	\$379.263.066,67		\$10.072.505,74	\$3.424.651,95	\$6.647.853,79	\$6.647.853,79	\$6.647.853,79	\$312.997,01	-\$497.670,42
16			\$387.650.088,98	\$398.226.220,01		\$10.576.131,02	\$3.595.884,55	\$6.980.246,47	\$6.980.246,47	\$6.980.246,47	\$268.073,20	-\$229.597,22
17			\$407.032.593,43	\$418.137.531,01		\$11.104.937,57	\$3.775.678,77	\$7.329.258,80	\$7.329.258,80	\$7.329.258,80	\$229.597,22	<b>\$0,00</b>

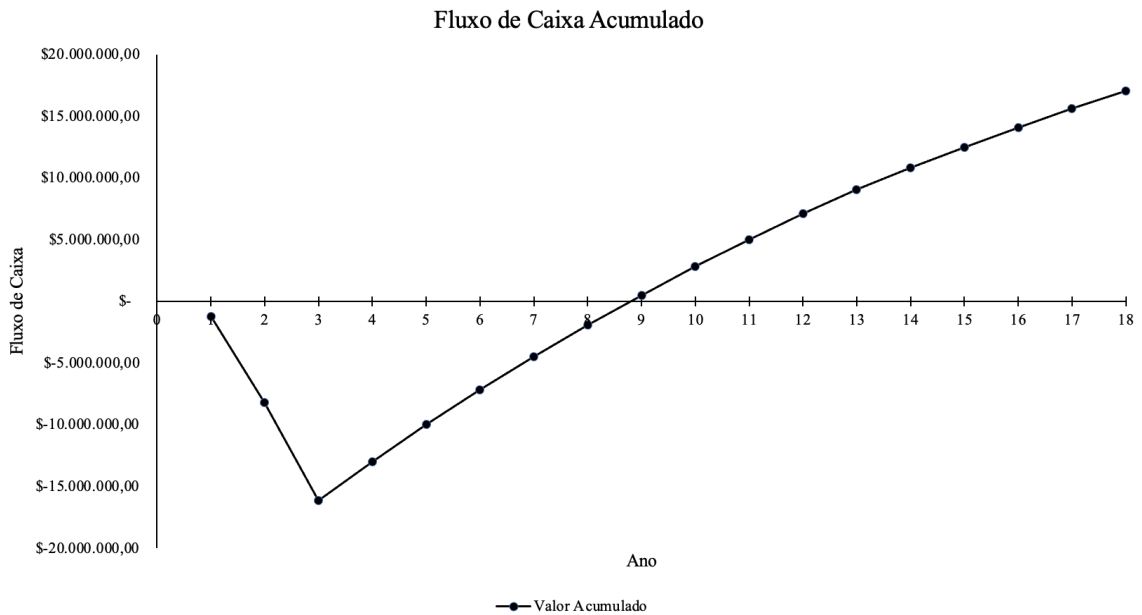
<b>TIR</b>	
<b>Valor Presente Líquido</b>	\$0,00
<b>Taxa de juros</b>	22,60%
<b>Taxa de juros de referência</b>	12,25%

Com base nessas informações e após uma análise detalhada de cada ano, obteve-se os seguintes resultados:



**Figura 21:** Impacto da Taxa Mínima de Atratividade no Fluxo de Caixa - Comparação entre Valores Corrigidos e Não Corrigidos.

Fonte: Autoria própria



**Figura 22:** Análise do Fluxo de Caixa Acumulado - Evolução Financeira ao Longo do Tempo.

Fonte: Autoria própria

Com base nesses cálculos e nos gráficos, obteve-se um VPL de 17 milhões de dólares e uma TIR de 22,60%, evidenciando a rentabilidade promissora do projeto, que supera a taxa mínima de retorno de 12,25% a.a., esses resultados confirmam que o projeto não só é viável, mas também oferece uma taxa de retorno que supera o custo do capital investido.

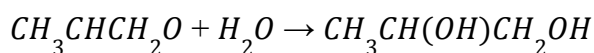
#### 4.14. Avaliação de impacto ambiental

A Avaliação de Impacto Ambiental (AIA) é um processo crucial para identificar, avaliar e mitigar os impactos socioambientais potenciais de projetos, atividades ou construções. No âmbito da produção de propilenoglicol, a AIA investiga os efeitos ambientais relacionados a essa unidade de processo, abrangendo emissões gasosas, descarte de águas residuais, geração de resíduos sólidos e potencial contaminação do solo.

É essencial analisar os efeitos ambientais decorrentes da engenharia de processos em uma unidade de produção de propilenoglicol, que envolve a reação do óxido de propileno com água. Na planta, ocorre a geração de resíduos líquidos e gasosos. O propilenoglicol (PG), um álcool diol orgânico, viscoso, amargo, inodoro e incolor, é higroscópico e miscível com água, acetona e clorofórmio. De baixa toxicidade e biodegradável, o PG pode ser decomposto por microrganismos sob condições aeróbicas e anaeróbicas<sup>16</sup>, o que ajuda a minimizar seu impacto ambiental, evitando a acumulação no meio ambiente e reduzindo o impacto no solo. No entanto, é crucial gerenciar adequadamente o uso e descarte do PG, pois o uso intensivo em plantas industriais pode aumentar a demanda por sua produção, levando a impactos ambientais indiretos, como o consumo de energia e recursos naturais, além de emissões associadas ao processo de fabricação.<sup>17</sup>

##### 4.14.1 Emissão de Gases

A reação do óxido de propileno com água é representada pela reação abaixo:



Nesta reação, não há produção direta de gases do efeito estufa (GEE) como CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> (metano) ou N<sub>2</sub>O (óxido nitroso), que são os principais GEE. Entretanto, a conversão do óxido de propileno em propilenoglicol demanda alta energia, sendo a fonte de energia utilizada proveniente de fontes fósseis (petróleo), resultando em emissões de CO<sub>2</sub>. A emissão da planta provém da queima de combustíveis em aquecedores de processo e caldeiras e tem como consequências ambientais o aquecimento global, pois a emissão de CO<sub>2</sub> contribuir para o

efeito estufa, que é o processo pelo qual gases na atmosfera retém calor da Terra, resultando no aquecimento global. Além disso, há a Acidificação dos Oceanos, pois cerca de 30% do CO<sub>2</sub> emitido é absorvido pelos oceanos, resultando na acidificação dos oceanos.<sup>18</sup>

#### **4.14.2 Tratamento de Efluentes Gasosos**

Os efluentes gasosos podem ser minimizados através da implementação de fontes de energia renováveis, como solar, eólica e hidrelétrica. Além disso, as emissões são regulamentadas pela resolução CONAMA número 382/2006, que estabelece limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas, visando proteger a saúde humana e o meio ambiente. Essa resolução estabelece os padrões de qualidade do ar e os valores limite para emissões de poluentes, visando proteger a saúde humana e o meio ambiente.<sup>19</sup>

#### **4.14.3 Vestígio de Águas Residuais**

O processo de produção resulta em águas residuais que podem conter quantidades reduzidas de produtos e subprodutos, tais como propilenoglicol, di-propilenglicol, tri-propilenglicol, éteres, aldeídos e metanol residual. Essas substâncias, em altas concentrações, são nocivas à vida aquática e, por isso, não devem ser descartadas sem tratamento apropriado. A gestão desses resíduos depende de fatores como o manuseio do óxido de propileno, a implementação de sistemas de controle de emissões e os procedimentos de segurança na planta.

#### **4.14.4 Tratamento de Efluentes Líquidos**

Para a planta em análise, as concentrações desses compostos são baixas e não representam risco ambiental significativo. Contudo, o gerenciamento correto do descarte é uma prática ambiental recomendada, que inclui o tratamento de efluentes por meio de métodos físicos, químicos e biológicos para eliminar poluentes residuais. Além disso, o CONAMA 430/2011 legisla sobre os efluentes líquidos das indústrias químicas, dizendo que os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados diretamente nos corpos receptores após o devido tratamento. Assim, os métodos físicos abrangem sedimentação, flotação e filtração; os químicos envolvem coagulação, floculação, precipitação e oxidação; e os biológicos compreendem tratamentos aeróbios e anaeróbios. Além disso, o reúso de água é uma estratégia eficaz para reduzir o consumo total, podendo ser realizado por técnicas como destilação ou osmose reversa.<sup>20</sup>

## 5. CONCLUSÕES

Este estudo apresentou o projeto detalhado de uma planta de produção de propilenoglicol, utilizando o software Aspen HYSYS para simulação e otimização do processo. As correntes foram analisadas com precisão, assegurando a eficiência operacional e a viabilidade econômica do projeto.

Foram realizadas simulações dos equipamentos essenciais, como a torre de separação, o vaso acumulador e o reator. Com isso, obteve-se as informações necessárias para dimensionar esses equipamentos, com base na literatura de referência e subsequente otimização para determinar o custo ideal para cada componente.

A avaliação econômica indica que o projeto é extremamente promissor. Com um Valor Presente Líquido (VPL) positivo de 17 milhões de dólares e uma Taxa Interna de Retorno (TIR) de 22,60%. O projeto excedeu a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) de 12,25% a.a. Esses resultados aperfeiçoam a viabilidade financeira do projeto e sua capacidade de gerar retornos significativos acima do custo do capital, visto que ao analisar os gráficos e tabelas conclui-se que o projeto de estudo retornará um lucro a partir do 9º ano do projeto já em funcionamento.

Em relação à análise ambiental, a planta industrial de óxido de propileno não causa grandes impactos ambientais, sendo de suma importância o gerenciamento adequado dos resíduos líquidos por meio das técnicas químicas e biológicas, além da implementação de fontes de energia renováveis, como solar, eólica e hidrelétrica. Práticas de controle e monitoramento são fundamentais para assegurar a sustentabilidade ambiental da operação industrial.

Dessa forma, o estudo em questão demonstra a possibilidade de conciliar a rentabilidade e responsabilidade ambiental na produção de propilenoglicol a partir de óxido de propileno.



## 6. BIBLIOGRAFIA

- [1] MAESTRO VIRTUALE. Propileno Glicol: Estrutura, Propriedades, Síntese e Usos. Disponível em: <[https://maestrovirtuale.com/propileno-glicol-estrutura-propriedades-sintese-e-usos/?expand\\_article=1](https://maestrovirtuale.com/propileno-glicol-estrutura-propriedades-sintese-e-usos/?expand_article=1)>.
- [2] QUÍMICA. Propilenoglicol: Um Aliado da Indústria Cosmética e de Alimentos. Disponível em: <<https://www.quimica.com.br/propilenoglicol-um-aliado-da-industria-cosmetica-e-de-alimentos/>>.
- [3] AMERICAN CHEMICAL SOCIETY. Propylene Oxide. Disponível em: <[https://www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/p/propylene-oxide.html?cid=home\\_motw](https://www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/p/propylene-oxide.html?cid=home_motw)>.
- [4] PUBCHEM. Propylene Oxide. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Propylene-oxide>>.
- [5] NIST CHEMISTRY WEBBOOK. Propylene Oxide. Disponível em: <<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C75569&Mask=4>>.
- [6] MARKETSandMARKETS. Propylene Oxide Market. Disponível em: <<https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/propylene-oxide-market-55659975.html>>.
- [7] CHEMANALYST. Propylene Oxide (PO) Market. Disponível em: <<https://www.chemanalyst.com/industry-report/propylene-oxide-po-market-755>>.
- [8] BRITANNICA. Propylene Glycol. Disponível em: <<https://www.britannica.com/science/propylene-glycol>>.
- [9] SPECIALCHEM COSMETICS. Propylene Glycol. Disponível em: <<https://cosmetics.specialchem.com/inci-ingredients/propylene-glycol>>.
- [10] CREAMY. Propilenoglicol. Disponível em: <<https://www.creamy.com.br/glossario/propilenoglicol>>.
- [11] MATERIAL PROPERTIES. Metanol. Disponível em: <<https://material-properties.org/pt-br/metanol>>.
- [12] AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). Metanol. Disponível em:

<<https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-de-derivados-de-petroleo-e-processamento-de-gas-natural/producao-de-derivados-de-petroleo-e-processamento-de-gas-natural/metanol>>.

[13] EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). Gás Natural e Metanol. Disponível em:

<[https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Documents/EPE-DE-A-IT-05-19%20-%20GN\\_Metanol%20\(002\).pdf](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Documents/EPE-DE-A-IT-05-19%20-%20GN_Metanol%20(002).pdf)>.

[14] TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. Chemical Engineering Design: principles, practice and economics of plant and process design. 3. ed. Cambridge: Elsevier, 2022.

[15] DUEÑAS, Luis Cabra et al. Metodologias do design aplicado e gestão de projetos para engenheiros químicos. Cuenca: Ediciones de La Universidad de Castilla-La Mancha, 2010.

[16] CETESB. Óxido de Propileno. Disponível em: <[https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha\\_completa1.asp?consulta=%D3XIDO%20DE%20PROPILENO](https://licenciamento.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=%D3XIDO%20DE%20PROPILENO)>.

[17] POCHTECA. Propilenoglicol: Para que serve, Usos e Onde Comprar. Disponível em: <<https://brasil.pochteca.net/propilenoglicol-para-que-serve-usos-e-onde-comprar/>>.

[18] Acidificação Oceânica. Disponível em: <<https://semil.sp.gov.br/educacaoambiental/prateleira-ambiental/acidificacao-oceanica-3/#:~:text=O%20excesso%20de%20CO%C2%B2>>.

[19] CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (Brasil). Resolução CONAMA no 382, de 26 de dezembro de 2006. Estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas. Diário Oficial da União, Brasília, DF, 27 dez. 2006.

[20] CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (Brasil). Resolução CONAMA no 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Diário Oficial da União, Brasília, DF, 13 mai. 2011.

## 7. ANEXOS

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>1</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de entrada de óxido de propileno</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,13E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	195,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 23,6	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	13,8	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	821,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3464	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1492	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1,346	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	20,71	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	1	1
H2O	0	0
Methanol	0	0
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>2</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de entrada de água</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	6,56E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	3641	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 1040	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	65,12	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18,02	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	1007	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,8904	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,611	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,741	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	72,1	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0	0
H2O	1	1
Methanol	0	0
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>3</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de entrada de metanol</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,05E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	326,1	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 78,1	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	13,29	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32,04	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	786	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,5447	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1797	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,604	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	29,59	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0	0
H2O	0	0
Methanol	1	1
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>4</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de óxido de propileno (após o bombeamento)</b>	
<b>Pressão</b>	4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25,31	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,13E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	195,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 23,6	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	13,8	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	821,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3457	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1491	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,084	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	20,67	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	1	1
H2O	0	0
Methanol	0	0
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>5</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de água (após o bombeamento)</b>	
<b>Pressão</b>	4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25,04	°C
<b>Vazão mássica</b>	6,56E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	3641	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 1004	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	65,12	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18,02	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	1007	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,8897	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,6111	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,201	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	72,09	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0	0
H2O	1	1
Methanol	0	0
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>6</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente de metanol (após o bombeamento)</b>	
<b>Pressão</b>	4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25,18	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,05E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	326,1	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 78,1	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	13,29	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32,04	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	789,1	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,5434	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1796	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,605	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	29,56	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0	0
H2O	0	0
Methanol	1	1
12-C3diol	0	0



<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	7	
<b>Descrição</b>	Corrente após o mix	
<b>Pressão</b>	4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25,07	°C
<b>Vazão mássica</b>	8,74E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	4163	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 1140	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	91,05	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	20,99	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	959,8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,8009	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,5346	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,855	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	66,35	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,0469	0,1298
H2O	0,8748	0,7507
Methanol	0,0783	0,1196
12-C3diol	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>8</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	147E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	75754	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 2130	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1503	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,4	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	970,1	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,8805	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,5581	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,098	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	68,31	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	23,92	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	4763	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,00679	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,0168	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	38,25	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,007	0,0021
H2O	0,9106	0,8454
Methanol	0,0861	0,1422
12-C3diol	0,0026	0,0104

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>10</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	0,5	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	147E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	7,58E+04	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 2,13	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1503	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,4	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	970	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,8793	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,5581	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,098	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	68,3	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,007	0,0021
H2O	0,9106	0,8454
Methanol	0,0861	0,1422
12-C3diol	0,0026	0,0104

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>11</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	87,92	°C
<b>Vazão mássica</b>	146E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	7,56E+04	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 2,08	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1487	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,26	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	919,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3221	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,6093	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,143	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	57,29	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,007	0,0021
H2O	0,9129	0,8539
Methanol	0,0863	0,1436
12-C3diol	0,0001	0,0004

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>12</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	1	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	210	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,47E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	192,7	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 0,0087	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	14,09	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	76,09	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	773,5	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,4334	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1237	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,601	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	15,76	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0	0
H2O	0,0001	0
Methanol	0	0
12-C3diol	0,9999	1

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>13</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	87,92	°C
<b>Vazão mássica</b>	7,28E+04	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	3778	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 0,10	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	74,36	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,26	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	919,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3221	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,6093	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,143	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	57,29	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,0007	0,0021
H2O	0,9129	0,8539
Methanol	0,0863	0,1436
12-C3diol	0,0001	0,0004

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>14</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	87,92	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,38E+06	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	7,18E+04	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 0,10	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1413	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,26	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	919,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3221	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,6093	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,143	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	57,29	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,0007	0,0021
H2O	0,9129	0,8539
Methanol	0,0863	0,1436
12-C3diol	0,0001	0,0004

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	<b>15</b>	
<b>Descrição</b>	<b>Corrente após a reação química</b>	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	87,99	°C
<b>Vazão mássica</b>	1,38E+06	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	7,18E+04	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	- 1,98	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0,000	
<b>Fração de vapor</b>	0,000	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1413	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	19,26	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	919,4	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3219	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,6093	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4,142	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	57,28	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
12C3Oxide	0,0007	0,0021
H2O	0,9129	0,8539
Methanol	0,0863	0,1436
12-C3diol	0,0001	0,0004