



**UNIVERSIDADE CATÓLICA DO SALVADOR
CENTRO DE ENGENHARIAS E ARQUITETURA
CURSO DE BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**FRANQUE RAILAN BATISTA DOS SANTOS
MARIANA KARKOW BONES
RAYANE DA SILVA OLIVEIRA
SAMANTHA MARIA SILVA SANTOS**

**RECUPERAÇÃO DE ÁCIDO TEREFTÁLICO E ETILENOGLICOL A PARTIR DA
DESPOLIMERIZAÇÃO ALCALINA DE PET: PROJETO DE UMA PLANTA
QUÍMICA**

Salvador
2025

FRANQUE RAILAN BATISTA DOS SANTOS
MARIANA KARKOW BONES
RAYANE DA SILVA OLIVEIRA
SAMANTHA MARIA SILVA SANTOS

**RECUPERAÇÃO DE ÁCIDO TEREFTÁLICO E ETILENOGLICOL A PARTIR DA
DESPOLIMERIZAÇÃO ALCALINA DE PET: PROJETO DE UMA PLANTA
QUÍMICA**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao Curso de Engenharia Química,
pela Universidade Católica do
Salvador, como requisito para obtenção do
grau de bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Me. Wagner Conceição Mônico

Salvador
2025

FRANQUE RAILAN BATISTA DOS SANTOS

MARIANA KARKOW BONES

RAYANE DA SILVA OLIVEIRA

SAMANTHA MARIA SILVA SANTOS

**RECUPERAÇÃO DE ÁCIDO TEREFTÁLICO E ETILENOGLICOL A PARTIR DA
DESPOLIMERIZAÇÃO ALCALINA DE PET: PROJETO DE UMA PLANTA
QUÍMICA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Química,
pela Universidade Católica do Salvador, como requisito para obtenção do grau de
bacharel em Engenharia Química.

Salvador, 09 de dezembro de 2025.

Banca Examinadora

Wagner Almeida Monaco Conceição - Orientador

Celia Regina Bastos Dos Santos

Luciane Conceição Silva Bastos

Salvador
2025

RESUMO

O poli(tereftalato de etileno) (PET) é um dos termoplásticos mais utilizados no mundo, e seu alto volume de consumo torna indispensável o desenvolvimento de rotas eficientes de reciclagem. Entre essas rotas, a reciclagem química por despolimerização se destaca por permitir a quebra controlada das cadeias do polímero e a recuperação de seus monômeros originais, que podem ser reutilizados na produção de PET virgem ou convertidos em novos produtos. Neste trabalho, investigou-se a despolimerização alcalina do PET por hidrólise em solução de NaOH, avaliando-se experimentalmente a influência de variáveis como concentração da solução alcalina, temperatura e tempo de reação, com o objetivo de identificar as condições mais favoráveis à obtenção de ácido tereftálico (TPA) e etilenoglicol (EG). Além da etapa laboratorial, realizou-se o desenvolvimento e o dimensionamento de uma planta química para o processo, integrando cálculos de balanço de massa e balanço energético, bem como a definição e dimensionamento dos principais equipamentos, incluindo reator, trocadores de calor, coluna de separação, filtros e tanques. Os resultados permitiram propor um processo contínuo e tecnicamente consistente, com recuperação eficiente dos monômeros e potencial para aplicação em escala industrial, contribuindo para estratégias de circularidade e valorização de resíduos plásticos.

Palavras chave: Tereftalato de Polietileno; Ácido Tereftálico; Despolimerização Alcalina; Etilenoglicol; Reciclagem Química.

ABSTRACT

Poly(ethylene terephthalate) (PET) is one of the most widely used thermoplastics worldwide, and its high production volume makes the development of efficient recycling routes essential. Among these routes, chemical recycling by depolymerization stands out for enabling the controlled breakdown of the polymer chains and the recovery of their original monomers, which can be reused to produce virgin PET or converted into new value-added products. In this work, the alkaline depolymerization of PET by hydrolysis in NaOH solution was investigated, experimentally evaluating the influence of variables such as alkaline concentration, temperature, and reaction time, with the objective of identifying the most suitable conditions for obtaining terephthalic acid (TPA) and ethylene glycol (EG). In addition to the laboratory studies, a pilot-plant design was developed, incorporating mass and energy balance calculations as well as the specification and sizing of the main equipment, including the reactor, heat exchangers, separation column, filters, and storage tanks. The results enabled the proposal of a technically consistent continuous process with efficient monomer recovery and potential for industrial application, contributing to strategies for circularity and valorization of plastic waste.

Keywords: Polyethylene Terephthalate (PET); Terephthalic Acid (TPA); Alkaline Depolymerization; Ethylene Glycol; Chemical Recycling.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Esquema de Reciclagem Química do PET

Figura 2 - Esquema de Reciclagem Química do PET via hidrólise alcalina

Figura 3 - Etapa de despolimerização seguida de etapas de purificação para a hidrólise alcalina do PET em TPA

Figura 4 - Sistema reacional

Figura 5 - Fluxograma de despolimerização de PET

Figura 6 - Sistema EDR, eletrodialise reversa

Figura 7 - Simulação da coluna de destilação C-01

Figura 8 - Resultado obtido da simulação

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Resultados de comparação

Tabela 2 - Balanço energético de aquecimento

Tabela 3 - Balanço energético de resfriamento

Tabela 4 - Fator de extrapolação para principais equipamento

Tabela 5 - Avaliação de custo

LISTA DE ABREVIATURAS

ABIPLAST - Associação Brasileira da Indústria do Plástico

CAPEX - Capital Expenditure (Custo de Capital)

EG - Etilenoglicol

H⁺ - Íon hidrogênio

NaOH - Hidróxido de sódio

OH⁻ - Íon hidróxido

OPEX - Operational Expenditure (Custos Operacionais)

PET - Poli(tereftalato de etileno)

PE - Polietileno

PP - Polipropileno

PS - Poliestireno

PTA - Ácido tereftálico (*Purified Terephthalic Acid*)

PVC - Policloreto de vinila

TIR - Taxa Interna de Retorno

TPA - Ácido tereftálico (*Terephthalic Acid*)

VPL - Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	11
2. OBJETIVOS	14
2.1 Objetivo Geral	14
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	14
3.1 Polímeros e Sustentabilidade Ambiental	14
3.2 Reciclagem Química e Reações de Despolimerização	15
3.3 Capacidade produtiva da planta	16
3.4 Condições Operacionais e Estudos Cinéticos	16
3.5 Especificação de Unidade Industrial de Hidrólise Alcalina	17
3.6 Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica	17
4. METODOLOGIA	18
4.1 Materiais	18
4.2. Procedimentos experimentais	18
4.3. Análise dos produtos	19
4.4 Local e Período	20
5. RESULTADOS	20
5.1 Experimento em laboratório	20
5.2 Fluxograma de processo	21
5.3 Balanço material	22
5.3.1 Alimentação de PET (Corrente 1)	22
5.3.2. Alimentação de NaOH (Corrente 2)	22
5.3.3 Saída do Reator R-01 (Corrente 3)	23
5.3.4 Fase Pesada (Corrente 4)	23
5.3.5 Fase Leve - Alimentação da Coluna C-01(Corrente 5)	24
5.3.6 Etapa de Recuperação de Etilenoglicol no TQ-02 (Corrente 6)	26
5.3.7 Produto de Topo – Água (Corrente 7)	26
5.3.8 Alimentação do R-02 (Corrente 8)	27
5.3.9 Produto do Reator R-02 (Corrente 9)	27
5.3.10 Fase Líquida (Corrente 10)	28
5.3.11 Resíduo do F-03 – Produto Final (Corrente 11)	28
5.3.12 Resíduo de F-02 (Corrente 12)	29
5.4 Dimensionamento dos equipamentos principais	29
5.4.1 Reator de Despolimerização - R-01	29
5.4.2 Reator de neutralização - R-02	30
5.4.3 Decantador D-01	31

5.4.4 Coluna de destilação C-01	32
5.5 Balanço energético	34
5.6 Análise técnico-econômica	36
5.6.1 Reator de despolimerização R-01	37
5.6.2 Reator de neutralização R-02	37
5.6.3 Vaso decantador D-01	37
5.6.4 Coluna de destilação C-01	38
5.6.5 Avaliação de custo geral do sistema	38
5.6.6 Viabilidade Técnica-Econômica	39
6. CONSIDERAÇÕES FINAIS	42
7. REFERÊNCIAS	44
APÊNDICE	48

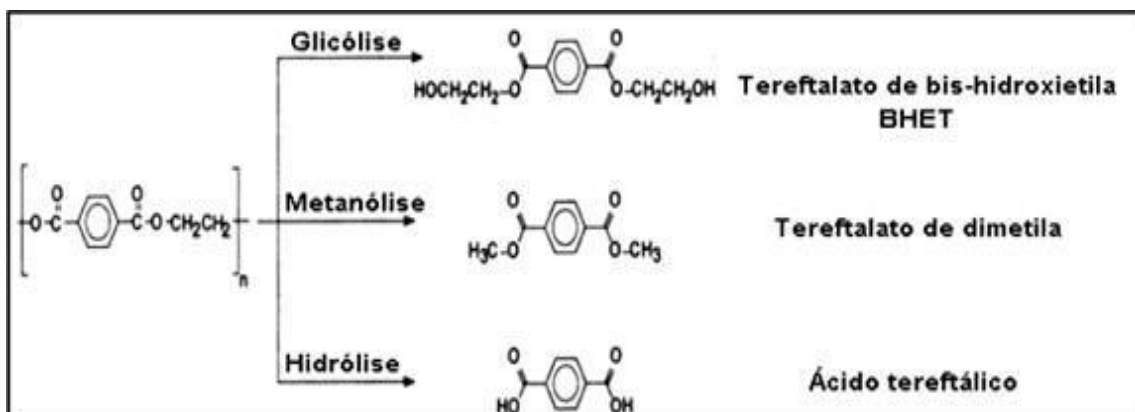
1. INTRODUÇÃO

O poli(tereftalato de etileno) (PET) é amplamente reconhecido como um dos termoplásticos mais produzidos e utilizados no mundo contemporâneo, ocupando um papel fundamental em diversas indústrias, especialmente na fabricação de embalagens para bebidas e alimentos. Seu amplo uso deve-se a características físicas e químicas notáveis, como resistência mecânica (tensão e impacto), propriedades de barreira contra gases, estabilidade térmica, alta transparência, brilho e sua versatilidade em aplicações. Essas propriedades conferem ao PET uma elevada demanda no mercado, tornando-o um material essencial para o consumo global. Contudo, esse crescimento exponencial em sua produção e utilização gera uma preocupação ambiental significativa, principalmente no que diz respeito ao descarte inadequado e à dificuldade de sua degradação em aterros sanitários .

No Brasil, o PET destaca-se entre os cinco termoplásticos mais consumidos, representando cerca de 90% da utilização total de polímeros, ao lado de outros como o polietileno (PE), o polipropileno (PP), o poliestireno (PS) e o policloreto de vinila (PVC) (SPINACÉ; PAOLI, 2005).

Entre os fatores que impulsionaram o consumo do PET, observa-se um crescimento impressionante na década de 1990, período em que seu uso nacional aumentou aproximadamente 2.200%. Entretanto, o descarte inadequado dessas embalagens, especialmente as de bebidas carbonatadas, contribui para o agravamento de problemas ambientais, já que elas não são facilmente degradadas e tampouco adequadas para processos de compostagem. Frente a esses desafios, a reciclagem química apresenta-se como uma alternativa promissora para mitigar o impacto ambiental causado pelos resíduos de PET. Diferentemente da reciclagem mecânica, amplamente praticada no Brasil, a reciclagem química permite a recuperação dos monômeros originais utilizados na fabricação do material, como o etilenoglicol (EG) e o ácido tereftálico (TPA). Este processo envolve a despolimerização do PET, que pode ser realizada através de diferentes métodos, incluindo hidrólise, glicólise, metanólise e aminólise. Entre essas abordagens, a hidrólise alcalina destaca-se como um método eficiente para transformar o PET em seus componentes básicos, permitindo a reutilização desses materiais na fabricação de novas resinas (DORATIOTTO et al., 2010).

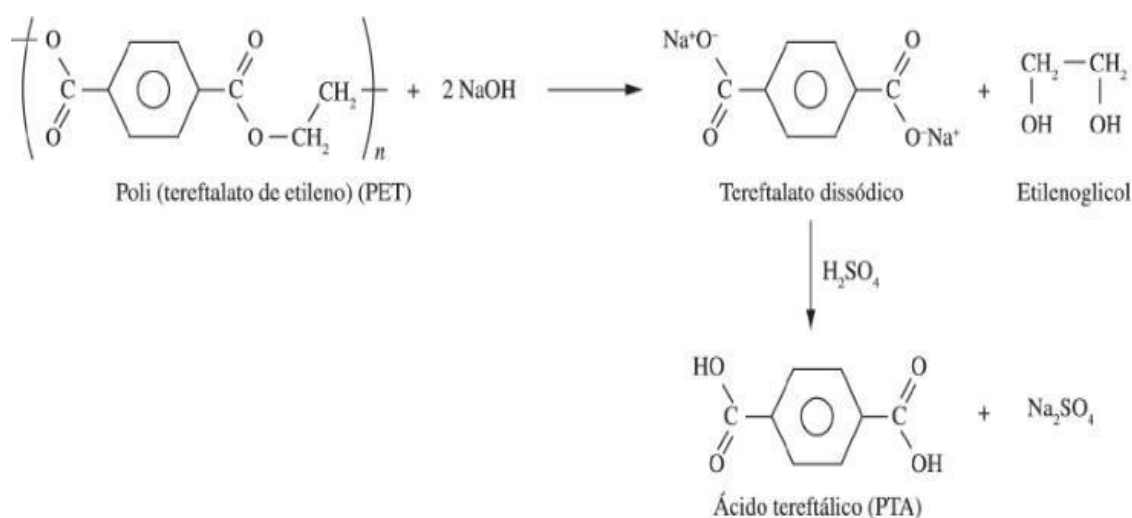
Figura 1 - Esquema de Reciclagem Química do PET.



Fonte: VEDOVELLO; CASANOVA, 2019

A reação de hidrólise alcalina ocorre em meio básico, utilizando hidróxido de sódio (NaOH) como reagente conforme figura 2. Durante o processo, a ausência de íons hidrogênio (H^+) e a presença do íon hidróxido (OH^-) facilitam a estabilização da carbonila envolvida na reação, permitindo a despolimerização do polímero. O produto final deste processo inclui o ácido tereftálico e outros derivados, que, após purificação, podem ser utilizados na repolimerização, resultando em benefícios econômicos significativos, como a redução da dependência da importação de ácido tereftálico (VEDOVELLO; CASANOVA, 2019).

Figura 2 - Esquema de Reciclagem Química do PET via hidrólise alcalina.



Fonte: Fonseca, De Almeida e Vinhas, 2014.

Entre as alternativas de reciclagem, a despolimerização química via hidrólise alcalina emerge como uma técnica promissora, permitindo a recuperação dos monômeros originais ácido tereftálico (TPA) e etilenoglicol (EG) que podem ser reutilizados na produção de novo PET virgem. Este processo tem se destacado por sua eficiência e viabilidade econômica, apresentando vantagens significativas em relação a outros métodos de reciclagem química. A hidrólise alcalina demonstra maior efetividade quando comparada à hidrólise ácida ou neutra, devido à maior reatividade do íon hidróxido como nucleófilo (ROMÃO; SPINACÉ; DE PAOLI, 2009).

Estudos recentes têm demonstrado que a otimização de parâmetros como temperatura, concentração da base e tempo de reação pode resultar em rendimentos superiores a 90% na recuperação do ácido tereftálico. A otimização das condições reacionais da hidrólise alcalina é fundamental para maximizar a eficiência do processo e viabilizar sua aplicação em escala industrial (MANCINI; ZANIN, 2002).

Este estudo se insere em um contexto mais amplo de sustentabilidade e economia circular, uma vez que aborda soluções viáveis para a redução de resíduos plásticos e para o reaproveitamento de materiais. A pesquisa evidencia a importância de práticas inovadoras e sustentáveis no enfrentamento dos desafios ambientais contemporâneos, especialmente no que tange à gestão de resíduos sólidos e à transição para um modelo econômico mais sustentável (FONSECA; DE ALMEIDA; VINHAS, 2014).

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Mostrar a viabilidade do processo de despolimerização do PET por hidrólise alcalina recuperando TPA e EG.

2.2 Objetivos Específicos

- Obter e analisar dados experimentais a partir de ensaios de despolimerização, comparando-os com resultados disponíveis na literatura.
- Propor uma planta de capacidade 20kt/ano de TPA para realização do

processo de despolimerização do PET.

- Realizar estudo de viabilidade técnica econômica.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Polímeros e Sustentabilidade Ambiental

Os polímeros sintéticos como o PET, apresentam alto impacto ambiental devido à produção em larga escala e dificuldade de decomposição no ambiente. O politereftalato de etileno, mais conhecido como PET, é um poliéster termoplástico linear, obtido através da policondensação do ácido tereftálico (TPA) junto com o etilenoglicol (EG). A sua estrutura química confere ao material propriedades relevantes como resistência térmica, estabilidade química e alta durabilidade. Embora essas características induzam seu uso principalmente em embalagens, as problemáticas ambientais requerem soluções e técnicas eficientes para seu reaproveitamento (THE EDITORS OF ENCYCLOPAEDIA BRITANNICA, 2025).

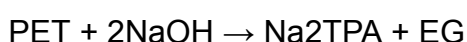
Segundo dados da Associação Brasileira da Indústria do Plástico (ABIPLAST), o PET é o segundo polímero mais reciclado no Brasil, sendo a reciclagem mecânica o método predominante. No entanto, a reciclagem mecânica possui limitações quanto à qualidade do material reciclado e à degradação térmica progressiva. Frente a isso, processos de reciclagem química têm ganhado atenção por permitirem a recuperação dos monômeros originais com alta pureza (ABIPLAST, 2024; ROMÃO; SPINACÉ; DE PAOLI, 2009).

3.2 Reciclagem Química e Reações de Despolimerização

A reciclagem química consiste na quebra das cadeias poliméricas para a formação de compostos de menor massa molar como os monômeros (pequenas moléculas) e oligômeros (cadeias curtas). Por meio desse processo, os materiais plásticos podem ser reintegrados como matéria prima novamente no ciclo produtivo. Os principais processos de despolimerização incluem glicólise (álcool quente), metanólise (metanol pressurizado), aminólise (amina reativa) e a hidrólise (água/catalisador) sendo a última subdividida em ácida, neutra e alcalina (ZANIN; MANCINI, 2015).

A hidrólise alcalina tem sido amplamente estudada por sua eficácia em romper as ligações éster do PET, promovendo a liberação do ácido tereftálico (TPA) e etilenoglicol (EG). A reação ocorre em meio básico, geralmente utilizando hidróxido de sódio (NaOH) em solução aquosa. O mecanismo envolve o ataque nucleofílico do íon hidróxido ao carbono eletrofílico da carbonila do grupo éster, formando um intermediário tetraédrico que se desdobra em TPA e EG, de acordo com a equação global:

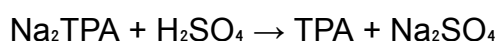
Equação 1: Hidrólise alcalina



A eficiência do processo depende de variáveis como a temperatura (geralmente entre 100°C e 200°C), concentração do NaOH, tempo de reação e razão molar entre reagente e polímero. Estudos indicam que temperaturas mais altas favorecem a velocidade de reação, mas podem provocar degradação do EG. O uso de autoclaves e catalisadores também pode aumentar o rendimento da reação (SANTOS et al.; 2018).

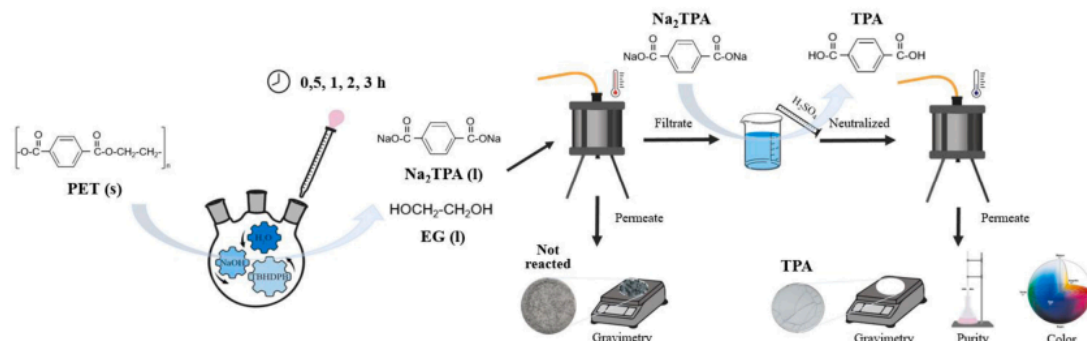
A recuperação do ácido tereftálico (TPA) a partir da despolimerização alcalina do politereftalato de etileno (PET) ocorre por meio de uma etapa de neutralização ácido-base. Após a hidrólise alcalina do polímero, obtém-se o tereftalato dissódico (Na₂TPA) em solução aquosa. Esse sal é convertido novamente em TPA por reação com ácido sulfúrico, conforme ilustrado na equação 2.

Equação 2 - Recuperação de TPA



Essa etapa é fundamental para a regeneração do monômero em sua forma ácida, permitindo sua reutilização na síntese de novos polímeros de PET. A reação apresenta elevada eficiência e simplicidade operacional, uma vez que o sulfato de sódio formado (Na₂SO₄) é um subproduto de fácil separação, possibilitando a obtenção de TPA com alta pureza e reduzido impacto ambiental. Diversos estudos apontam essa rota como uma alternativa sustentável à reciclagem mecânica, por permitir a recuperação de matérias-primas químicas equivalentes às de origem petroquímica (CAO et al., 2021).

Figura 3 - Etapa de despolimerização seguida de etapas de purificação para a hidrólise alcalina do PET em TPA



Fonte: Barredo et al., 2023.

3.3 Capacidade produtiva da planta

A capacidade produtiva da planta foi definida considerando a escala das empresas brasileiras do setor petroquímico. Segundo o Anuário ABIQUIM (2011), o COMPERJ planejava uma capacidade de 500.000 t/ano de ácido tereftálico com conclusão prevista para 2013. Utilizando a capacidade do COMPERJ como referência de mercado, a escala de 20.000 t/ano representa 4% deste mercado (FERREIRA, 2011).

3.4 Condições Operacionais e Estudos Cinéticos

A cinética da reação de hidrólise alcalina é influenciada pelo grau de cristalização do PET, que afeta sua solubilidade e reatividade. A forma amorfa do polímero tende a reagir mais rapidamente do que a forma cristalina. Mancini e Zanin (2002) verificaram que a conversão da reação pode ultrapassar 90% em 120 minutos sob 180°C com NaOH 1,0 M, demonstrando a importância da otimização das variáveis.

Além disso, o tempo de residência e a taxa de agitação influenciam diretamente na transferência de massa entre o sólido e o líquido, aumentando o contato entre PET e solução alcalina. Estudos mais recentes têm utilizado modelagem termodinâmica e simulações computacionais para prever o comportamento da reação e definir condições operacionais ideais.

3.5 Especificação de Unidade Industrial de Hidrólise Alcalina

Uma planta industrial destinada à despolimerização do PET por hidrólise alcalina precisa conter setores integrados de pré-tratamento, reação, sistema de separação dos produtos (TPA e EG), unidade de purificação, recuperação de reagentes e gestão de resíduos.

3.6 Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica

A viabilidade técnica da unidade depende da disponibilidade local de resíduos de PET, da infraestrutura energética, e da logística de distribuição dos produtos reciclados. Economicamente, a análise de investimento considera o Valor Presente Líquido (VPL), a Taxa Interna de Retorno (TIR), o custo de capital (CAPEX) e os custos operacionais (OPEX). Um processo, quando bem escalado, pode gerar um VPL positivo com TIR superior, desde que o custo da tonelada de PET reciclado seja competitivo frente ao preço do ácido tereftálico virgem (FERREIRA, 2022; MARTINS, s.d.).

A economia proporcionada pela substituição de matérias-primas importadas representa um diferencial estratégico para a implantação em países com alta demanda de PET e pouca oferta de reciclagem química. O reaproveitamento do EG também contribui para a viabilidade do projeto, especialmente se purificado com alto grau de recuperação (> 90%) (COUCEIRO et al., 2021).

A otimização de processos industriais de reciclagem química requer uma análise criteriosa entre eficiência de conversão e viabilidade econômica. Segundo estudos de engenharia de processos, conversões na faixa de 85-90% são frequentemente consideradas economicamente ótimas para a hidrólise alcalina do PET, uma vez que o custo marginal para aumentar a conversão além desse ponto geralmente supera os benefícios obtidos (CAO et al., 2021).

O tempo de residência é um parâmetro crítico na determinação da produtividade do reator, sendo que tempos menores reduzem significativamente os custos operacionais (OPEX) e de capital (CAPEX).

Além disso, o mercado de ácido tereftálico reciclado apresenta flexibilidade quanto aos requisitos de pureza, sendo que produtos com 85-88% de conversão podem ser adequados para diversas aplicações industriais ou facilmente purificados através de

processos subsequentes como recristalização. Esta abordagem de otimização econômica é fundamental para a viabilização comercial de plantas de reciclagem química em escala industrial (PEREIRA, 2023).

4. METODOLOGIA

Esta pesquisa é de natureza experimental, com abordagem quantitativa e exploratória, visando estudar o processo de despolimerização do poli(tereftalato de etileno) (PET) por hidrólise alcalina. O objetivo central é avaliar as melhores condições reacionais para a recuperação dos monômeros originais, principalmente o ácido tereftálico (TPA) e o etileno glicol (EG).

4.1 Materiais

Os principais materiais utilizados incluem:

- Fragmentos de garrafas de PET lavadas e secas;
- Hidróxido de sódio (NaOH) em diferentes concentrações (por exemplo: 0,5 mol/L, 1 mol/L, 2 mol/L);
- Água destilada;
- Equipamentos laboratoriais: béqueres, agitador magnético com aquecimento, condensador de refluxo, termômetro, balança de precisão, pHmetro, e capela de exaustão.

4.2. Procedimentos experimentais

Foram realizados ensaios de hidrólise alcalina do PET em solução aquosa de NaOH sob refluxo, em diferentes temperaturas (60 °C e 100 °C) e concentrações molares de NaOH (5 mol/L e 10 mol/L), com tempos de reação variados (1 h e 2 h).

Em cada ensaio:

- Fragmentos de PET (em massa conhecida) foram adicionados à solução de NaOH.
- A reação deve ser mantida sob aquecimento e agitação constante.
- Ao final, a mistura deve ser resfriada e o produto sólido (TPA) deve ser filtrado, lavado e seco.

- O líquido filtrado deve ser reservado para análise do etileno glicol.

Figura 4 - Sistema reacional



Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

4.3. Análise dos produtos

- A massa do TPA recuperada deve ser medida para determinar o rendimento da reação.
- O líquido remanescente deve ser analisado quanto à presença de etileno glicol, utilizando técnicas como titulação
- Na titulação do etileno glicol deve ser realizada utilizando solução de dicromato de potássio ($K_2Cr_2O_7$) 0,1 mol/L em meio ácido com ácido sulfúrico. A amostra contendo EG deve ser aquecida levemente e titulada com dicromato até a mudança de coloração de laranja para verde, indicando a oxidação completa do etileno glicol. O volume gasto deve ser usado para calcular a concentração de EG presente no meio reacional.
- Os resultados serão comparados para diferentes condições de temperatura e concentração de NaOH, com o objetivo de determinar a condição ótima de despolimerização.

4.4 Local e Período

Os ensaios foram realizados no laboratório industrial do polo petroquímico de Camaçari.

5. RESULTADOS

5.1 Experimento em laboratório

Ao término do tempo reacional necessário para cada ensaio, foi observada a formação de uma mistura heterogênea dentro de cada um dos balões, onde ocorreram as reações. Em sistemas cuja temperatura e concentração eram mais elevadas, foi registrada uma mistura composta por uma fase líquida turva e esbranquiçada (que corresponde ao meio alcalino com etilenoglicol e tereftalato dissódico), e uma fase sólida composta por resíduos de PET não hidrolisado, o que condiz com os resultados obtidos (FONSECA; DE ALMEIDA; VINHAS, 2014). Foi observado que a separação das fases acontece em um tempo médio de 10 minutos.

Em sistemas cuja temperatura e concentração eram mais baixas, também foram observados resíduos de PET não hidrolisados, mas com a fase líquida com aspecto praticamente inalterado. Ao adicionar ácido sulfúrico na fase líquida e aguardar por 10 minutos, foi observado que o sal tereftalato dissódico foi convertido em ácido tereftálico, transformando-se em uma suspensão insolúvel logo após a acidificação do meio. Após a titulação obtivemos os seguintes resultados mostrados na tabela 1.

O rendimento para o TPA foi calculado para cada um dos 8 ensaios realizados através do titulador automático. Para efeito de comparação, calculamos o percentual de PET não reagido em relação a massa que foi introduzida no meio reacional.

Realizando um comparativo entre a diferença do PET não reagido com o TPA encontrado na amostra, observamos a coerência dos resultados, levando em consideração que no processo de despolimerização também existe a formação de etilenoglicol, e como não conseguimos uma forma de quantificar o EG, deduzimos a sua possível quantificação através dos resultados obtidos.

Tabela 1 - Resultados de comparação

Experimento	Concentração (mol/L)	Temperatura (°C)	Tempo (h)	Pet não reagido (%)	TPA (%)	Etilenoglicol (%)
1	5	60	2	80,23	5,58	14,19
2	5	60	4	85,41	8,62	5,97
3	5	100	2	50,31	38,63	11,06
4	5	100	4	56,72	36,21	7,07
5	10	60	2	36,97	55,36	7,67
6	10	60	4	40,21	59,54	0,46
7	10	100	2	7,78	88,63	3,59
8	10	100	4	5,87	90,14	3,99

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

Podemos observar através do gráfico a relação de concentração x temperatura x tempo para a formação de TPA. Podemos perceber que quanto maior a temperatura a concentração e o tempo, maior será o rendimento da reação.

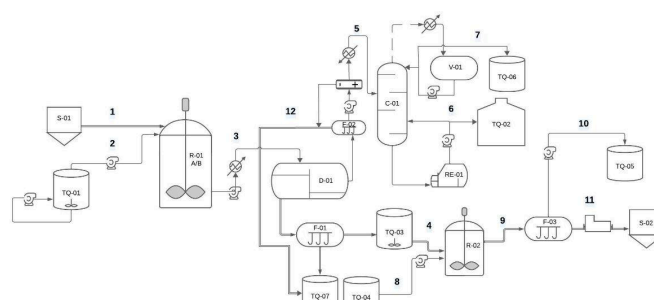
Com base nos resultados experimentais obtidos, o experimento 7 (10 mol/L NaOH, 100°C, 2h) apresentou-se como a condição operacional mais viável, alcançando 88,63% de conversão. Embora o experimento 8 tenha atingido uma conversão ligeiramente superior (90,14%), a diferença de apenas 1,51% não justifica o dobro do tempo de reação, considerando os aspectos de produtividade e custos operacionais. A escolha do experimento 7 representa um compromisso otimizado entre eficiência de conversão e viabilidade econômica, uma vez que conversões superiores a 85% são consideradas satisfatórias para processos industriais de reciclagem química.

O menor tempo de residência (2h) permite redução dos custos de capital e operacionais, enquanto o produto obtido mantém qualidade adequada para aplicações industriais ou pode ser facilmente purificado por processos convencionais de recristalização.

5.2 Fluxograma de processo

Figura 5 - PFD despolimerização de PET

R-01	TQ-01	R-01	D-01	C-01	V-01	R-01	TQ-07	F-01
SÍLO DE PET	TANQUE DE NAOH	REATOR DE DESPOLIMERIZAÇÃO	DECANTADOR	COLUNA DE DESTILAÇÃO FRACIONADA	VÍDIO DE TOPO	REBOLETE	TANQUE RESÍDUO PET NÃO REUSADO	FILTRO DO REATOR 1
TQ-02	TQ-03	TQ-04	R-02	F-01	TQ-05	S-02	TQ-06	F-02
TANQUE DE EG	TANQUE DE NAOTIK	TANQUE DE H2SO4	REATOR DE NEUTRALIZAÇÃO	FILTRO DEFEITIVO DO DECANTADOR	TANQUE DE NAOTIK	SÍLO DE PETIK	TANQUE DE PURGADA COLUNA	FILTRO DO DECANTADOR



Nº FLUXO	1			2			3			4			5			6			7			8			9			10			11			12						
	FM	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%	kg/h	kgmol/h	P%						
PET	192,17	3654,35	19,02	100,00%				415,50	2,35	4,89%	415,50	2,35	18,59%																											
NaOH					1483,01	37,08	30,07%	148,30	3,71	3,72%																														
NaOTIK								2540,24	18,85	41,38%	2540,24	18,85	89,50%																											
EG								1249,20	18,95	12,18%				825,55	13,30	18,12%	825,55	13,30	100,00%																					
H2SO4																																								
H2SO4																																								
NaOH																																								
EG																																								
TOTAL		3654,35	19,02	100,00%	4891,50	238,50	100,00%	8539,33	231,00	100,00%	8956,44	19,02	100,00%	4274,04	204,73	100,00%	825,55	13,30	100,00%	3448,49	191,42	100,00%	607,72	33,73	100,00%	5833,38	87,44	100,00%	1801,64	87,44	100,00%	607,72	33,73	100,00%	2800,00	16,85	100,00%	134,82	3,37	100,00%

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

5.3 Balanço material

5.3.1 Alimentação de PET (Corrente 1)

A corrente 1 é proveniente do silo de alimentação (S-01) e consiste unicamente de PET sólido. A vazão é de 3654,35 kg/h, correspondendo a 19,02 kgmol/h. O valor da massa molar ($192,17 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$) está coerente com o monômero repetitivo do PET. Essa corrente fornece a base polimérica para a reação de despolimerização alcalina.

5.3.2. Alimentação de NaOH (Corrente 2)

A corrente 2, proveniente do tanque TQ-01, é uma solução aquosa de hidróxido de sódio (NaOH). Apresenta vazão total de 4931,50 kg/h, equivalente a 28,50 kgmol/h, sendo composta por 30,07% de NaOH (1483,01 kg/h; 37,08 kgmol/h) e 69,93% de água (3448,49 kg/h; 191,42 kgmol/h).

O uso de solução 10 mol/L (aproximadamente 30% m/m de NaOH) é compatível com valores experimentais e industriais empregados em processos alcalinos de despolimerização de PET. Concentrações nessa faixa permitem alta taxa de hidrólise das ligações éster, estabilidade operacional e menor formação de subprodutos. Além disso, a densidade de 1,33 kg/L foi adotada com base em dados de literatura (GREEN; SOUTHARD, 2019) para soluções de NaOH a 30% em temperatura ambiente.

O objetivo do processo é obter $16,85 \text{ kgmol}\cdot\text{h}^{-1}$ de TPA purificado. Como cada mol de PET reage formando 1 mol de Na_2TPA , e este, após acidificação, gera 1 mol de TPA, a quantidade de PET reagido deve ser igual ao número de mols de TPA desejado:

$$n_{\text{PET, reagido}} = n_{\text{TPA, produzido}} = 16,85 \text{ kgmol/h}$$

A conversão experimental do PET é de 88,63%, portanto a quantidade alimentada deve ser maior para compensar o PET não reagido:

$$n_{\text{PET, alimentado}} = 16,85 / 0,8863 = 19,01 \text{ kgmol/h.}$$

A reação exige 2 mol de NaOH por mol de PET reagido, portanto:

$$n_{\text{NaOH, necessário}} = 2 \times 16,85 = 33,70 \text{ kgmol/h}$$

Como usualmente se adota um excesso de 10% de NaOH para garantir meio alcalino e conversão completa:

$$n_{\text{NaOH, alimentado}} = 1,10 \times 33,70 = 37,07 \text{ kgmol/h}$$

5.3.3 Saída do Reator R-01 (Corrente 3)

A corrente 3 representa o efluente reacional do reator de despolimerização (R-01), contendo produtos e reagentes não reagidos. A vazão total é de 8599,33 kg/h (23,00 kgmol/h), com a seguinte composição:

PET residual: 415,50 kg/h (2,16 kgmol/h; 4,83%)

NaOH residual: 148,30 kg/h (3,71 kgmol/h; 1,72%)

Na_2TPA : 3540,94 kg/h (16,85 kgmol/h; 41,18%)

Etilenoglicol (EG): 1046,10 kg/h (16,85 kgmol/h; 12,16%)

Os valores demonstram que a reação não alcançou 100% de conversão, restando cerca de 4,83% de PET não reagido. O EG e o Na₂TPA aparecem em proporções estequiometricamente próximas (1:1), coerentes com a quebra das unidades repetitivas do polímero.

5.3.4 Fase Pesada (Corrente 4)

Após a reação de despolimerização no reator R-01, a mistura é enviada ao decantador D-01 para a separação das fases líquida e sólida. A fase pesada (corrente 4) contém majoritariamente o sal de tereftalato de sódio (Na₂TPA) e o PET residual não reagido, produtos que apresentam maior densidade e, portanto, tendem a sedimentar naturalmente.

A corrente apresenta vazão total de 3.956,44 kg·h⁻¹ (19,02 kgmol·h⁻¹), sendo composta por 89,50% de Na₂TPA (3.540,94 kg·h⁻¹; 16,85 kgmol·h⁻¹) e 10,50% de PET (415,50 kg·h⁻¹; 2,16 kgmol·h⁻¹). Esses valores confirmam que a maior parte do polímero foi convertida em sal de tereftalato, restando apenas uma pequena fração não reagida.

5.3.5 Fase Leve - Alimentação da Coluna C-01(Corrente 5)

A fase leve separada no decantador D-01 é constituída principalmente por etilenoglicol (EG), água e hidróxido de sódio (NaOH) residual, oriundo do meio reacional da despolimerização alcalina do PET. De acordo com o balanço de massa, a vazão total da fase leve é de 4.274,04 kg·h⁻¹, composta por 825,55 kg·h⁻¹ de EG (13,30 kmol·h⁻¹) e 3.448,49 kg·h⁻¹ de água (191,43 kmol·h⁻¹).

Antes do envio à coluna de destilação C-01, a fase leve passa por um sistema de eletrodialise reversa (EDR), cuja função é remover seletivamente os íons Na⁺ e OH⁻ provenientes do excesso de NaOH no meio reacional.

Essa etapa é essencial por três razões principais:

- Preservação do etilenoglicol (EG):
O EG é suscetível à degradação alcalina em presença de excesso de NaOH

e temperaturas elevadas, formando ácido glicólico, formiato e carbonato de sódio. A remoção prévia de íons alcalinos evita essas reações secundárias, garantindo maior pureza e rendimento do EG recuperado (YANG et al., 2022).

- Proteção dos equipamentos de destilação:

A presença de NaOH pode causar incrustações e corrosão alcalina em colunas metálicas, além de alterar o ponto de ebulição do EG e promover espuma na destilação. A eletrodialise reduz significativamente a condutividade e a alcalinidade da solução, viabilizando o processo de purificação subsequente.

- Recuperação e reciclo do NaOH:

O sistema eletrodialítico tem potencial para separar o NaOH em uma corrente concentrada, viabilizando seu reaproveitamento no reator R-01. Essa prática é amplamente relatada na literatura como forma de reduzir o consumo de reagentes e os custos operacionais em processos de reciclagem alcalina de PET (ALI; SHAMSUDDIN; ZULKIFLI, 2022; CHEN et al., 2023).

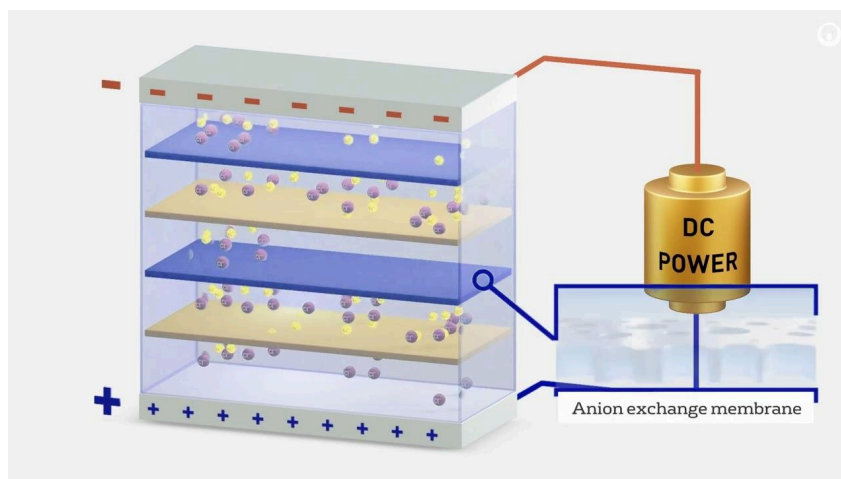
Entretanto, no presente estudo experimental em escala laboratorial, o reciclo do NaOH não foi considerado. A alimentação do reator foi realizada com solução nova de NaOH a cada ensaio, a fim de garantir a reprodutibilidade dos resultados e evitar interferências de composição provenientes de múltiplos ciclos de uso. Assim, a eletrodialise foi avaliada apenas como etapa de purificação do efluente leve (remoção de Na^+ e OH^-) e não como sistema de recuperação contínua de reagente.

A corrente leve (EG + H_2O + NaOH) é conduzida a um módulo de eletrodialise reversa (EDR) com membranas de troca aniônica (AEM) e catiônica (CEM) dispostas alternadamente em pilha. Sob a aplicação de um campo elétrico contínuo, os íons Na^+ migram através das membranas catiônicas e os íons OH^- atravessam as membranas aniônicas, sendo coletados em uma corrente concentrada de NaOH reciclável.

O efluente tratado (corrente diluída) contém predominantemente EG e H_2O com baixa condutividade, sendo então direcionado à coluna C-01 para recuperação e purificação do etilenoglicol. O sistema sugerido é do tipo EDR industrial, como o modelo SUEZ EDR 4000 Series ou ASTOM Aqualysis, operando em 40–60 °C, condutividade inicial de 10–12 $\text{mS}\cdot\text{cm}^{-1}$ e eficiência de remoção de NaOH de até

90%. O sistema pode ser observado na figura 6:

Figura 6 - Sistema EDR, eletrodialise reversa



Fonte: Watertech Solutions, s.d.

Após a eletrodialise, a corrente leve purificada é enviada à coluna de destilação C-01, onde ocorre a separação entre EG e água.

- O topo da coluna libera uma fração rica em água, que pode ser parcialmente reciclada;
- O fundo da coluna fornece etilenoglicol com alta pureza

5.3.6 Etapa de Recuperação de Etilenoglicol no TQ-02 (Corrente 6)

A corrente 6 representa o produto de topo da coluna de destilação C-01, composta por etilenoglicol (EG) recuperado a partir da fase leve do decantador. Nesta etapa, busca-se separar o EG da mistura aquosa proveniente do processo de despolimerização, garantindo pureza adequada para seu reaproveitamento como solvente. A corrente apresenta vazão de 825,55 kg/h (13,30 kmol/h), composta por 100% de etilenoglicol.

O sistema de destilação é configurado de modo que a água, com ponto de ebulição mais baixo (100 °C), é retirada no topo da coluna, enquanto o etilenoglicol, de maior ponto de ebulição (197 °C), permanece na parte inferior (reboiler), onde é então recuperado como produto líquido. Assim, o reboiler fornece o calor necessário para vaporizar seletivamente a água, concentrando o EG no fundo da coluna.

Após a condensação do vapor de topo, uma bomba seletora ou válvula de desvio direciona os fluxos conforme a qualidade do produto. Quando o etilenoglicol recuperado atinge o grau de pureza especificado, ele é enviado ao tanque de armazenamento TQ-02. Caso o teor de umidade ainda esteja elevado, parte do líquido pode ser recirculada para o fundo da coluna, aprimorando a separação.

Esse sistema integrado entre reboiler e bomba seletora garante eficiência energética e flexibilidade operacional, reduzindo perdas e otimizando o reaproveitamento de etilenoglicol.

5.3.7 Produto de Topo – Água (Corrente 7)

A corrente 7, retirada do topo da coluna C-01, é constituída majoritariamente por água, com traços residuais de etilenoglicol arrastados por vapor. A operação da coluna garante vazão aproximada de 3448,49 kg/h (191,42 kgmol/h) de água, a qual pode ser condensada e armazenada para posterior reutilização industrial ou tratamento antes do descarte. A retirada da água no topo é fundamental para manter o equilíbrio do processo, evitando a diluição do EG e garantindo o funcionamento estável do sistema.

O condensado pode alimentar um tanque de reaproveitamento de água de processo (TQ-03), contribuindo para a eficiência hídrica e redução do efluente líquido. O controle da temperatura e da pressão de operação da coluna é essencial, uma vez que pressões reduzidas permitem a destilação a temperaturas mais baixas, prevenindo a degradação térmica do etilenoglicol e otimizando o consumo energético do reboiler.

5.3.8 Alimentação do R-02 (Corrente 8)

A corrente 8, proveniente do tanque TQ-04, tem como finalidade fornecer o ácido sulfúrico (H_2SO_4) utilizado na neutralização do Na_2TPA obtido na etapa anterior, convertendo-o em ácido tereftálico (TPA). Essa operação ocorre no reator R-02, conforme a reação estequiométrica. A reação apresenta proporção 1:1 em mols, ou seja, cada mol de Na_2TPA consome 1 mol de H_2SO_4 para gerar 1 mol de TPA e 1 mol de Na_2SO_4 . Considerando que a etapa anterior gera $16,85 \text{ kgmol h}^{-1}$ de Na_2TPA , a mesma quantidade molar de ácido é requerida.

Cálculos da alimentação de H_2SO_4 :

- Mols de H_2SO_4 puro necessários: 16,85 kgmol/h
- Massa de H_2SO_4 puro ($MM=98,079\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$):
 $m_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{puro}}=16,85\times 98,079=1652,63\text{ kg/h}$
- Correção para ácido comercial a 98%(m/m):
 $m_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{solução}}=1652,63/0,98=1686,36\text{ kg/h}$
- Água introduzida com o ácido (2% de impureza):
 $m_{\text{H}_2\text{O}}=1686,36-1652,63=33,73\text{ kg/h}$
- Produção esperada de subproduto (Na_2SO_4): $n_{\text{Na}_2\text{SO}_4}=16,85\text{ kgmol/h}$

5.3.9 Produto do Reator R-02 (Corrente 9)

O reator R-02 tem como função realizar a neutralização do sal de tereftalato de sódio (Na_2TPA) proveniente da etapa alcalina, utilizando ácido sulfúrico (H_2SO_4) como agente acidificante. Essa reação permite a conversão do sal em ácido tereftálico (TPA), com formação de sulfato de sódio (Na_2SO_4) como subproduto, conforme a estequiometria. Para atingir o objetivo de produção de 16,85 kgmol/h de TPA purificado, é necessária a mesma quantidade de Na_2TPA e de H_2SO_4 , pois a reação ocorre em proporção molar 1:1. Assim, o processo gera simultaneamente 16,85 kgmol/h de Na_2SO_4 como subproduto.

O produto do reator apresenta uma mistura pastosa, resultado da baixa solubilidade do TPA em meio aquoso e da presença do sal dissolvido. Essa característica justifica a passagem da corrente pelo filtro F-01, equipamento destinado à separação sólido-líquido. O TPA precipitado é retido como fase sólida, sendo posteriormente seco e purificado, enquanto a solução contendo Na_2SO_4 e traços de TPA solúvel é removida como filtrado líquido.

5.3.10 Fase líquida (Corrente 10)

A fase líquida, designada como Corrente 10, contém predominantemente Na_2SO_4 dissolvido em água, representando cerca de 2393,47 kg/h (16,85 kgmol/h) de sal formado na reação de neutralização. Embora seja sabido que uma pequena fração de TPA pode permanecer dissolvida na fase aquosa, esses traços não foram contabilizados nas simulações e balanços apresentados, uma vez que o processo foi

simplificado para representar condições de bancada, sem considerar perdas por solubilidade ou reciclos de correntes secundárias.

Em aplicações industriais, essa corrente líquida pode ser direcionada para unidades de recuperação de sal, onde o Na_2SO_4 é cristalizado e separado, permitindo seu reaproveitamento ou comercialização. Assim, o filtro F-01 tem papel essencial não apenas na separação física entre o TPA e o Na_2SO_4 , mas também na definição da rota de saída da Corrente 10, assegurando o fechamento do balanço de massa e a representatividade do processo em escala laboratorial simplificada.

5.3.11 Resíduo do F-03 – Produto Final (Corrente 11)

O resíduo sólido proveniente do filtro F-03 corresponde ao ácido tereftálico (TPA) purificado, produto final do processo de despolimerização do PET. Após a etapa de neutralização no reator R-02 e a separação sólido-líquido inicial no filtro F-01, o material sólido contendo TPA ainda pode apresentar impurezas associadas, como traços de Na_2SO_4 , umidade residual e contaminantes orgânicos. Por isso, o sólido segue para o filtro F-03, responsável por uma filtração complementar e etapa de lavagem, que remove sais e resíduos solúveis remanescentes da neutralização. Essa operação garante a eliminação de impurezas iônicas e partículas finas, aumentando significativamente a pureza química do ácido tereftálico.

Em seguida, o material filtrado é conduzido ao secador, onde ocorre a remoção da umidade residual. A secagem é essencial para evitar a aglomeração e degradação térmica do TPA, além de facilitar seu manuseio, armazenamento e posterior reutilização como matéria-prima na repolimerização de PET. O controle da temperatura nessa etapa é crítico, geralmente mantido entre 120 e 150 °C, evitando a sublimação ou degradação do composto (CHEN et al., 2023). A corrente final, Corrente 11, apresenta vazão de 2800,00 kg/h (16,85 kgmol/h), composta por 100% de TPA sólido, representando o produto final purificado da planta. Esse valor está em conformidade com a conversão global de 88,63% de PET no processo e com os balanços de massa teóricos estabelecidos nas reações de despolimerização e neutralização.

5.3.12 Resíduo de F-02 (Corrente 12)

A corrente 12 corresponde ao NaOH não reagido e ao resíduo sólido proveniente do filtro F-02, localizado na linha da fase leve do decantador. Essa etapa é essencial para prevenir o arraste de partículas sólidas ou impurezas para a coluna de destilação (C-01), garantindo a operação estável e a integridade do sistema de separação. Durante o processo, parte do hidróxido de sódio (NaOH) adicionado na alimentação (corrente 2) permanece em excesso ($134,82\text{kg/h}=3,37\text{kmol/h}$) após a reação de despolimerização do PET e as etapas subsequentes de neutralização. Esse excesso é proposital, pois assegura a conversão completa do polímero e evita a presença de PET residual não reagido. Como resultado, uma fração de NaOH solúvel permanece na fase líquida leve, separada do decantador.

O filtro F-02 atua então como uma barreira de segurança, retendo qualquer traço de sólidos suspensos ou precipitados finos (como partículas de TPA ou Na_2SO_4) antes que o líquido siga para a coluna C-01. Dessa forma, evita-se o entupimento dos pratos da coluna e o comprometimento da destilação do etilenoglicol (EG).

5.4 Dimensionamento dos equipamentos principais

5.4.1 Reator de Despolimerização - R-01

O dimensionamento do reator R-01 é baseado na corrente 3, que é a corrente de saída do reator. Esse reator é do tipo *Batch Reactor* (reator em batelada). O volume calculado já leva em consideração o volume do agitador. O cálculo do dimensionamento foi feito da seguinte forma:

A corrente 3 (saída do reator) possui uma vazão volumétrica total de $7,32\text{ m}^3/\text{h}$, resultante da soma dos volumes individuais de cada componente (PET: $0,32\text{ m}^3/\text{h}$, NaOH: $0,07\text{ m}^3/\text{h}$, Na_2TPA : $2,33\text{ m}^3/\text{h}$, EG: $0,94\text{ m}^3/\text{h}$ e H_2O : $3,66\text{ m}^3/\text{h}$).

O volume útil do reator é calculado multiplicando a vazão volumétrica total pelo tempo de enchimento de 1,2h:

$$\text{Volume útil} = 7,32\text{ m}^3/\text{h} \times 1,2\text{ h} = 8,784\text{ m}^3$$

O volume total do reator considera um fator de segurança de 30% :

$$\text{Volume total} = 1,3 \times \text{Volume útil} = 1,3 \times 8,784 \text{ m}^3 = 11,42 \text{ m}^3$$

O número de reatores é calculado pela fórmula:

$$N = (1 + (\text{tempo de reação}) - \text{tempo de enchimento} + \text{tempo de esvaziar}) / \text{tempo de enchimento}$$

Considerando que tempo de enchimento foi de 1,2h, tempo de esvaziar de 0,5h e tempo de reação de 2h.

$$N = (1 + 2 - 1,2 + 0,5) / 1,2 = 1,92 \approx 2 \text{ reatores}$$

Dimensões do reator: Para que se tenha um nível do reator de 70%, considerou-se:

$$\text{Altura} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Diâmetro} = 2,1 \text{ m}$$

Portanto, são necessários dois reatores R-01 em batelada operando de maneira alternada para garantir a continuidade do processo, cada um com altura de 3m e diâmetro de 2,1 m para manter um nível operacional de 70%.

5.4.2 Reator de neutralização - R-02

O dimensionamento do reator R-02 é baseado na corrente 9, que é a corrente de saída do reator. Diferentemente do R-01, o R-02 é um reator contínuo, portanto se encaixa ao tipo de reator CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*). O volume calculado já leva em consideração o volume do agitador. Para o seu dimensionamento, foi utilizado o seguinte racional de cálculo:

A corrente 9 (saída do reator) possui uma vazão volumétrica total de 3,35 m³/h, resultante da soma dos volumes individuais de cada componente calculados a partir de suas vazões mássicas e densidades:

$$\text{TPA: } 2.800 \text{ kg/h} \div 1.522 \text{ kg/m}^3 = 1,84 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4: 2.393,92 \text{ kg/h} \div 2.660 \text{ kg/m}^3 = 0,90 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{H}_2\text{O}: 607 \text{ kg/h} \div 997 \text{ kg/m}^3 = 0,61 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Total: } 5.800,92 \text{ kg/h e } 3,35 \text{ m}^3/\text{h}$$

O volume útil do reator contínuo é calculado multiplicando a vazão volumétrica total pelo tempo de residência, em que foi medido experimentalmente um tempo de 0,167h:

$$\text{Volume útil} = 3,35 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,167 \text{ h} = 0,558 \text{ m}^3$$

O volume total do reator considera um coeficiente de segurança de 1,8 (ou 80%):
 Volume total = $1,8 \times \text{Volume útil} = 1,8 \times 0,558 \text{ m}^3 = 1,0 \text{ m}^3$

Dimensões do reator: Para que se tenha um nível de operação do reator em 60%, considerou-se as dimensões calculadas pelo CHECALC (s.d.)[]], um software de equipamentos para o dimensionamento de vasos baseado em princípios clássicos de projeto de equipamentos de processo, normas de engenharia (como ASME VIII para vasos de pressão) e correlações L/D:

$$\text{Diâmetro} = 0,9 \text{ m}$$

$$\text{Altura} = 1,3 \text{ m}$$

Portanto, o reator R-02 é um reator contínuo com volume total de $1,0 \text{ m}^3$, diâmetro de 0,9 m e altura de 1,3 m, operando com nível de 60%.

5.4.3 Decantador D-01

O dimensionamento do vaso decantador D-01 (decantador horizontal) é baseado na corrente 3, que é a corrente de alimentação do vaso. O racional de cálculo segue abaixo.

A corrente 3 (alimentação do decantador) possui uma vazão volumétrica total de $7,32 \text{ m}^3/\text{h}$, resultante da soma dos volumes individuais de cada componente:

$$\text{PET: } 415,5 \text{ kg/h} = 0,32 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NaOH: } 148,3 \text{ kg/h} = 0,07 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Na}_2\text{TPA: } 3.540,94 \text{ kg/h} = 2,33 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{EG: } 1.046,1 \text{ kg/h} = 0,94 \text{ m}^3/\text{h}$$

H₂O: 3.648,49 kg/h=3,66 m³/h

Total: 8.799,33 kg/h e 7,32 m³/h

O volume útil do vaso decantador é calculado multiplicando a vazão volumétrica total pelo tempo de residência de 10 minutos para permitir a separação adequada das fases, resultado obtido experimentalmente:

$$\text{Volume útil} = 7,32 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,167 \text{ h} = 1,221 \text{ m}^3$$

O volume total do vaso decantador, considerando 80% de fator de segurança seria de

$$\text{Volume total} = 1,8 \times 1,221 \text{ m}^3 = 2,2 \text{ m}^3$$

As dimensões do vaso decantador D-01 foram calculadas para o vaso esteja operando em 70% do nível total:

Diâmetro = 0,95 m

Comprimento = 3 m

Portanto, o vaso decantador D-01 possui volume total de 2,2 m³, diâmetro de 0,95 m e comprimento de 3 m, operando com tempo de residência de 10 minutos para permitir a separação das fases.

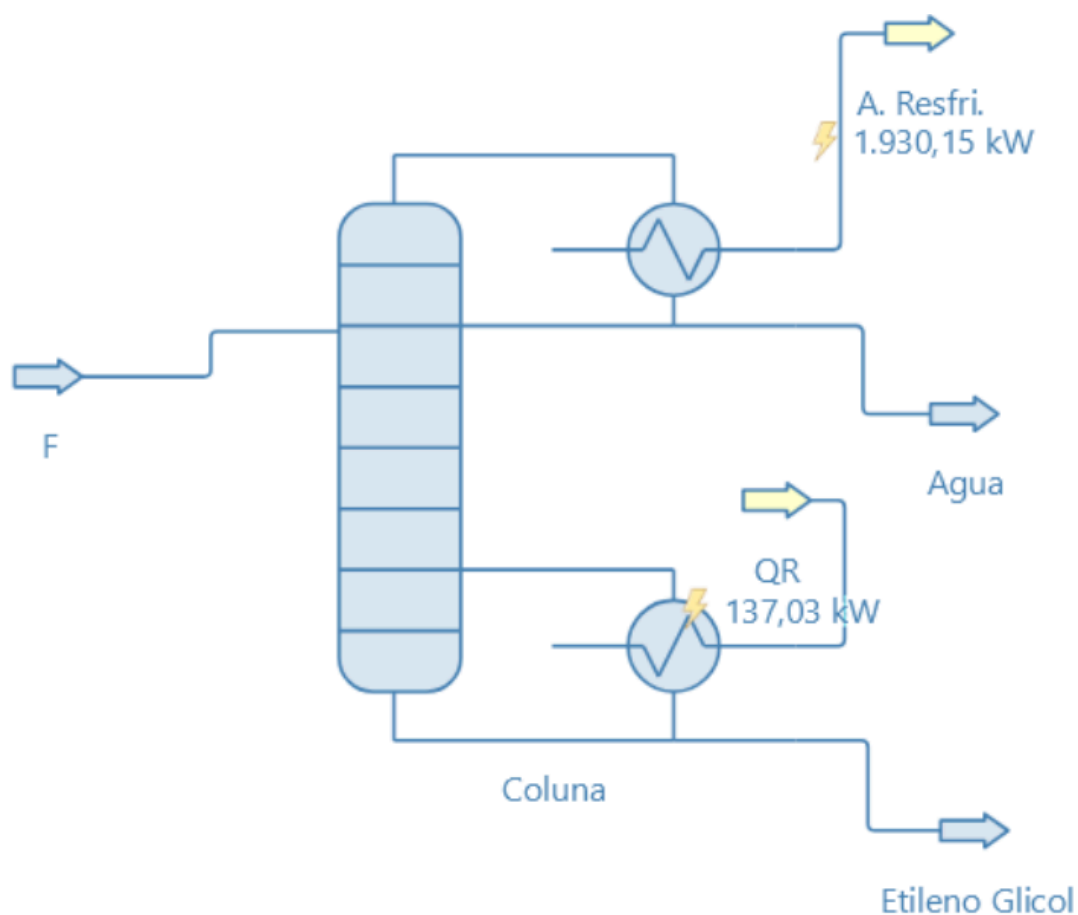
5.4.4 Coluna de destilação C-01

A coluna de destilação utilizada para separar a água do etilenoglicol foi dimensionada utilizando o simulador comercial DWSIM, a partir do qual analisamos o desempenho da coluna de destilação para a separação da mistura água/etilenoglicol, avaliando variáveis operacionais como número de estágios, razão de refluxo, composição dos produtos e consumo energético dos refeedores e condensadores, foi definida a mistura a ser separada (água/etilenoglicol), a faixa de pureza desejada para fundo que é nosso produto de interesse foi definida no mínimo em 99%, condições de alimentação (temperatura, pressão, frações mássicas) baseada no balanço material realizado e na literatura para separações do tipo, a escolha do modelo termodinâmico foi realizada com base nas características da

mistura. No DWSIM, selecionou-se um pacote termodinâmico apropriado, o NRTL. Assim, utilizou-se uma coluna de 5 pratos, com alimentação ótima no segundo prato a partir do topo. Foi definida no simulador a temperatura de saída da corrente de fundo da coluna em 192 °C.

Além disso, optou-se por uma coluna de pratos em vez de uma coluna recheada, pois esse tipo de equipamento facilita a limpeza quando o processo envolve fluidos que podem gerar incrustações ou carregar sólidos (TRINDADE; PAIVA, 2023).

Figura 7 - Simulação da coluna de destilação C-01 no DWSIM



Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

Figura 8 - Resultado obtido da simulação

Parâmetro	Valor	Unidade
Número de estágios	5	–
Queda de pressão da coluna	10000	Pa
Condenser Specification Value	192,42	–
Reboiler Specification Value	13,3	–
Global Stage Efficiency	N/D	–
Condenser Calculated Value	41,0625	–
Reboiler Calculated Value	3,69444	–
Altura estimada (Estimated Height)	3500	mm
Diâmetro estimado (Estimated Diameter)	1049,53	mm

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

A partir dessa simulação, encontramos que a dimensão dessa coluna seria de:

Altura 3,5 m

Diâmetro 1,05 m

5.5 Balanço energético

Para a estimativa preliminar do consumo energético do processo de despolimerização alcalina do PET, utilizou-se como referência os resultados apresentados em Trindade e Paula (2021), no qual o processo empregava solução de NaOH a 18% (p/p), temperatura de reação de 200 °C e pressão de 16 bar, conforme descrito por Karayannidis, Chatziavgoustis e Achilias (2002) além de 95% de conversão como média da conversão dos autores.

No referido estudo, esses parâmetros operacionais foram utilizados para estimar as

demandas de aquecimento e utilidades térmicas do sistema, e sua simulação termodinâmica havia sido previamente validada com base em dados da literatura.

No presente trabalho, embora as condições experimentais adotadas sejam distintas com uso de solução de NaOH a 30% (p/p), temperatura de reação de 100°C e conversão 88,63% optou-se por estimar a simulação de cálculo energético desenvolvida no estudo anterior.

Isso se justifica porque o modelo utilizado naquele estudo fornece um referencial metodológico sólido, já aplicado ao mesmo tipo de processo (hidrólise alcalina do PET) e com base em simulação de equipamentos equivalentes aos contemplados neste projeto (reator, trocadores, sistema de aquecimento e neutralização).

Assim, os valores do trabalho anterior não foram diretamente transpostos como resultados finais, mas empregados como estimativa comparativa.

Dessa forma, os dados energéticos provenientes do estudo anterior foram utilizados como guia metodológico, o que permitiu estruturar o balanço energético da planta deste projeto e orientar a ordem de grandeza esperada para o consumo térmico do processo. As diferenças de concentração de NaOH e de temperatura foram devidamente consideradas na discussão dos resultados, destacando-se que a demanda real de energia do processo em 100 °C é menor que aquela necessária para sistemas operando a 200 °C. Portanto, o reaproveitamento da simulação do documento prévio cumpre função exclusivamente comparativa, garantindo coerência metodológica e alinhamento com os procedimentos já consolidados para esse tipo de processo na literatura.

Tabela 2 - Balanço energético de aquecimento

Equipamento	Energia (kW)
Bombas (8x)	6,2*8=49,6
Trocador de aquecimento	185,7
Reator de despolimerização R-01 (camisa) (2x)	757*2= 1514

Equipamento	Energia (kW)
Refervedor da coluna de destilação	8577
Sistema de eletrodialise reversa (EDR)	150
TOTAL ENERGIA	10476 kW

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

Tabela 3 - Balanço energético de resfriamento

Equipamento	Energia (kW)
Reator de formação de TPA (R-02) - necessidade de resfriamento	2622
Condensador da coluna de destilação (COL-01)	5509
Trocador de resfriamento (HE-03)	3017
2° Trocador de resfriamento (estimado)	2000
TOTAL ENERGIA	13148 kW

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

5.6 Análise técnico-econômica

Para a estimativa de custos dos equipamentos principais, foi adotado o método de extrapolação por capacidade, que relaciona o custo de um equipamento com sua capacidade através de uma correlação exponencial. O fator R é um parâmetro empírico que depende do tipo de equipamento. Segundo Remer e Chai (1990, *apud* Mustafa, 2015), publicado na revista Chemical Engineering Progress, o fator R foi estipulado para os seguintes equipamentos.

Equação 3 - Relação entre o custo x capacidade x fator de extrapolação

$$\frac{\text{Custo}_2}{\text{Custo}_1} = \left(\frac{\text{Capacidade}_2}{\text{Capacidade}_1} \right)^R$$

Onde, R é o fator de extrapolação e depende de cada equipamento.

Tabela 4 - Fator de extrapolação para principais equipamento

Equipamento	R
Bomba centrífuga horizontal	0,98
Filtros de pressão	0,57
Reatores	0,74
Tanques	0,52
Torres	0,7
Vasos de pressão vertical	0,65
Vasos de pressão horizontal	0,6

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

5.6.1 Reator de despolimerização R-01

O volume total de cada reator de despolimerização R-01 é de 11,42 m³, fabricado em aço inoxidável. O projeto contempla 2 reatores idênticos, totalizando uma capacidade volumétrica de 22,84 m³.

Para o dimensionamento econômico, utilizou-se a metodologia de extrapolação de custos empregando um fator de extrapolação R = 0,74.

Partindo de um reator de referência de 10 m³ com custo base de 4500 dólares em 1990, resultando em um custo atualizado de 49608 dólares por reator em valores de 1990. Após correção monetária utilizando o índice *U.S. Department of Labor - Bureau of Labor Statistics*, obteve-se um investimento total FOB para os 2 reatores de 221978 dólares.

5.6.2 Reator de neutralização R-02

O volume total do reator de neutralização R-02 é de 1,0 m³, fabricado em aço

inoxidável. Para o dimensionamento econômico deste equipamento, utilizou-se um fator de extrapolação $R = 0,74$, que representa a sensibilidade do custo em relação à variação de capacidade para este tipo específico de reator.

Partindo de um reator de referência de 10 m^3 com custo base de 45.000 dólares em 1990, resultando em um custo atualizado de 8.001 dólares por reator em valores de 1990. Após correção monetária utilizando o índice *U.S. Department of Labor - Bureau of Labor Statistics*, obteve-se um custo unitário FOB de 17898 dólares por reator.

5.6.3 Vaso decantador D-01

Para vasos decantadores horizontais, utilizou-se um fator de extrapolação $R=0,60$, que representa a sensibilidade do custo em relação à variação de capacidade para vasos separadores.

Partindo de um vaso decantador de referência de 10 m^3 com custo base de 25000 dólares em 1990, resultando em um custo atualizado de 10.465 dólares por vaso em valores de 1990. Após correção monetária utilizando o índice *U.S. Department of Labor - Bureau of Labor Statistics*, o investimento total FOB para o decantador D-01 alcança 23410 dólares.

5.6.4 Coluna de destilação C-01

A coluna de destilação C-01 empregou-se um fator de extrapolação $R=0,70$, com custo base de 55000 dólares em 1990 (incluindo internos), resultando em um custo de USD 55380 dólares. Após correção monetária utilizando o índice *U.S. Department of Labor - Bureau of Labor Statistics*, obteve-se um investimento FOB de USD 123.914 por coluna.

5.6.5 Avaliação de custo geral do sistema

Tabela 5 - Custo de equipamentos

Equipamento	Quantidade	Volume	Custo unitário FOB USD	Custo Total FOB USD
Reator R-01	2	11,43 m ³	110989	221978
Reator R-02	1	1,0 m ³	17898	17898
Decantador D-01	1	2,2 m ³	23410	23410
Coluna de destilação C-01	1	3,03 m ³	123914	123914
			SOMA	387200

Fonte: Elaborado pelo autor, 2025.

A consideração de que o custo dos equipamentos principais (USD 387.200) representa apenas 25% do investimento total da planta é fundamentada na metodologia de estimativa de custos de instalação de plantas químicas, conforme apresentado na literatura especializada (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2003, *apud* MUSTAFA, 2015).

Segundo a tabela de Faixas dos Componentes de Custo em Instalações de Processos Múltiplos (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2003, *apud* MUSTAFA, 2015) o equipamento de processo representa tipicamente entre 25-40% do custo total direto. Ao adotar o valor conservador de 25%, estamos considerando o limite inferior deste intervalo, o que é apropriado quando se trabalha apenas com os equipamentos principais do processo (reatores R-01 e R-02, decantador D-01 e coluna de destilação C-01), sem incluir diversos outros componentes essenciais para a operação da planta. Os 75% restantes do investimento total contemplam: custos diretos adicionais como mão-de-obra de instalação, materiais do processo, tubulações, estruturas do processo e instrumentação. Portanto, aplicando esta metodologia, o investimento total estimado para implementação da planta seria de USD 1.548.800 valor que contempla os custos diretos. Vale lembrar que não estamos considerando nenhuma taxa de importação, seguros e fretes.^[21]

5.6.6 Viabilidade Técnica-Econômica

Para analisar a viabilidade técnico-econômica da planta de despolimerização de

PET, primeiro calculamos a receita anual bruta com base na capacidade produtiva anual de TPA e etilenoglicol e seus respectivos preços de mercado (IMARCGROUP, 2025b, 2025d).

Receita anual do TPA: $20.000 \text{ ton} \times \text{USD } 990/\text{ton} = \text{USD } 19.800.000$

Receita anual do Etilenoglicol: $5.897 \text{ ton} \times \text{USD } 565/\text{ton} = \text{USD } 3.331.805$

Receita total anual: $\text{USD } 23.131.805$

Em seguida, calculamos os custos operacionais anuais, divididos em quatro categorias principais: matérias-primas, energia, mão de obra e comercialização. Os custos de matérias-primas foram calculados multiplicando as vazões molares pelas massas molares dos compostos, pelo número de horas operacionais anuais e pelos preços unitários de mercado (IMARCGROUP, 2025a, 2025b, 2025c).

PET reciclado: $13,30 \text{ kgmol/h} \times 192 \text{ kg/kgmol} \times 7143 \text{ h} \times \text{USD } 1.097/\text{ton} = \text{USD } 17.780.000$

NaOH: $16,85 \text{ kgmol/h} \times 40 \text{ kg/kgmol} \times 7143 \text{ h} \times \text{USD } 670/\text{ton} = \text{USD } 3.230.000$

H₂SO₄: $19,02 \text{ kgmol/h} \times 98 \text{ kg/kgmol} \times 7143 \text{ h} \times \text{USD } 113,69/\text{ton} = \text{USD } 1.520.000$

Subtotal do custo de Matérias-Primas anual: $\text{USD } 22.530.000$

O custo de energia foi calculado com base no consumo energético total da planta, multiplicado pelas horas operacionais anuais e pelo preço da energia no Brasil^[21]:

Consumo total: $40.237,14 \text{ kW} \times 7.143 \text{ h/ano} = 287.453.000 \text{ kWh/ano}$

Custo: $287.453.000 \text{ kWh} \times \text{R\$ } 0,15/\text{kWh} = \text{R\$ } 43.117.950/\text{ano}$

Conversão para dólar: $\text{R\$ } 43.117.950/\text{ano} \times \text{USD}/\text{R\$ } 5,00 = \text{USD } 8.623.590/\text{ano}$

Subtotal Custo Energia: $\text{USD } 8.623.590/\text{ano}$

Os custos de mão de obra incluem operadores de planta e pessoal de laboratório. O custo de laboratório foi estimado como 15% do custo de operação, conforme prática comum na indústria química^[21]:

Operadores: $10 \text{ operadores} \times \text{USD } 3.500/\text{mês} \times 12 \text{ meses} = \text{USD } 420.000/\text{ano}$

Laboratório: $\text{USD } 420.000 \times 0,15 = \text{USD } 63.000/\text{ano}$

Subtotal custo de Mão de Obra: $\text{USD } 483.000/\text{ano}$

Os custos de comercialização incluem comissões de vendas, marketing, logística de

distribuição e despesas comerciais, estimados como percentual do faturamento 5%^[21]:

Custos comercialização: USD 23.131.805×0,05 = USD 1.156.590/ano

Subtotal Custo de Comercialização: USD 1.156.590/ano

Somando todos os custos operacionais calculados anteriormente, obtemos o custo total anual de operação da planta:

Custos de Matérias-Primas anual: USD 22.530.000

Custos de Energia anual: USD 8.623.590

Custos de Mão de Obra anual: USD 483.000

Custos de Comercialização anual: USD 1.156.590

Subtotal de custos operacionais anual: USD 32.793.180

Após calcular os custos operacionais anuais, o próximo passo para avaliar a viabilidade econômica do projeto foi determinar o investimento inicial necessário no ano zero ($t=0$), que representa o capital fixo requerido para construir e colocar a planta em operação. Foi considerado, com base em Peters, Timmerhaus e West (2003, *apud* Mustafa, 2015) equipamentos principais, instalação e montagem, instrumentação e controle, tubulação, estruturas e edificações, sistemas elétricos, terreno e preparação.

Investimento inicial da planta: USD 1.548.800

Frete e seguro (5%): USD 77.440

Subtotal investimento inicial da planta: USD 1.626.240

Importante mencionar que essa estimativa não inclui capital de giro, que seria o recurso adicional necessário para financiar as operações iniciais (estoque de matérias-primas, contas a receber, caixa operacional). Para esta análise de viabilidade, focamos primeiro no investimento fixo para avaliar se o projeto justifica sequer considerar o capital de giro adicional.

Com a receita anual, custos operacionais e investimento inicial calculados, procedemos à análise de viabilidade econômica do projeto, comparando os

resultados financeiros esperados com os recursos necessários através do resultado operacional bruto. O resultado operacional bruto é obtido pela diferença entre a receita anual total e os custos operacionais totais, sem considerar depreciação, impostos ou custos financeiros:

Receita: USD 23.131.805

Custos Operacionais: USD 32.793.180

Prejuízo operacional: USD -9.661.375/ano

O resultado negativo indica que a planta consome USD 9,66 milhões a mais do que gera anualmente em operação normal, revelando inviabilidade operacional antes mesmo de considerar o retorno sobre o investimento inicial.

No caso desta planta, a análise foi interrompida na primeira etapa, já que o resultado operacional bruto apresentou valor negativo de USD 9.661.375/ano, significando que a planta não consegue sequer cobrir seus custos operacionais básicos com a receita gerada.

Para que a planta atinja o ponto de equilíbrio operacional (break-even), onde a receita iguala os custos operacionais, seria necessário alterar significativamente uma das duas variáveis críticas: o preço de venda do TPA ou o custo de compra do PET reciclado.

Mantendo constante o preço do etilenoglicol (USD 565/ton) e todos os custos operacionais, o preço mínimo de venda do TPA deveria ser USD 1.473/ton para cobrir os custos totais da planta, representando um aumento de 48,8% sobre o preço atual de mercado de USD 990/ton. Isso torna o projeto comercialmente inviável, pois nenhum comprador industrial pagaria este valor por um TPA reciclado quando pode adquirir TPA petroquímico virgem por um preço mais baixo, especialmente considerando que não há diferenciação técnica ou de qualidade que justifique tal sobrecusto.

Alternativamente, mantendo os preços de venda atuais de mercado (TPA a USD 990/ton e EG a USD 565/ton), o custo máximo viável de compra do PET reciclado deveria ser USD 446/ton para que a planta opere no break-even. Porém, o preço atual de mercado do PET reciclado é USD 1.097/ton, representando um custo 146% superior ao máximo viável e exigindo uma redução de 59,3% (USD 651/ton) para atingir o break-even.

Esta análise revela uma inversão econômica em que o custo da matéria-prima reciclada (USD 1.097/ton) é superior ao preço de venda do produto final TPA (USD 990/ton), criando uma situação estruturalmente insustentável onde cada tonelada de PET processada gera prejuízo antes mesmo de considerar os demais custos operacionais, tornando o modelo de negócio inviável nas condições atuais de mercado.

A estrutura de custos da planta apresenta uma vulnerabilidade ao concentrar 95% dos custos operacionais em matérias-primas (68,7%) e energia (26,3%), tornando o projeto extremamente sensível a flutuações de preços desses insumos.

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O presente trabalho teve como objetivo avaliar a viabilidade da despolimerização alcalina do poli(tereftalato de etileno) (PET) para recuperação dos monômeros ácido tereftálico (TPA) e etilenoglicol (EG), integrando investigação experimental e projeto de uma planta química.

A partir dos ensaios realizados, verificou-se que a concentração de NaOH, a temperatura e o tempo de reação influenciam significativamente o rendimento da hidrólise alcalina. O melhor compromisso técnico-econômico atingiu 88,63% de conversão, desempenho considerado adequado para aplicações industriais e coerente com valores relatados na literatura.

A planta projetada para 20kt/ano de produção de TPA apresenta configuração tecnicamente consistente, utilizando equipamentos convencionais e com balanços de massa e energia adequados.

A análise técnico-econômica demonstrou que o investimento para implantação da planta nas condições propostas é significativo (USD 32.793.180), sobretudo devido ao uso de equipamentos de grande porte, matérias primas de alto custo e energia elétrica. Para que a planta seja viável, o custo do PET reciclado precisaria cair 59,3%, o que é extremamente improvável nas condições atuais de mercado, criando uma situação estruturalmente insustentável onde cada tonelada de PET processada gera prejuízo antes mesmo de considerar os demais custos operacionais.

Ainda assim, a recuperação de monômeros de alto valor agregado, aliada à redução da dependência de matérias-primas, sugere que o processo apresenta potencial econômico promissor quando operado em escala otimizada como na recuperação

de reagentes em excesso, implementação de energias renováveis e a produção simultânea de Na_2SO_4 como subproduto que poderá agregar valor, ampliando a viabilidade financeira da unidade.

Adicionalmente, a viabilidade do projeto poderia ser melhorada através de incentivos governamentais para reciclagem química, como subsídios para aquisição de PET reciclado e isenções fiscais para tecnologias de economia circular para fomentar a transição para uma economia mais sustentável.

7. REFERÊNCIAS

- ABIPLAST. Reciclagem de plásticos no Brasil: estudo aponta índice de 24,3% para as embalagens em 2023. **ABIPLAST**, 2024. Disponível em: <<https://www.abiplast.org.br/noticias/reciclagem-de-plasticos-no-brasil-estudo-aponta-indice-de-243-para-as-embalagens-em-2023/>>. Acesso em: 05 dez. 2025.
- ALI, U.; SHAMSUDDIN, I. M.; ZULKIFLI, N. A. Application of electro dialysis in the removal and recovery of sodium hydroxide from industrial wastewater. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 10, n. 5, p. 108781, 2022.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA QUÍMICA. ABIQUIM. **Anuário da indústria química brasileira**. São Paulo: ABIQUIM, 2011.
- BARREDO, Asier; ASUETA, Asier; AMUNDARAIN, Izotz; LEIVAR, Jon; MIGUEL-FERNÁNDEZ, Rafael; ARNAIZ, Sixto; EPELDE, Eva; LÓPEZ-FONSECA, Rubén; GUTIÉRREZ-ORTIZ, José Ignacio. Chemical recycling of monolayer PET tray waste by alkaline hydrolysis. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, [S.l.], v. 11, 116859, 2023. Disponível em: <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2213343723005626>>. Acesso em: 05 dez. 2025.
- CAO, Fan; WANG, Liyan; ZHENG, Rongrong; GUO, Liying; CHEN, Yanming. **CHECALC**, Chemical Engineering Calculations, s.d.. Disponível em: <<https://www.chealc.com/index.html>> . Acesso em: 05 dez 2025.
- CHEN, J. et al. Electrodialysis treatment of alkaline terephthalate solutions in PET chemical recycling processes. **Separation and Purification Technology**, v. 308, p. 122032, 2023.
- COUCEIRO, Paulo Rogério da Costa; BRITO, Walter Ricardo; LEITE, Ygor Geann dos Santos; FIGUEIREDO, Suelânia Cristina Gonzaga de. **Ciência dos Materiais: pesquisas e desenvolvimento no âmbito da UFAM** [online]. Belo Horizonte: Editora Poisson, 2021. ISBN 978-65-5866-135-1. Disponível em: <https://livros.poisson.com.br/individuais/Ciencia_dos_Materiais/Ciencia_dos_Materiais.pdf>. Acesso em: 05 dez. 2025.
- DORATIOTTO, Cristiane Priscila; NASCIMENTO, Ana Paula Branco do; GOZZI, Marcelo Pupim; FERREIRA, Maurício Lamano. **Reciclagem de PET (Polietileno Tereftalato) no Brasil**. In: XIV Encontro Latino Americano de Iniciação Científica e X Encontro Latino Americano de Pós-Graduação – Universidade do Vale do Paraíba, 14., 2010, São José dos Campos. Anais [...]. São José dos Campos: Universidade do Vale do Paraíba, 2010. Disponível em: <https://www.inicepg.univap.br/cd/INIC_2010/anais/arquivos/0908_0985_01.pdf>. Acesso em: 5 dez. 2025.
- DWSIM – **Open-Source Chemical Process Simulator**. [online]. Disponível em: <<https://dwsim.org/>>. Acesso em: 05 dez. 2025.
- FERREIRA, Nildo Carlos Oliveira. Os estudos de impacto da COMPERJ. **Revista O**

Empreiteiro [online], 14 jan. 2011. Disponível em: <<https://revistaoe.com.br/new/os-estudos-de-impacto-da-comperj/>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

FERREIRA, Raquel. **PET reciclada custa mais do que a resina. *Um Só Planeta***, 26 jan. 2022. Disponível em: <<https://valor.globo.com/um-so-planeta/noticia/2022/01/26/pet-reciclada-custa-mais-d-o-que-a-resina.ghtml>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

FONSECA, Talitha Granja; DE ALMEIDA, Yeda Medeiros Bastos; VINHAS, Glória M. **Reciclagem química do PET pós-consumo: caracterização estrutural do ácido tereftálico e efeito da hidrólise alcalina em baixa temperatura. *Polímeros: Ciência e Tecnologia***, São Carlos, v. 24, n. 5, p. 567–571, out. 2014. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/po/a/fcCWRDBrrbqn9FkX85R5Sks/?format=pdf&lang=pt.>> Acesso em: 05 dez. 2025.

GREEN, D. W.; SOUTHARD, M. Z. (Ed.). **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 9th ed. New York: McGraw-Hill Education, 201

IMARCGROUP. **Recycled PET Price Trend**. [S. l.]: IMARC Group, 07, aug. [2025a]. Disponível em: <<https://www.imarcgroup.com/News/recycled-pet-price-trend>>. Acesso em: 20 de novembro de 2025.

IMARCGROUP. **Caustic Soda Glycol Pricing Report**. [S. l.]: IMARC Group. 2025b. Disponível em: <<https://www.imarcgroup.com/mono-ethylene-glycol-pricing-report>>. Acesso em: 20 de novembro de 2025.

IMARCGROUP. **Sulfuric Acid Pricing Report**. [S. l.]:IMARC Group. Disponível em: <<https://www.imarcgroup.com/sulfuric-acid-pricing-report>>. 2025c. Acesso em: 20 de novembro de 2025.

IMARCGROUP. **Terephthalic Acid Prices**, Trend, Chart, Demand, Market Analysis, News, Historical and Forecast Data Report 2025 Edition. 2025d. Disponível em: <<https://www.imarcgroup.com/terephthalic-acid-pricing-report>> Acesso em: 06 dez. 2025.

KARAYANNIDIS, G. P.; CHATZIAVGoustis, A. P.; ACHILIAS, D. S. Poly(ethylene terephthalate) recycling and recovery of pure terephthalic acid by alkaline hydrolysis. **Advances in Polymer Technology**, v. 21, n. 4, p. 250–259, 2002.

MANCINI, Sandro. D.; ZANIN, Maria. Influência de meios reacionais na hidrólise de PET pós-consumo. **Polímeros: Ciência e Tecnologia**, São Carlos, v. 12, n. 1, p. 34–40, 2002. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/po/a/rtgDdp3nxYHJLptnZYScBpM/?format=pdf&lang=pt.> > Acesso em: 05 dez. 2025.

MARTINS, Carlos. **Análise de Investimentos (Payback, VPL, TIR)**. Consultor Carlos Martins [online]. s.d. Disponível em: <https://www.carlosmartins.com.br/_bizplan/bizplan24.htm#:~:text=Se%20o%20VPL>

%20for%20maior%20que%20zero%2C%20a%20empresa%20obter%2C%20a%20riqueza%20dos%20seus%20propriet%2C%20rios.&text=Determina%20o%20rendimento%20proporcionado%20pelo,per%2C%20ADodo%20(mensal%20ou%20anual)>. Acesso em: 05 dez. 2025.

MUSTAFA, George de Souza. **Livro de Avaliação econômica de projetos industriais**. 2015.

PEREIRA, Ewerton Luiz Santos. **Química circular e o reaproveitamento do PET: um estudo de caso**. Trabalho de Conclusão de Curso — Bacharelado em Química, Universidade Federal do ABC, 2023. Disponível em: <https://ccnh.ufabc.edu.br/arquivos/CENTRAL/4.Ensino/TCC/Ewerton_Luiz_Santos_Pereira_versao_final_TCC_BacQui_2023.1.pdf>. Acesso em: 05 dez. 2025.

QIAN, Xin. **Research and progress of chemical depolymerization of waste PET and high-value application of its depolymerization products**. *RSC Advances*, Cambridge, v. 12, p. 31564–31576, 2022. DOI: 10.1039/D2RA06499E. Disponível em: <<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2022/ra/d2ra06499e>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

ROMÃO, Wanderson; SPINACÉ, Márcia A. S.; DE PAOLI, Marco-A. Poli(tereftalato de etileno), **PET: uma revisão sobre os processos de síntese e degradação**. *Polímeros: Ciência e Tecnologia*, São Paulo, v. 19, n. 4, p. 255-265, 2009. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/po/a/M977rShFktsw4DpHbqk6KYN/?format=pdf&lang=pt>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

SANTOS, Carmen; GONÇALVES, Ana Cristina; CINTRA, Alessandra; SILVA, Luís Antônio; ROSSI, Alexandre; OLIVEIRA, Herenilton; ALVES, Valéria. **Processo de reciclagem química de PET em meio alcalino**: efeito da concentração do íon hidróxido, da cor do PET e do tempo de reação. *Revista Matéria (RMAT)*, Rio de Janeiro, v. 23, n. 4, p. 121-130, 2018. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/rmat/a/3sjdgpsF87PzJcgL48tDx8F/?format=pdf&lang=pt>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

SPINACÉ, Márcia Aparecida da Silva; PAOLI, Marco Aurélio de. **A tecnologia da reciclagem de polímeros**. *Química Nova*, Campinas, v. 28, n. 1, p. 65–72, 2005. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/qn/a/bTLkNHwGnpsj4SWWjgLB49L/>>. Acesso em: 5 dez. 2025.

THE EDITORS OF ENCYCLOPAEDIA BRITANNICA. **Polyethylene terephthalate**. *Encyclopaedia Britannica*, 2025. Disponível em: <<https://www.britannica.com/science/polyethylene-terephthalate>>. Acesso em: 5 dez. 2025.

TRINDADE, Bruna; PAIVA, Laura. **Dimensionamento de uma planta de reciclagem química de pet via hidrólise alcalina**. 2023. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado/Graduação) — Engenharia Química, Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2023. Disponível em: <[https://app.uff.br/riuff/bitstream/handle/1/24608/TCC%20-%20Bruna%20Trindade%](https://app.uff.br/riuff/bitstream/handle/1/24608/TCC%20-%20Bruna%20Trindade%20)>

20e%20Laura%20Paiva.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 05 dez. 2025.

VEDOVELLO, Marcos Paulo. CASANOVA, Adriana Seraphin Veiga. Estudo da despolimerização do Poli(Tereftalato De Etileno) via Hidrólise Alcalina. **Revista Científica Multidisciplinar Núcleo do Conhecimento**. Ano 04, Ed. 08, Vol. 02, pp. 181-214. Agosto de 2019. Disponível em: <<https://www.nucleodoconhecimento.com.br/engenharia-quimica/despolimerizacao-d-o-poli>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

WATERTECH SOLUTIONS. **Electrodialysis Reversal** – EDR, s.d.. Disponível em: <<https://www.watertechsolutions.com.br/products/electrodialysis-reversal-edr>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

YANG, Y. et al. **Chemical Recycling of PET Waste via Alkaline Hydrolysis: Process Optimization and Glycol Recovery**. Journal of Cleaner Production, v. 334, p. 130226, 2022.

ZANIN, Maria; MANCINI, Sandro Donnini. **A Reciclagem de Plásticos**. In: Resíduos plásticos e reciclagem: aspectos gerais e tecnologia [online]. São Carlos: EdUFSCar, 2015, pp. 84-136. Resíduos plásticos e reciclagem: aspectos gerais e tecnologia [online]. São Carlos: EdUFSCar, 2009. eISBN 978-8576003601. Disponível em: <<https://books.scielo.org/id/x6mh4/pdf/zanin-9788576003601-04.pdf>>. Acesso em: 05 dez. 2025.

APÊNDICE

Constam, nesta seção, o Process Flow Diagram e o balanço de massa construídos no LucidChart, conforme descrito no Capítulo 5. As tabelas anexas apresentam todas as correntes com suas principais propriedades e suas composições mássicas além da identificação dos equipamentos.

