

CENTRO DE TECNOLOGIA DA INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA SENAI: CENTRO DE TECNOLOGIA DA
INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL

Nikole Klotz Rabello Cordeiro

Avaliação técnica e econômica de uma usina de pirólise catalítica de resíduos plásticos

Rio de Janeiro

2022



SENAI CETIQT



#6c9fb632-1a0e-404f-b7b0-60a42bccbea2

Nikole Klotz Rabello Cordeiro

Avaliação técnica e econômica de uma usina de pirólise catalítica de resíduos plásticos

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Orientador(a): Alex Vazzoler.

Rio de Janeiro

2022

Cordeiro, Nikole Klotz Rabello

Avaliação técnica e econômica de uma usina de pirólise catalítica de resíduos plásticos/ Nikole Klotz Rabello Cordeiro – 2022.
105 . f. : il.

Orientador: Alex Vazzoler

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) –
Faculdade SENAI CETIQT, Rio de Janeiro, 2022.

1. Pirólise. 2. Resíduos plásticos. 3. Viabilidade Econômica. I. Vazzoler, Alex (Orientador) . II. SENAI CETIQT. III. Título .

Nikole Klotz Rabello Cordeiro

Avaliação técnica e econômica de uma usina de pirólise catalítica de resíduos plásticos

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Aprovada em:

Aprovado por:

Orientador: Alex Vazzoler, Doutor, SENAI CETIQT

Banca Examinadora:

Héctor Napoleão Cozendey da Silva, Doutor, SENAI CETIQT

Lizandro de Sousa Santos, UFF

Rafael da Silva Araújo, Doutor, SENAI CETIQT

Rio de Janeiro

2022

Dedico este trabalho à minha estimada família
que me apoiou e incentivou a realizá-lo.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por ter me concedido forças suficientes para conquistar este mérito de me graduar nesta renomada profissão de engenharia química.

Agradeço sobretudo aos meus amados pais e avós que me ensinaram valores inestimáveis, apoiaram, incentivaram e me deram suporte para propiciar conquistas e superar obstáculos nessa jornada em busca da minha formação profissional.

No entanto, acredito que esse é o início de uma nova etapa onde poderei aplicar meus conhecimentos teóricos e práticos buscando contribuir com a área científica.

Agradeço, também ao meu tio que foi uma inspiração na escolha dessa profissão e que me norteou por diversas vezes.

Agradeço a todos os professores que ministraram, com dedicação e eficiência, uma enorme bagagem cultural e tecnológica.

Agradeço à minha professora de Projetos II e ao meu orientador do trabalho de conclusão de curso (TCC), pelos ensinamentos e motivação que propiciaram, com muita eficácia e talento, a realização deste trabalho final.

*“Todos os nossos sonhos podem se realizar, se
tivermos a coragem de persegui-los”
(Walt Disney)*

RESUMO

O descarte inadequado de materiais plásticos precisa ser minimizado através de atitudes mais sustentáveis, visando-se manter o equilíbrio ecológico para atingir-se um futuro sustentável. O presente trabalho tem o propósito de verificar a viabilidade técnica e econômica da implantação de uma unidade de pirólise catalítica de resíduos plásticos provenientes dos RSU (Resíduos sólidos urbanos). Indicadores de retorno financeiro como a Taxa Interna de Retorno (TIR), Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Mínima de Atratividade (TMA), Fluxo de caixa e *payback* auxiliarão através do fornecimento de valores que subsidiarão a decisão de implantação ou não do projeto considerado. Por intermédio destes, foi apontado a viabilidade técnica e econômica da planta. A pretexto de que os indicadores de retorno apresentaram resultados satisfatórios como uma TIR de 68% e VPL de US\$ 132.232.022, considerando um processo com capacidade de 100.000 kg/h de resíduos plásticos e uma TMA de 15%. Além disso, presume-se que o investimento inicial apresentou um valor subestimado, visto que o *payback* descontado apresentou, aproximadamente, 4 meses e, por conseguinte, o tempo para o início do retorno do investimento seria em menos de um ano. As análises de sensibilidade realizadas para o projeto apresentaram os valores de VPL de US\$ 51.873.054 e TIR 49,1% para a capacidade de 50.000 kg/h de resíduos plásticos e VPL de US\$ 91.682.816 e TIR 60,1% para a capacidade de 75.000 kg/h. Tais dados comprovam a viabilidade da planta tanto para a capacidade de 50.000 kg/h, quanto para 75.000 kg/h. A planta proporciona uma alternativa para o tratamento de resíduos plásticos e os produtos obtidos por este processo (GLP, gasolina e diesel), em concordância com a literatura, apresentam características semelhantes aos de combustíveis convencionais petroquímicos. Deve-se considerar que o estudo foi aplicado para uma fase preliminar do projeto e seria necessário o orçamento mais realista para se ter a real dimensão financeira do projeto.

Palavras-chave: Pirólise; Resíduos plásticos; Viabilidade Econômica.

ABSTRACT

The inappropriate disposal of plastic materials needs to be minimized through more sustainable attitudes, aiming to maintain the ecological balance to achieve a sustainable future. This work has the purpose of verifying the technical and economic feasibility of implementing a catalytic pyrolysis unit for plastic waste from MSW (Solid Urban Waste). Financial return indicators such as the Internal Rate of Return (IRR), Net Present Value (NPV), Minimum Attractiveness Rate (TMA), Cash flow and payback will help by providing values that will support the decision to implement or not the project considered. Through these, the technical and economic viability of the plant was pointed out. On the pretext that the return indicators showed satisfactory results, such as an IRR of 68% and a NPV of US\$ 132,232,022, considering a process with a capacity of 100,000 kg/h of plastic waste and a TMA of 15%. In addition, it is assumed that the initial investment was underestimated, since the discounted payback was approximately 4 months and, therefore, the time for the beginning of the return on investment would be less than a year. Sensitivity analyzes carried out for the project showed NPV values of US\$ 51,873,054 and IRR 49.1% for a capacity of 50,000 kg/h of plastic waste and NPV of US\$ 91,682,816 and IRR 60.1% for the capacity of 75,000 kg/h. Such data prove the viability of the plant both for the capacity of 50,000 kg/h and for 75,000 kg/h. The plant provides an alternative for the treatment of plastic waste and the products obtained by this process (LPG, gasoline and diesel), in agreement with the literature, have characteristics similar to those of conventional petrochemical fuels. It must be considered that the study was applied to a preliminary phase of the project and the most realistic budget would be necessary to have the real financial dimension of the project.

Keywords: Pyrolysis; Plastic waste; Economic viability.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Massa de resíduos sólidos urbanos no brasil por tipo de tratamento por ano.....	22
Figura 2.2 - Composição percentual média dos RSU do brasil no ano de 2019.....	23
Figura 2.3 – Diagrama esquemático do processo de reciclagem mecânica.....	27
Figura 2.4 – Diagrama esquemático do processo de reciclagem química.....	28
Figura 3.1 – Simulação base	38
Figura 3.2 – Especificações e variáveis conhecidas dos trocadores de calor.....	40
Figura 3.3 – Reações de combustão.....	43
Figura 3.4 – Especificações de cada coluna de destilação.....	44
Figura 3.5 – Simulação complementar.....	49
Figura 3.6 – Processo desconsiderado.....	53
Figura 4.1 – Distribuição dos custos dos equipamentos.....	74
Figura 4.2 – Distribuição dos custos por categoria.....	75
Figura 4.3 – Fluxo de caixa descontado.....	78
Figura 4.4 – Valor presente líquido no horizonte de 10 anos.....	80
Figura 4.5 – Ponto de equilíbrio.....	81
Figura 4.6 – Fluxo de caixa descontado após a aplicação do fator de redução.....	85

LISTA DE TABELAS E QUADROS

Tabela 3.1 – Composição dos componentes presentes na carga plástica.....	39
Tabela 3.2 – Rendimentos configurados no reator de pirólise.....	41
Tabela 3.3 – Composição da fração gasosa da corrente C1-FEED.....	46
Tabela 3.4 – Composição das parafinas e olefinas da corrente C1-FEED.....	47
Tabela 3.5 – Composição dos aromáticos e naftênicos da corrente C1-FEED.....	48
Tabela 3.6 – Especificações dos equipamentos.....	52
Tabela 3.7 – Sistema de classificação de estimativas de custos.....	54
Tabela 3.8 – Vasos verticais.....	60
Tabela 3.9 – Ciclone.....	62
Tabela 3.10 – Compressores.....	62
Tabela 3.11 – Bomba centrífuga.....	63
Tabela 3.12 – Valor do CEPCL.....	64
Tabela 3.13 – Valor hora homem por cargo.....	66
Tabela 3.14 – Custo da matéria prima.....	67
Tabela 3.15 – Custo das utilidades.....	67
Tabela 3.16 – Preço de mercado dos produtos.....	69
Tabela 3.17 – Índices técnicos.....	70
Tabela 4.1 – Custo dos equipamentos.....	73
Tabela 4.2 – Correção da inflação.....	74
Tabela 4.3 – CAPEX.....	75
Tabela 4.4 – OPEX.....	76
Tabela 4.5 – Produtos.....	76
Tabela 4.6 – Fluxo de caixa da fase de implementação.....	78
Tabela 4.7 – Fluxo de caixa do primeiro ano da fase de operação.....	79
Tabela 4.8 – Análise do VPL a partir da produção.....	81
Tabela 4.9 – Indicadores de retorno financeiro.....	82
Tabela 4.10 – Análise de sensibilidade.....	84
Tabela 4.11 – Aplicação do fator de redução nos preços dos produtos.....	85
Quadro 2.1 – Principais características e aplicações de alguns tipos de plásticos.....	24
Quadro 2.2 – Vantagens e desvantagens da pirólise catalítica de resíduos plásticos.....	30

Quadro 3.1 – Equipamentos do processo.....	37
Quadro 3.2 - Equipamentos da simulação complementar.....	50
Quadro 3.4 – CAPEX.....	57
Quadro 3.5 –Equipamento considerados.....	58
Quadro 3.6 – OPEX.....	65

SUMÁRIO

1.CAPÍTULO 1- INTRODUÇÃO.....	14
1.1 INTRODUÇÃO – TEMA E PROBLEMATIZAÇÃO.....	14
1.2 OBJETIVOS.....	16
1.2.1 Objetivo geral.....	16
1.2.2 Objetivos específicos.....	16
1.3 JUSTIFICATIVA.....	17
1.4 DELIMITAÇÃO DO TRABALHO.....	17
2.CAPÍTULO 2- FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	18
2.1 APLICAÇÃO DA POLÍTICA DOS 5R’S PARA A REDUÇÃO DE RESÍDUOS.....	18
2.1.1 Repensar.....	19
2.1.2 Recusar.....	19
2.1.3 Reduzir.....	19
2.1.4 Reutilizar	20
2.1.5 Reciclar.....	20
2.2 COMPOSIÇÃO E CLASSIFICAÇÃO DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS.....	22
2.3 CARACTERÍSTICAS E PROPRIEDADES DOS PLÁSTICOS.....	23
2.4 RECICLAGEM DOS PLÁSTICOS.....	25
2.4.1 Reciclagem mecânica.....	26
2.4.2 Reciclagem química	27
2.4.2.1 Pirólise.....	28
2.4.2.1.1 Pirólise catalítica.....	29
2.5 ANÁLISES TÉCNICA E ECONÔMICA	30
2.5.1 Valor presente líquido (VPL)	31
2.5.2 Taxa interna de retorno (TIR)	32
2.5.3 Taxa mínima atrativa (TMA)	33

2.5.4 Payback.....	34
3. CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA.....	35
3.1 CRITÉRIOS PARA A ESCOLHA DA SIMULAÇÃO.....	35
3.2 SIMULAÇÃO DO PROCESSO.....	36
3.3 SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR.....	46
3.4 MATURIDADE E METODOLOGIA DO ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÓMICA.....	54
3.5 ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO.....	55
3.5.1 Trocadores de calor.....	59
3.5.2 Reator de pirólise.....	59
3.5.3 Reator estequiométrico.....	60
3.5.4 Colunas de destilação.....	61
3.5.5 Ciclone.....	61
3.5.6 Compressor.....	62
3.5.7 Bomba centrífuga.....	63
3.5.8 Correção da inflação com o índice de CEPCI.....	63
3.6 ESTUDO DOS CUSTOS DE OPERAÇÃO – OPEX.....	64
3.6.1 Estimativa do custo de mão de obra.....	65
3.6.2 Estimativa dos custos da matéria prima.....	66
3.6.3 Estimativa do custo de utilidades.....	67
3.7 ESTUDO DA RECEITA.....	68
3.7.1 Preço mínimo de venda.....	69
3.8 ÍNDICES TÉCNICOS (IT)	70
3.9 FLUXO DE CAIXA.....	71
3.10 METODOLOGIA PARA A ANÁLISE DE SENSIBILIDADE.....	71
4. CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	73
4.1 CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS.....	74
4.2 INVESTIMENTO E CUSTOS	75

4.3 RECEITA E LUCRO.....	77
4. ANÁLISE DO FLUXO DE CAIXA.....	77
4.5 PONTO DE EQUILÍBRIO.....	78
4.6 RESULTADOS DE VIABILIDADE ECONÔMICA.....	82
4.7 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE.....	83
4.8 ANÁLISE DO PREÇO MÍNIMO DE VENDA.....	84
5. CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO.....	86
5.1 CONCLUSÃO.....	86
5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	87
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	88
APÊNDICE A – FLUXO DE CAIXA PRINCIPAL PARA 100.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS.....	93
APÊNDICE B – FLUXO DE CAIXA do cenário 1 PARA 75.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS.....	94
APÊNDICE C – FLUXO DE CAIXA do cenário 2 PARA 50.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS.....	95
APÊNDICE D – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DA COLUNA DE DESTILAÇÃO COL-5.....	96
APÊNDICE E – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DA COLUNA DE DESTILAÇÃO COL-6.....	97
APÊNDICE F – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO CONDENSADOR COND-1.....	98
APÊNDICE G – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO CONDENSADOR COND-2.....	99
APÊNDICE H – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO REBOILER REB-1.....	100
APÊNDICE I – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO REBOILER REB-2.....	101
APÊNDICE J – FLUXO DE CAIXA APÓS APLICAÇÃO DO FATOR DE VARIAÇÃO DOS PREÇOS DOS PRODUTOS.....	102
ANEXO A – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE.....	103
ANEXO B – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)	104
ANEXO C – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)	105
ANEXO D – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)	106

CAPÍTULO 1- INTRODUÇÃO

1.1 INTRODUÇÃO - TEMA E PROBLEMATIZAÇÃO

Cada vez mais nota-se a presença frequente dos plásticos em nosso cotidiano, por ser um material de baixo custo de produção, com boa resistência a temperaturas elevadas e versáteis. Além disto, possibilita a fabricação de inúmeras peças com a maior diversidade de cores, formatos e tamanhos (SILVEIRA, 2021).

Mundialmente conhecido e utilizado, tal material vem tendo seu consumo e suas demandas aumentadas ao longo dos anos, causando preocupações acerca de seu impacto ambiental (SILVA; SANTOS; SILVA, 2013).

O crescimento desenfreado e descontrolado induz ao aumento de resíduos plásticos, ocasionando prejuízos ambientais e à saúde pública. Baixa qualidade do ar, poluição hídrica, contaminação dos solos, ingestão indesejada de micro e nanoplásticos são alguns dos exemplos derivados da poluição dos plásticos.

De acordo com a Constituição Federal do Brasil no artigo 225, “é dever do Poder Público e de toda a Coletividade preservar e defender o meio ambiente para as presentes e futuras gerações”. Diante disso, pondera-se que é dever e responsabilidade de todos preservar o planeta em que vivemos e zelar para ter um futuro sustentável.

Com base no estudo realizado pela WWF (2019), o Brasil é o quarto maior produtor de lixo plástico no mundo com cerca de 11,3 milhões de toneladas de resíduos. Destaca-se, também, que apenas 145 mil toneladas são recicladas no Brasil. Se não houver nenhuma mudança na diminuição da poluição ocasionadas pelos plásticos em nível mundial, mais de 104 milhões de toneladas de plástico irão poluir os ecossistemas até 2030.

É de suma importância que medidas sejam tomadas, o mais breve possível, para a preservação do equilíbrio ecológico.

"Nosso método atual de produzir, usar e descartar o plástico está fundamentalmente falido. É um sistema sem responsabilidade, e atualmente opera de uma maneira que, praticamente, garante que volumes cada vez maiores de plástico vazem para a natureza", afirma Marco Lambertini, Diretor-Geral do WWF (2019).

O diretor cita a famosa economia linear que, infelizmente, predomina na trajetória de um produto. Tal metodologia vai contra os princípios adotados na economia circular, visto que se respalda na extração, produção, uso e descarte de recursos naturais e insumos, conforme explica o CEO da Boomeria no artigo publicado no portal Terra (2020).

A economia circular surge como alternativa ao modelo econômico linear, no qual, a ideia é depender menos de matéria-prima virgem, priorizando insumos mais duráveis, recicláveis e renováveis. Na prática, a economia circular implica na redução do desperdício ou dos resíduos ao mínimo, uma vez que quando um produto chega ao fim do seu ciclo de vida, os seus materiais são mantidos dentro da economia, através do uso da reciclagem, permitindo a criação de mais valor ao mesmo e possibilitando a produção de novos produtos a partir destes (TERRA, 2020).

No que tange aos resíduos sólidos urbanos (RSU), a reciclagem é vista como uma das soluções viáveis que se enquadram nos princípios da economia circular para diminuição dos problemas ambientais que estes causam.

Os RSU são divididos em duas categorias, resíduos orgânicos e recicláveis. Este último possui uma fração correspondente aos resíduos plásticos, foco do trabalho em questão (SINIR, 2019).

Vale ressaltar que os plásticos possuem baixas taxas de degradabilidade, sendo assim, sua permanência na natureza pode levar centenas de anos. Por este motivo, providências devem ser tomadas visando a destinação correta e aproveitamento desses resíduos. Desta forma, uma das soluções viáveis é a reciclagem e a conscientização populacional sobre os riscos que este material pode proporcionar para a natureza (DUAILIBE, 2018).

A reciclagem de materiais apresenta um papel fundamental na economia circular, em virtude de atender um de seus princípios que é a circularidade. A Circularidade pode ser traduzida como o reaproveitamento inteligente dos resíduos em usos industriais contínuos, ou seja, reintroduz o material pós-consumo novamente na linha de produção. Vale salientar que a economia circular tem como objetivo, uma gestão adequada dos recursos naturais e propor soluções mais eficientes para garantir o desenvolvimento sustentável.

Existem três tipos de reciclagem, são elas: mecânica, energética e química. Vale salientar que muitos estudos vêm sendo conduzidos para o desenvolvimento de tecnologias de baixo custo e eficientes para a reciclagem química (DUAILIBE, 2018).

A reciclagem química apresenta-se como uma alternativa viável para a solução do aproveitamento dos resíduos de plásticos, tendo em vista que o material em questão possui elevados potenciais energéticos e químicos (DUAILIBE, 2018).

Diante deste contexto, o presente trabalho propõe um levantamento através de pesquisa bibliográfica da fração plástica contida nos resíduos sólidos urbanos. Com destaque para uma das técnicas mais promissoras da reciclagem química deste material, a pirólise, que consiste na decomposição térmica na ausência de ar, complementando com a realização de um estudo de viabilidade técnica e econômica.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo geral

O presente trabalho tem por intuito a realização de um estudo de viabilidades técnica e econômica (EVTE) de um processo de reciclagem química da fração plástica derivada dos resíduos sólidos urbanos, comumente conhecidos a partir da sigla RSU, por meio do processo de pirólise.

1.2.2 Objetivos específicos

Serão realizadas as seguintes estimativas:

- Levantamento dos custos necessários para a elaboração do CAPEX e OPEX do projeto.
- Montagem do fluxo de caixa descontado.
- Realizar análises de sensibilidades em diferentes cenários.

1.3 JUSTIFICATIVA

A falta de uma destinação final adequada aos resíduos plásticos gera problemas ambientais bastante significativos para o meio ambiente.

A literatura aborda de forma extensiva a reciclagem de plásticos, segundo Duailibe (2018), visando a busca de novos métodos mais eficientes, ou o aprimoramento dos existentes.

Diante dos elementos previamente expostos, será proposto um estudo de viabilidades técnica e econômica para a reciclagem química, via pirólise, da fração plástica derivada dos resíduos sólidos urbanos (RSU). Tal estudo, será precedido de uma pesquisa bibliográfica dos plásticos derivados dos RSU e de uma abordagem que destaca a importância da conscientização populacional e das empresas sobre os impactos prejudiciais que um gerenciamento inadequado dos resíduos plásticos provoca à natureza.

Desta forma, observa-se a relevância social e econômica do trabalho em questão, visto que a demonstração dos processos existentes para a reciclagem dos resíduos plásticos e seu impacto ambiental demonstrará a importância da reciclagem deste material polimérico para a sociedade e os benefícios econômicos para as empresas com a diminuição de custos com matéria prima e demais insumos.

1.4 DELIMITAÇÃO

O trabalho em questão busca realizar um estudo de viabilidade técnica e econômica de um processo de reciclagem de resíduos plásticos a partir de resíduos sólidos urbanos, via pirólise catalítica.

Vale ressaltar que não haverá um detalhamento aprofundado sobre os métodos existentes de reciclagem de resíduos plásticos, com exceção do processo via pirólise catalítica.

A simulação que consiste o processo de separação dos produtos é utilizada para complementar o estudo para auxiliar na estima da receita, porém não é o foco do presente trabalho.

Vale destacar, também, que não será feito uma avaliação técnica dos produtos.

CAPÍTULO 2- FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 APLICAÇÃO DA POLÍTICA DOS 5R'S PARA A REDUÇÃO RESÍDUOS

Uma das causas das agressões à natureza que podem ser citadas é a falta de gerenciamento dos resíduos sólidos da sociedade contemporânea, segundo Raquel de Antoni e Luciana Fofonka (2018).

As autoras citadas destacam em seu artigo a importância da conscientização da população sobre as consequências que a falta de uma destinação final adequada para os resíduos sólidos urbanos.

Entende-se que há maneiras de introduzir o conceito da economia circular, e uma destas formas, é através da conscientização populacional, mostrando o descarte correto dos resíduos e como os efeitos da falta de gerenciamento deste podem desencadear diversos problemas tanto ao meio ambiente, quanto para a sociedade.

Um dos projetos que se enquadra para auxiliar na conscientização da população e que visa a preservação ambiental, é a política dos 5R's.

Com base no artigo “Porque aplicar a política dos 5R's para reduzir a geração de resíduos?” divulgado no site VGR (2020), a política dos 5R's pode ser uma das soluções a ser consideradas para auxiliar na conscientização populacional, provocando uma redução da geração de resíduos.

A política dos 5R's adota como principal propósito, a mudança do comportamento socioambiental diante do consumo e na forma como a população lida com os resíduos por ela gerados, visando com que a mesma repense sobre o seu impacto ambiental negativo e a busca para reduzi-lo (VGR, 2020).

Cinco ações importantes agregam esta política, são elas: repensar, recusar, reduzir, reutilizar e reciclar. A seguir será abordado o significado das ações citadas.

2.1.1 Repensar

A ação em questão é considerada um ponto crucial na política dos 5R's. Esta se embasa na responsabilidade ambiental que cada um deve conter em suas ações, fazendo com que as pessoas repensem em seus hábitos e avaliem como é descartado os resíduos por ela consumidos (SANTOS; PONTES, 2021).

Seguramente, percebe-se que através de uma análise minuciosa das ações de consumo e descarte de produtos pode-se proteger o equilíbrio ambiental. Algumas simples perguntas podem auxiliar nesta análise, como “Eu realmente necessito deste produto que eu estou comprando?” e “Eu descarto o lixo corretamente?”.

2.1.2 Recusar

Recusar a compra de alimentos com alto teor de produtos industrializados, uso de pilhas não recarregáveis, uso de canudos e sacos plásticos, são algumas das simples práticas que uma pessoa pode realizar que causa um grande feito benéfico ao meio ambiente, bem como, na saúde populacional (OLIVEIRA, 2015).

No âmbito empresarial, o ato de recusar se refere a não aceitar práticas não ecológicas, tais como o uso de produtos e tratamentos de resíduos inadequados e que agredem o meio ambiente. Diante disso, proporcionando um efeito dominó, visto que impactam os fornecedores pelo fato que as empresas buscam serviços de empresas que dispõem de certificações ambientais. Desta forma, os mesmos são obrigados a procurar tecnologias que atendem este requisito sustentável (VGR, 2020).

2.1.3 Reduzir

Esta ação tende a analisar o comportamento consumista que o ser humano possui e avaliar tudo que se adquire, visando reduzir esse comportamento para não haver a escassez dos

recursos naturais e, conseqüentemente, haverá a redução na geração de resíduos (OLIVEIRA, 2015).

No que lhe diz respeito as empresas, ações podem ser tomadas para evitar o desperdício e o uso de boas práticas sustentáveis, tais como: uso de energias renováveis, compostagem de resíduos orgânicos e introdução dos resíduos novamente no ciclo de produção (VGR, 2020).

2.1.4 Reutilizar

As ações reutilizar e reciclar podem ser semelhantes em seus significados, podendo gerar interpretações errôneas, porém há diferenças notáveis. Reutilizar consiste na reutilização do mesmo material, entretanto, este não sobre alterações drásticas. Já a reciclagem é a alteração ou não de um material para a fabricação de um novo produto (VGR, 2020).

Desta forma, alguns benefícios podem ser gerados para as empresas como a diminuição de custo de material virgem e menor custo de operação em alguns setores (VGR, 2020).

2.1.5 Reciclar

Atualmente, nota-se uma crescente comercialização de produtos derivados de matéria prima reciclada. Com o auxílio da reciclagem, tal feito pode ser realizado visando a diminuição de resíduos gerados, conforme menciona no artigo sobre marketing verde dos autores De Oliveira *et al.* (2014).

Ainda com base neste artigo, extrai-se a informação de que a ação reciclar consiste na transformação de um resíduo possivelmente reciclável em um novo produto, a partir de alterações em sua composição ou forma por vias mecânicas, químicas ou energéticas.

Pela visão da política dos 5 R's, reciclar deve ser o último procedimento a ser adotado pelas empresas e promove às organizações uma redução de custos com matéria-prima, água e energia. Bem como, proporcionando circularidade, um dos pilares da economia circular, a partir do momento que é viabilizado a manutenção da vida útil do produto (VGR, 2020).

Existem alternativas que uma empresa pode adotar para disseminar os conceitos e princípios da economia circular para a população e implantar boas práticas de gestão ambiental. Como por exemplo, a implantação de ações sustentáveis em suas operações, com a finalidade de um gerenciamento eficiente dos seus resíduos e destinação final adequada.

Atualmente, nota-se que as empresas começaram a se preocupar em alinhar seus interesses econômicos a interesses ambientais, diminuindo o impacto das suas atividades no planeta. Desta forma, benefícios empresariais podem ser viabilizados como um aumento na credibilidade no mercado, além da empresa possuir uma vantagem competitiva entre seus concorrentes. Tendo em vista que alguns clientes tomaram como critério de escolha na hora da compra de um produto, empresas ecologicamente corretas (ECO REPONSE, 2022).

Observa-se que as práticas socioambientais que constituem a política dos 5R's podem auxiliar no gerenciamento dos resíduos sólidos urbanos e delinear o caminho do consumo sustentável.

2.2. COMPOSIÇÃO E CLASSIFICAÇÃO DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

Existe uma grande variação de resíduos sólidos que são classificados com base na sua origem, tais como: resíduos de construção civil, agrícolas, hospitalares, industriais, atividades domésticas e entres outros.

No que diz respeito a este último, corresponde aos resíduos sólidos urbanos, comumente conhecidos pela sigla RSU, cuja definição, segundo o SINIR (2019), são todos os resíduos originários de atividades domésticas de residências urbanas e os provenientes de limpezas de logradouros e vias públicas, varrição e outros serviços de limpeza urbana. Em outras palavras, esta classificação abrange tanto os resíduos domiciliares quanto os resíduos de limpeza urbana.

De acordo com a ABNT NBR 1004 2004, a composição dos RSU, abrange diferentes materiais, como: matéria orgânica, papel, papelão, plástico, vidro, metal e outros etc. Vale destacar que o percentual distribuído na distinção dos materiais presentes nos RSU de cada território, varia entre as populações, tendo em vistas as situações socioeconômicas e os hábitos de cada uma.

Conforme consta no Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos – PMGIRS da Cidade do Rio de Janeiro (2020), um dos pilares no âmbito do gerenciamento de

resíduos sólidos é o conhecimento dos tipos de materiais que compõe os resíduos sólidos urbanos (RSU), no possibilita um planejamento mais eficaz e adequado para a coleta, tratamento e destinação final para cada material presente.

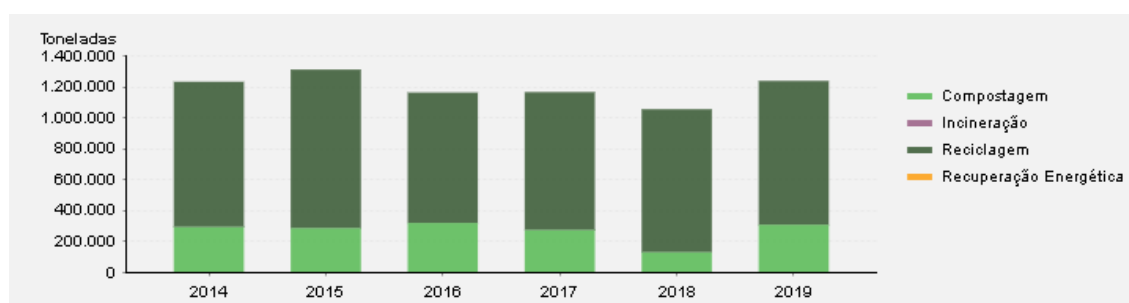
A análise gravimétrica é cogitada como um dos métodos para determinar o percentual em massa, em base seca, de cada tipo de material de cada tipo de material em relação à massa total dos resíduos sólidos amostrados, segundo o Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos disponibilizado no site Rio Prefeitura (2020).

O Sistema Nacional de Informações sobre a Gestão dos Resíduos Sólidos (SINIR) pode ser considerado uma importante fonte de pesquisa relacionada aos resíduos sólidos gerados nos centros urbanos, no qual é considerado um dos instrumentos da Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) instituída pela Lei nº. 12.305. Acrescenta-se que o SINIR tem como responsabilidade coletar, integrar, sistematizar e, principalmente, disponibilizar dados de operacionalização e implantação dos planos de gerenciamento de resíduos sólidos

Tomando como base o relatório Nacional de Gestão de Resíduos Sólidos elaborado pelo SINIR (2019), dados relevantes e mais recentes que representam a composição dos RSU, serão expostos a seguir. Vale ressaltar que os dados pertinentes a 2020, se encontravam incompletos.

O Figura 2.1 apresenta uma análise da massa dos RSU por tipo de tratamento por durante o período entre 2014 e 2019. A análise em questão se divide em 4 categorias, são elas: incineração, reciclagem, recuperação energética e compostagem. Esta última corresponde a matéria orgânica presente nos RSU destinada para a compostagem.

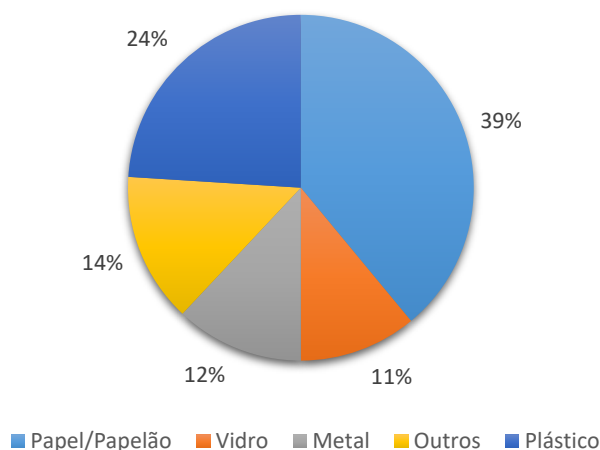
Figura 2.1 – Massa de resíduos sólidos urbanos no brasil por tipo de tratamento por ano



Fonte: SINIR (2019).

Restringindo a reciclagem, o Figura 2.1 exibe a caracterização gravimétrica dos materiais recicláveis, em percentual média, dos resíduos sólidos urbanos coletados a nível nacional durante o período compreendido de 2019.

Figura 2.2 - Composição percentual média dos RSU do Brasil no ano de 2019



Fonte: SINIR (2019).

É notório que os resíduos derivados de papel/papelão constituem a maior parte da composição dos RSU, seguido dos plásticos.

O plástico possui a reputação de ser um dos materiais mais utilizados mundialmente, diante disso, é visível sua presença em nosso cotidiano. Este, por sua vez, beneficia as populações devido a sua durabilidade, leveza, adaptabilidade e entre outras propriedades (LIBREPLAST, 2022). A seguir o próximo tópico visa uma explicação mais aprofundada dos plásticos, destacando suas principais características e propriedades.

2.3 CARACTERÍSTICAS E PROPRIEDADES DOS PLÁSTICOS

O plástico é formado a partir do processo de polimerização, resultando em um polímero em que sua estrutura é composta por uma longa cadeia de hidrocarbonetos. Devido às suas características, o material em questão vem apresentando grandes taxas de crescimento no

mundo, principalmente nos segmentos de bebidas e fibras têxteis, aproveitando suas propriedades de barreira contra gases, tenacidade e resiliência.

Este material polimérico apresenta diversas categorias, nas quais algumas delas são representadas no Quadro 2.1, juntamente, com suas características mais marcantes e suas principais aplicações, com base nas informações extraídas no Sindplast (2022).

Quadro 2.1 – Principais características e aplicações de alguns tipos de plásticos

Sigla	Nome técnico	Principais características	Principais aplicações
PET	Politereftalato de etileno	Boa resistência mecânica, baixa resistência a impactos e não é recomendado como isolante elétrico	Garrafas de bebidas, embalagem de alimentos e peças de computador
PEAD	Polietileno de alta densidade	Alta densidade, moderada resistência e resistente a substâncias químicas com exceção aos fortes agentes oxidantes	Bolsas, embalagens para compostos químicos e isolante de fios
PVC	Policloreto de vinila	Leve, impermeável e excelente isolante térmico, elétrico e acústico	Tubulação para água e esgoto, brinquedos e solados de calçados
PEBD	Polietileno de baixa densidade	Resistência a temperaturas inferiores a 60° C, baixa condutividade elétrica e térmica	isolante de fios, embalagens e tubos de irrigação
PP	Polipropileno	resistência elétrica e mecânica	Sacolas, próteses, reservatórios de água para carros
PS (Expandido)	Poliestireno expandido	Resistência química, inflamável e alta resistência mecânica	Embalagens de cosméticos e de produtos agrícolas

Fonte: Adaptado de Sindplast (2022).

No que condiz a aplicação deste material, é nítida sua presença em diversos setores industriais, como: indústria alimentícia, construção civil, indústria automobilística, telecomunicações etc. O plástico é utilizado na fabricação de embalagens de alimentos, utensílios de cozinha, garrafas, peças de carros, tubulações, brinquedos entre outros (SINDPLAST, 2022).

Com base nas informações expostas pela BRASKEM no boletim técnico nomeado *Glossário de termos aplicados a polímeros*, este material polimérico pode se dividir em dois grandes grupos com base nas suas características de fusão ou derretimento, são eles: termoplásticos e termofixos. O polímero termoplástico possui alta viscosidade em determinadas temperaturas, permitindo que o mesmo seja conformado e moldado em diferentes formatos e tamanhos. Por outro lado, os polímeros termofixos não são capazes de amolecerem e, assim, permitir a moldagem em outros formatos, tendo em vista a ocorrência da degradação do mesmo em elevadas temperaturas. Não obstante a falta de viscosidade deste tipo de plástico, eles podem ser reutilizados como cargas na recuperação de energia após um processo de incineração e pulverização, conforme alega a empresa POLIFORMA.

Ao analisar os primeiros passos da construção de um produto, nota-se que é necessário averiguar os objetivos que aquele produto deverá atender. Para isto, a escolha do tipo de material a ser utilizado é considerado uma etapa importante, visto que cada material possui características ideais para cada finalidade. Por exemplo, o plástico.

Com base nos dados divulgados pelo CEMPRE (2020), o volume de resina plástica pós-consumo produzido no Brasil em 2020, foi de aproximadamente 884 mil toneladas e cerca de 23,1% destes foram reciclados. Um valor considerado baixo e que exhibe que não há incentivos sociais e governamentais direcionados para a reciclagem.

2.4 RECICLAGEM DOS PLÁSTICOS

Não há como negar que à medida que os anos se passam, a crise ambiental aumenta consideravelmente. Contaminação dos solos, aquecimento global, poluição hídrica, impactos na vida marinha e terrestre são consequências explícitas ao redor do mundo, nas quais o fator humano foi o principal causador.

Atos como o descarte inadequados dos resíduos e o aumento no consumo de certos materiais, como por exemplo o plástico, contribuíram para o aumento da poluição do meio ambiente.

Uma das soluções válidas para a preservação do meio ambiente é o gerenciamento dos resíduos e a reciclagem. No âmbito da reciclagem dos plásticos, vale ressaltar que este procedimento permite a fabricação de diversos outros produtos, visto que o plástico é um material reciclável. Todavia, tal material pode apresentar complexidade em sua estrutura, como a presença de enxofre em sua estrutura molecular, dificultando a reciclagem (SINDPLAST, 2022).

Diante disso, segundo o Sindplast (2022), o plástico é o único material a possuir uma indústria recicladora própria. Vale salientar que nos outros setores, a própria indústria produtora de matéria-prima recicla seus produtos.

A seguir serão descritas as três vias possíveis em que o plástico pode ser reciclado, são elas: mecânica, química e energética.

2.4.1 Reciclagem mecânica

A reciclagem mecânica é um dos processos que podem ser adotados para realizar a reciclagem dos polímeros termoplásticos que possui uma tecnologia consolidada e difundida mundialmente, entretanto apresenta limitações que a impedem de ser aplicada em todos os tipos de plásticos. Embora sirva perfeitamente para a reciclagem dos polímeros termoplásticos, isto é, plásticos que possuem a capacidade de ser moldados quando expostos a elevadas temperaturas, não se enquadra com eficiência na reciclagem dos polímeros termofixo, plásticos que são sofrem degradação térmica, impossibilitando a moldagem (PLASTICS EURO, 2011).

Dentre as vantagens de reciclar os plásticos mecanicamente, podemos citar o baixo custo de instalações quando comparamos com ao investimento exigido na reciclagem química. É válido salientar que este tipo de processo não libera poluentes durante sua operação, com isso proporciona mais um benefício para o mesmo.

Além disso, se trata de um processo simples de ser aplicado e não demanda alto emprego de tecnologia (SILVEIRA, 2021). A Figura 2.2 ilustra de forma resumida as principais etapas da reciclagem mecânica dos resíduos plásticos.

Figura 2.3 – Diagrama esquemático do processo de reciclagem mecânica



Fonte: Autora (2022).

2.4.2 Reciclagem química

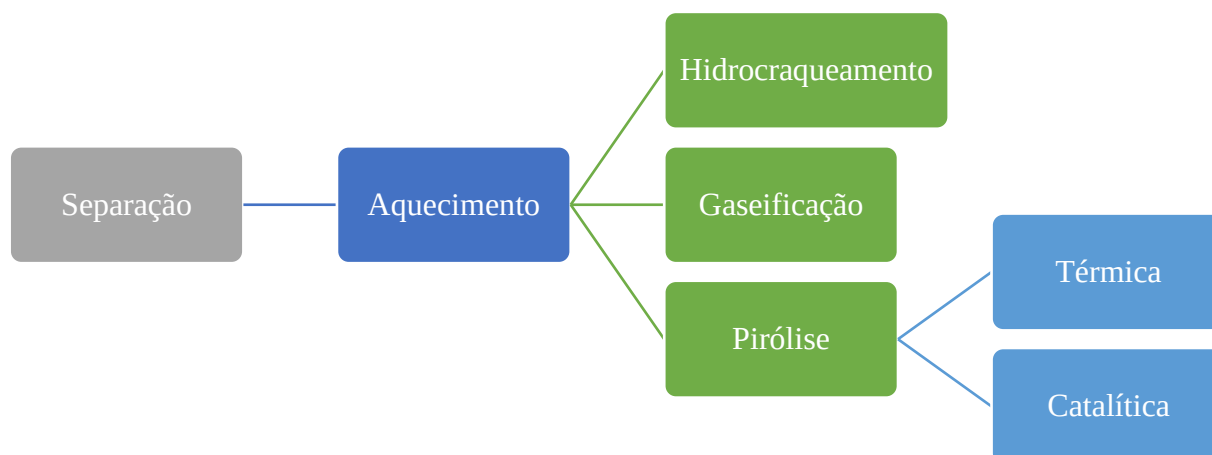
Uma das alternativas difundidas no mercado industrial da reciclagem dos plásticos é a reciclagem química, devido ao fato de ser considerada uma solução viável para a reciclar materiais poliméricos e produzir produtos nobres de elevada qualidade. Bem como, a geração de resíduos com altos potenciais energéticos e químicos (DUAILIBE, 2018).

O método consiste na transformação química via degradação térmica do resíduo de maneira que este se assemelhe com as características do plástico virgem (DUAILIBE, 2018). A fim de exemplificar os métodos que integram esta categoria, temos a pirólise, gaseificação e o hidrocraqueamento.

Vale salientar que a reciclagem química é considerada complexa e requer um desenvolvimento tecnológico maior quando comparada aos outros dois tipos de reciclagem existentes: mecânica e energética (BRASKEM, 2019). A Figura 2.3 representa este tipo de reciclagem de forma sucinta.

É válido salientar que a reciclagem química, embora apresente custos mais elevados quando comparada a reciclagem mecânica e menos disseminada pelo mundo, pode ser considerada uma excelente escolha em ocasiões em que se pretende a obtenção de um produto com características similares ao produto original.

Figura 2.4 – Diagrama esquemático do processo de reciclagem química



Fonte: Autora (2022).

Tal feito é viabilizado a partir da despolimerização térmica de um produto polimérico através de técnicas específicas em que ocorre a quebra de ligações em sua composição, possibilitando a formação de moléculas menores e menos complexas, comumente conhecidas como monômeros (DUAILIBE, 2018). Dentre essas técnicas cita-se o hidrocrackeamento, gaseificação e pirólise, conforme demonstradas na Figura 2.4.

2.4.2.1 Pirólise

No que lhe concerne a pirólise, tal técnica é classificada como apropriada para a reciclagem dos resíduos plásticos, visto que este tipo de material polimérico apresenta uma temperatura de decomposição menor do que os materiais inorgânicos. Além disso, alguns produtos derivados deste processo podem evaporar e, conseqüentemente, passarem por um processo de refinação e reutilização (MIRANDA, 2019 *apud* FIORELLI, 2020).

No que lhe diz respeito a reciclagem da fração plástica dos RSU, a reciclagem mecânica não atende de forma eficiente. Tendo em vista a necessidade de um sistema eficaz de separação

e descontaminação, bem como, não se aplica com abrangência os tipos de plásticos dos RSU, de acordo com os autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

Inclusive, na pirólise não há a necessidade de uma elevada seletividade de materiais, como ocorre na reciclagem mecânica, e não há o risco de contaminação de água (SHARUDDIN *et al.*, 2016).

Diante disso, a tecnologia escolhida para este trabalho foi a pirólise, especificamente a pirólise catalítica.

2.4.2.1.1 Pirólise catalítica

A pirólise catalítica, ou também conhecida como craqueamento catalítico, é uma técnica com potencial no âmbito da reciclagem química que realiza a degradação térmica com o auxílio de catalisadores (PANDA, 2010 *apud* DUAILIBE, 2018). Assim como, o fornecimento de produtos, nos quais alguns possuem alto valor agregado, e que se distinguem entre gases, líquidos e sólidos. No que tange aos gases, aqueles constituídos de hidrogênio e hidrocarbonetos leves são predominantes. Referente aos resíduos sólidos são basicamente compostos de carbono quase puro, metais e entre outros. Por último, nos líquidos são notados a formação de hidrocarbonetos e ácidos orgânicos, no qual seu uso já vem sendo requisitado pelo fato de apresentar alto poder calorífico, permitindo a sua utilização como uma fonte alternativa de energia (ASSUMPÇÃO *et al.*, 2018).

De acordo com Fiorelli (2020) esses produtos poderiam atender diversos segmentos da indústria química, possibilitando mudar totalmente a visão que se têm dos resíduos plásticos, fazendo que pensem neles como matéria-prima das indústrias e não apenas como um resíduo que há a necessidade de se descartar.

Tal procedimento requer um elevado valor investido em suas instalações e operações, principalmente por causa do uso de catalisadores que agregam custos no processo. Todavia, a presença de catalisador permite a diminuição da temperatura e o tempo de reação na geração de produtos, proporcionando otimização de tempo (DUAILIBE, 2018). Além das características citadas, os catalisadores possuem a capacidade de aumentar a taxa de produção de aromáticos e promover maior seletividade ao produto final, permitindo a obtenção de gasolina ou matérias primas da indústria química (BAGRI, 2002 *apud* FIORELLI, 2020)

O Quadro 2.2 apresenta as principais vantagens e desvantagens que podem ser observadas na pirólise catalítica.

Quadro 2.2 – Vantagens e desvantagens da pirólise catalítica de resíduos plásticos

Vantagens	Desvantagens
Menor temperatura de reação, reduzindo o consumo de energia	Imprevisibilidade na especificação tanto de carga quanto dos produtos
Menores tempos de residência, por conta das reações catalíticas serem mais rápidas	Corrosão por HCL, especialmente quando há vapor d'água
Elevada produção de C3 e C4, de frações parafínicas, olefinicas e aromáticas	Entupimento por CaCl_2
Maior produção de líquido, voláteis e produtos com menor ponto de ebulição	Contaminação dos catalisadores por halogênios

Fonte: Duailibi, 2018 *apud* Fiorelli, 2020.

Alguns parâmetros devem ser levados em consideração quando se fala de processos industriais, dentre eles se destacam: temperatura, vazão, tipo de reator, tipos de reagentes, pressão, tipo de catalisador, rendimento desejado e as características que se deseja para o produto final (SHARUDDIN *et al.*, 2016).

2.5 ANÁLISES TÉCNICA E ECONÔMICA

Análises técnica e econômica apresentam como principal objetivo avaliar se o investimento naquele empreendimento é viável ou não, assim como, apresentar o retorno lucrativo do capital investido. Uma vez que fatores como custos tanto variáveis quanto fixos serão expostos nessa análise através de estimativas. (KUHN, Ivo Ney. DAMA, Remi Antônio.2009)

É importante destacar que esta análise de investimento, através de estimativas, é uma forma de ter um planejamento para o negócio e prevenir futuros importunos.

Fluxo de caixa, Valor Presente Líquido, Taxa Interna de Retorno, Taxa Mínima de Atratividade e Payback são métodos, ou indicadores, utilizados para analisar a viabilidade de

um investimento em um projeto em termos econômicos. A seguir será destacado alguns desses indicadores visando a compreensão deles.

2.5.1 Valor presente líquido (VPL)

O valor presente líquido é um dos principais métodos utilizados para verificar a viabilidade do investimento de um projeto, sendo um fator considerável no momento da tomada de decisão dos *stakeholders*.

De acordo com Evangelista (2006), benefícios com a adoção deste indicador podem ser visualizada, a fim de exemplificar cita-se: utilização de fluxos de caixa (lucro líquido + depreciação) em lugar de lucro líquido; analisa o valor do dinheiro no tempo; identifica o aumento de riqueza do empreendimento; indicador para a tomada de decisão e considera o risco embutido na TMA.

Tendo a maximização dos lucros como foco, o cenário que oferecer o maior VPL se preponderar, visto que proporcionará um maior retorno financeiro. Entretanto, há situações em que se nota a presença de valores iguais para o VPL, sendo assim, faz-se necessário analisar a opção que apresenta menos custos envolvidos. Diante disso, matematicamente, pode-se afirmar os seguintes critérios no momento da avaliação, conforme expostos pelos autores Sviech e Mantovan (2013):

- $VPL > 0$, o projeto é atrativo;
- $VPL = 0$, o projeto é indiferente;
- $VPL < 0$, o projeto não é atrativo.

Segundo Motta & Calôba (2002), o cálculo deste indicador consiste na soma algébrica de fluxos de caixa descontados para o instante presente, a uma determinada taxa de juros i . A Equação 2.5.1.1 exprime o cálculo do VPL:

$$VPL_{(i)} = \sum_{j=0}^n \left[\frac{FC_j}{(1+i)^j} \right] - I_0 \quad (2.5.1.1)$$

Onde:

i é a taxa de juros nominal;

J é o período genérico ($j = 0$ a $j = n$), percorrendo todo o fluxo de caixa;

FC_j é um fluxo genérico para $t = [0... n]$ que pode ser positivo (ingressos) ou negativo (desembolsos);

$VPL(i)$ é o valor presente líquido descontado a uma taxa i ;

n é o número de períodos do fluxo.

I_0 é o investimento inicial

2.5.2 Taxa interna de retorno (TIR)

A TIR, conhecida como a taxa interna de retorno é uma taxa percentual amplamente utilizada no meio empresarial para análises de investimentos. Conforme dito por Evangelista (2006), este indicador “representa a rentabilidade interna de um projeto, obtida pelo desconto do fluxo de caixa observado nos períodos de análise e que anule o valor do investimento inicial”.

Evangelista (2006), ainda informa que este indicador pode ser analisado tanto na escala mensal ou anual, de acordo com a periodicidade em que os fluxos de caixa se encontram. Em outras palavras, se os fluxos de caixa são em meses, a TIR será mensal. Resultando nos seguintes critérios:

$TIR > TMA \rightarrow$ Projeto viável com geração de lucro;

$TIR = TMA \rightarrow$ O valor do investimento é recuperado, porém não ocorre a geração de lucro;

$TIR < TMA \rightarrow$ Projeto inviável, causando cenários de prejuízo.

Vale ressaltar que é necessário estar em posse do valor da TMA (Taxa Mínima Atrativa), visto que é realizado uma comparação entre este indicador e a TIR para verificar a rentabilidade do projeto.

O indicador em questão pode ser obtido matematicamente através da Equação 2.5.2.1.

$$0 = -I_0 + \sum_{j=0}^n \left(\frac{FC_j}{(1+i)^j} \right) \quad (2.5.2.1)$$

Onde:

FC_j : Valor presente das entradas de caixa;

I_0 : Investimento inicial;

i : Taxa de interna de retorno;

Atendendo o objetivo principal deste trabalho, um estudo de viabilidade técnica e econômica de um processo de reciclagem química, via pirólise, da fração plástica de RSU será realizado.

2.5.3 Taxa mínima atrativa (TMA)

A taxa mínima atrativa, comumente conhecida pela sigla TMA, pode ser definida como sendo a taxa que corresponde a rentabilidade percentual do projeto. Isto é, uma taxa que demonstra o mínimo considerável que o investimento deve remunerar para a aceitação do projeto.

Conforme menciona o autor Neto (1992), “na seleção de investimento é necessária a definição prévia da taxa de retorno exigida, isto é, a taxa de atratividade econômica do projeto. Ao se trabalhar com métodos de fluxo de caixa descontado, a taxa de atratividade constitui-se no parâmetro de avaliação dos projetos, a meta econômica mínima a ser alcançada.”

Diante disso, pode-se afirmar que o investimento será bem-sucedido se a taxa de retorno real estiver acima da TMA. Ao contrário, será considerado um mal investimento (NETO,1992).

É de costume que as empresas adotem como o valor da TMA, os custos dos financiamentos, não se esquecendo de levar em consideração o risco do projeto. Este último se refere potencial de perda que surge com qualquer decisão de investimento).

Tomando-se como referência os dados econômicos disponibilizados pela Braskem (2021), Petrobras (2021) e Solvay (2021), os valores de taxa mínima de atratividade variam na faixa de 15 a 20% para investimentos de infraestrutura de processos industriais. Será utilizado um valor médio de 15% para a TMA.

2.5.4 Payback

Em concordância com Lapponi (2000), *payback* retrata o período que é preciso para recuperar o valor investido. É de interesse salientar que quanto menor o valor deste indicador, menor o risco do investimento.

Existe dois tipos de payback, o simples e o descontado. A principal diferença entre os dois é que o payback simples não considera o valor do dinheiro no tempo, já o payback descontado considera por intermédio de uma taxa de juros (LAPPONI, 2000).

CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA

3.1 CRITÉRIOS PARA A ESCOLHA DA SIMULAÇÃO

Dado exposto nos tópicos anteriores e tomando como foco deste trabalho, formula-se a seguinte pergunta:

É economicamente viável realizar a reciclagem da fração plástica dos resíduos sólidos urbanos através da reciclagem química via pirólise catalítica?

No que lhe condiz a pesquisa sobre o assunto e a escolha do processo de reciclagem que será analisado, foram realizadas consultas em artigos, teses, periódicos e livros, com o auxílio de revistas científicas e bancos de dados como *Google Scholar*, *SciELO*, *ScienceDirect* e Biblioteca *online* de Trabalhos de conclusão de curso da Faculdade Senai Cetiq.

A coleta de dados realizada para embasar a escolha do processo de pirólise catalítica consistiu na análise de 10 artigos durante o período de 2009 até 2021. Neles os autores abordam que o processo de pirólise catalítica pode ser um método considerável para a realização da reciclagem química de resíduos plásticos, devido a obtenção de produtos com um alto valor agregado sob o ponto de vista energético. Cita-se como exemplo, o óleo de pirólise, que também é conhecido como bio-óleo, no qual atende a função de combustível alternativo e útil na produção de substâncias químicas refinadas.

Tendo como objetivo uma maior seletividade e rapidez, palavras-chaves foram definidas para assessorar na pesquisa, são elas: Reciclagem química; Pirólise; RSU; Resíduos plásticos; Material polimérico e Pirólise catalítica. Vale ressaltar que as traduções das palavras-chaves citadas para o idioma inglês, também foram utilizadas.

No que diz respeito ao estudo de viabilidade técnica e econômica (EVTE), primeiramente, foi necessário escolher a simulação adequada de modo que viabilizará a execução do EVTE. Parâmetros foram considerados na escolha com o propósito de identificar se a simulação contia os dados pertinentes. Os itens descritos a seguir foram verificados se continham na simulação:

- I. Fluxograma e descrição do processo;
- II. Listagem dos equipamentos utilizados com suas respectivas informações;

- III. Disponibilização dos dados termodinâmicos, como temperatura e pressão;
- IV. Identificação e quantidade utilizada de matéria prima e catalisador;
- V. Identificação e descrição dos reagentes e produtos gerados, com suas respectivas vazões e porcentagens de composição.

A partir de uma busca minuciosa e atendendo os pré-requisitos acima, foi escolhido a simulação produzida pelos autores Vitor Cordeiro Pereira e Thyago Andrade da Silva em seu trabalho de conclusão de curso contemplado em 2021.

3.2 SIMULAÇÃO DO PROCESSO

A simulação consiste em um processo de pirólise catalítica, tendo como principal finalidade realizar a reciclagem química da fração plástica do RSU. Elaborada a partir do software *Apen Plus*, uma ferramenta amplamente utilizada em simulações de processos químicos tanto a nível acadêmico quanto a nível industrial. Vale salientar que os autores se basearam nos estudos realizados por Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013) que analisaram, em laboratório, os produtos obtidos da pirólise catalítica com o uso de três diferentes catalisadores: USY, FCC e H-ZSM5 e adotando como matéria prima uma mistura de plásticos.

É importante salientar que para a modelagem matemática da simulação, os autores se embasaram em algumas premissas, nas quais serão expostas a seguir:

- Ausência de umidade e de contaminantes químicos na carga plástica de alimentação;
- Alimentação de plástico em estado sólido, com tamanho uniforme de partículas, adequado para fluidização;
- Simulação realizada em estado estacionário;
- Ausência de PVC na carga plástica;
- Reator de pirólise modelado como reator de rendimento;
- Conversão 100% para do polímero;
- Composição do coque gerado como carbono puro (grafite);
- Reator de combustão modelado como reator estequiométrico;
- Reações de combustão com 90% de conversão para os reagentes coque e gases leves;
- Excesso de oxigênio no combustor para garantir a combustão completa;

- Misturador e divisor de correntes modelados como pontos de mistura e divisão ideais (sem acúmulo);

O fluxograma exposto na Figura 3.1, elaborado pelos autores do trabalho tomado como referência base, retrata as etapas pertinentes e operações necessária para um processo de reciclagem química de resíduos plásticos via pirólise catalítica. Em seguida, o mesmo será descrito mais detalhadamente.

Equipamentos como reatores, coluna de destilação e trocadores de calor foram de suma importância para a concepção do processo. O quadro 3.1 corresponde a listagem de todos os equipamentos utilizados na simulação com seus devidos códigos de identificação.

Quadro 3.1 – Equipamentos do processo

Códigos	Equipamentos
TC-1	Trocador de calor
TC-2	Trocador de calor
TC-3	Trocador de calor
R-PYR	Reator de rendimento
R-COMB	Reator estequiométrico
MIX-1	Misturador
CYCL-1	Ciclone
CYCL-2	Ciclone
COL-1	Coluna de destilação
COL-2	Coluna de destilação
COL-3	Coluna de destilação
COMP-1	Compressor

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

Informações mais detalhadas sobre as correntes como: fluxo mássico, fluxo volumétrico, entalpia, temperatura, pressão, densidade e entre outros, se encontram no Anexo A, Anexo B, Anexo C e Anexo D.

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

A tecnologia utilizada pelos autores da simulação, foi a TNEE (Tunzini Nessi Equipment Companies), devido as suas características de promover elevado potencial de integração energética e restituição do catalisador.

Considera-se como matéria prima os resíduos plásticos pós-consumo que correspondem a fração plástica derivada dos RSU e o catalisador zeólita HZSM-5. Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021) escolheram este catalisador em específico, devido ao fato de ter apresentado a menor razão coque/óleo nos estudos de Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013). Vale ressaltar que catalisadores possuem como principal característica, reduzir a quantidade de energia requerida no processo (KUNWAR *et al.*, 2016).

No que tange a carga plástica, esta é constituída por diferentes tipos de plásticos, cita-se como exemplo o polietileno, polipropileno e o poliestireno. As composições que serão citadas na Tabela 3.1, possuem a mesma proporção expostas nos estudos de Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013), referência primordial em que os autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021) construíram a modelagem da simulação.

Tabela 3.1 – Composição dos componentes presentes na carga plástica

Polímero	% (m/m)
Polietileno (PE)	59,1%
Polipropileno (PP)	7,2%
Poliestireno (PS)	25%
Politereftalato de etileno (PET)	2,9%
Poliamida 6 (PA 6)	2,9%
Acrlonitrila butadieno estireno (ABS)	2,9%

Fonte: Adaptado de Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

É de interesse destacar que a capacidade da planta adotada na modelagem do processo é de 100.000 kg/h de resíduos plásticos que retrata, aproximadamente, 65% dos resíduos plásticos coletados no ano de 2019 no estado do Rio de Janeiro, segundo dados expostos por Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

A Figura 3.2 exhibe informações relevante sobre os dois trocadores de calor.

Figura 3.2 – Especificações e variáveis conhecidas dos trocadores de calor

TC-1	
Calor trocado (MW)	24,15
Área de troca requerida (m ²)	194,88
Média do Coef. Global de troca (MW/m ² .K)	0,00085
LMTD (Corrigido) (°C)	145,77
Especificações configuradas	
Fração de vapor da corrente de saída fria	1
Temperatura de <i>approach</i> (°C)	10
Variáveis conhecidas	
Corrente Fria (Entrada)	
Vazão (kg/h)	<i>Solver</i>
Temperatura (°C)	25,00
Corrente Quente	
Vazão (kg/h)	76.138,00
Temperatura Entrada (°C)	500,00
Temperatura Saída (°C)	110,00
TC-2	
Calor trocado (MW)	6,93
Área de troca requerida (m ²)	23,90
Média do Coef. Global de troca (MW/m ² .K)	0,00085
LMTD (Corrigido) (°C)	340,92
Especificações configuradas	
Temperatura de saída do fluido frio (°C)	500
Temperatura de <i>approach</i> (°C)	10
Variáveis conhecidas	
Corrente Fria (Entrada)	
Vazão (kg/h)	119.558,00
Temperatura (°C)	255,81
Corrente Quente (Entrada)	
Vazão (kg/h)	497.450,00
Temperatura (°C)	750,00
TC-3	
Calor trocado (MW)	1,65
Área de troca requerida (m ²)	3,04
Média do Coef. Global de troca (MW/m ² .K)	0,00085
LMTD (Corrigido) (°C)	639,22
Especificações configuradas	
Temperatura de saída do fluido frio (°C)	100
Temperatura de <i>approach</i> (°C)	10
Variáveis conhecidas	
Corrente Fria (Entrada)	
Vazão (kg/h)	100.000,00
Temperatura (°C)	25,00
Corrente Quente (Entrada)	
Vazão (kg/h)	497.450,00
Temperatura (°C)	707,39

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

O processo consiste, primeiramente, no uso do trocador de calor (TC-3) com o objetivo de promover um pré-aquecimento da carga plástica pelo modelo LMTD (logarithmic mean temperature difference). Assim, proporciona a corrente POL-Q que, juntamente, com a corrente de alimentação de catalisador fresco CAT-FEED (vazão de 554,9 kg/h a 25 °C e 1bar), corrente

de reciclo de gás de fluidização G-FLUID2 (vazão de 8459,87 kg/h a 523,36 °C e 1,5 bar) e a corrente de catalisador regenerado (vazão de 10543,1 kg/h a 750 °C e 1bar) são direcionadas para um misturador ideal (MIX-1).

A corrente de saída do MIX-1 (FEED-F) corresponde a vazão de 19558 kg/h a 255,81 °C e 1 bar que é conduzida para o segundo trocador de calor (TC-2), no qual proporcionou um aumento da temperatura de 255,81 °C para 500 °C. Vale salientar que TC-2 foi configurado para atingir a temperatura desejada para a alimentação do reator de pirólise (R-PYR), conhecido também como reator de rendimento. O mesmo artifício se estende para o trocador de calor TC-3.

A Tabela 3.2 expressa os valores de rendimento configurados no reator de pirólise, em base mássica.

Tabela 3.2 – Rendimentos configurados no reator de pirólise

Componente	Rendimento% (m/m)
COQUE	22%
H ₂	1%
CH ₄	3%
C ₂ H ₄	3%
C ₂ H ₆	3%
C ₃ H ₆	3%
C ₃ H ₈	4%
C ₄ H ₈	4%
C ₄ H ₁₀	4%
IC ₄ H ₁₀	7%
C ₅ H ₁₀	2%
C ₅ H ₁₂	1%
OLEFFINAS	10%
PARAFINAS	15%
NAFTÊNICOS	2%
AROMÁTICOS	16%

Fonte: Adaptado de Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

Seguindo na descrição do fluxograma, a corrente de saída de TC-2 é direcionada para o reator de pirólise que apresenta uma temperatura interna de 500 °C e a pressão de 1 bar e que, por sua vez, caracteriza-se como sendo um reator de leito fluidizado. Uma vez que esta categoria conta com boas taxas de transferência de calor e de massa entre o catalisador e o polímero (KAMINSKY; KIM, 1999).

Deve-se levar em consideração que como o catalisador é um componente inerte, a quantidade de entrada e saída do mesmo no reator serão iguais.

Tendo em conta que este equipamento é considerado como um reator de rendimento, é necessário configurar no mesmo, os rendimentos de produtos que se deseja obter a partir do total mássico da corrente de entrada do reator.

Dando sequência, a corrente contendo os produtos do reator de pirólise, nomeada PYR-PROD, é direcionada para o primeiro ciclone (CYCL-1), visando a separação entre gases, líquidos e sólidos. De acordo com as premissas adotadas pelos autores da simulação, vale ressaltar que os ciclones que compõem o processo, não leva em consideração o tamanho de partícula dos componentes sólidos. Sendo assim, servirão para atender a finalidade de separar os componentes sólidos dos componentes que se encontram no estado vapor e líquido.

Mediante o exposto, a corrente de fundo do CYCL-1 é composta de partículas sólidas em sua totalidade que devem ser direcionadas para o reator estequiométrico (R-COMB), também conhecido, como combustor.

Este reator, configurado com uma temperatura interna de 750 °C e 1 bar de pressão, é usado na recuperação do catalisador, com o objetivo de reintroduzi-lo no processo. Uma corrente de ar de gás oxigênio deve ser introduzida para auxiliar na combustão total dos componentes que compõem o coque, com exceção do catalisador presente. Acrescenta-se que foi considerado a fração de conversão dos reagentes de 100%.

A Figura 3.3 demonstra as reações de combustão que foram configuradas no reator em questão.

Após a etapa do combustor, gera-se uma corrente de saída denominada HOT-CAT que será direcionada para o segundo ciclone do processo com o objetivo de separar os componentes presentes na mesma que são o catalisador regenerado e, majoritariamente, gases de combustão a elevada temperatura.

Figura 3.3 – Reações de combustão

Nº Reação	Especificação	Unidade	Fração de conversão	Reagente	Reação/Estequiometria
1	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	COQUE	COQUE(CISOLID) + O2 --> CO2(MIXED)
2	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	H2	H2 + 0,5 O2 --> H2O(MIXED)
3	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	CH4	CH4 + 2 O2 --> 2 H2O(MIXED) + CO2(MIXED)
4	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C2H4	C2H4 + 3 O2 --> 2 H2O(MIXED) + 2 CO2(MIXED)
5	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C2H6	C2H6 + 3,5 O2 --> 3 H2O(MIXED) + 2 CO2(MIXED)
6	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C3H6	C3H6 + 4,5 O2 --> 3 H2O(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
7	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C3H8	C3H8 + 5 O2 --> 4 H2O(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
8	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C4H8	C4H8 + 6 O2 --> 4 H2O(MIXED) + 4 CO2(MIXED)
9	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C4H10	C4H10 + 6,5 O2 --> 5 H2O(MIXED) + 4 CO2(MIXED)
10	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	IC4H10	IC4H10 + 6,5 O2 --> 5 H2O(MIXED) + 4 CO2(MIXED)
11	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C5H10	C5H10 + 7,5 O2 --> 5 H2O(MIXED) + 5 CO2(MIXED)
12	Frac. Conversão	kmol/hr	0,9	C5H12	C5H12 + 8 O2 --> 6 H2O(MIXED) + 5 CO2(MIXED)

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

Além disso, faz-se necessário segregar 5 % (m/m) da corrente de catalisador regenerado para purga, visando uma eficiência na recuperação do catalisador, uma vez que será reintroduzido no reator de pirólise.

Tendo como objetivo atender a demanda energética dos trocadores de calor, os gases de combustão gerados no combustor e separado no CYCL-2, servirão como corrente quente. Assim, atuará como principal agente integrador de energia na planta.

É importante destacar que que o retor de pirólise e o reator estequiométrico (combustor) se encontram conectados através da corrente de energia Q-COMB, com o intuito de proporcionar a integração energética entre esses equipamentos. A energia gerada no reator R-COMB, 120,47 MW, é transportada para o R-PYR.

Retorna-se a discutir sobre as correntes de saída do CYCL-1, o qual atua somente como um tipo de divisor separando os sólidos dos demais componentes. Neste momento, foca-se no processo de recirculação do gás de fluidização para o interior do retor de pirólise.

Para que isso ocorra, a corrente de topo denominada CYCL-PRD, constituída de gases provenientes do reator de pirólise, deve ser dirigida para um divisor de corrente (SPLIT-1) com a finalidade de encaminhar somente 20,4 % (m/m) para o compressor. Desta maneira, obtém-se a corrente G-FLUID1 que se encontra a 1 bar de pressão.

O uso do compressor (COMP-1) se deve ao fato de proporcionar um acréscimo de 0,5 bar de pressão nos gases da corrente G-FLUID 1, sendo assim, gera um gás de fluidização com a pressão de 1,5 bar. Vale destacar que os autores da simulação adotaram o modelo de compressor isentrópico do Aspen Plus.

Desta maneira, a corrente composta de gás de fluidização (GFLUID-2) será direcionada para o MIX-1 para que seja misturada com a carga plástica de resíduos e com o catalisador. Tendo como finalidade se reciclada para o R-PYR.

Quanto aos 79,6% de gás provenientes da corrente CYCL-PRD, cuja corrente foi nomeada de PROD-GAS e está a uma temperatura de 500 °C, necessita ser resfriada para 110 °C em um trocado de calor (TC-1) no modelo LTDM. Desta maneira, viabilizará o início do sistema de separação com o uso de colunas de destilação. É importante realçar a proeminência do uso da água de resfriamento no TC-1 e, para isto, utilizasse uma vazão de 31394,7 kg/h a 25°C.

O sistema de separação é composto por três colunas de destilação: COL-1, COL-2 e COL3, cujas especificações se encontram descritas na Figura 3.4.

Figura 3.4 – Especificações de cada coluna de destilação

COL-1	
Parâmetros	Valor/Tipo
Razão de refluxo (base mássica)	3,00
Razão destilado/alimentação (base molar)	0,81
Estágio de alimentação	28,00
N (Número de estágios)	30,00
Condensador	Parcial
Refervedor	Total
Pressão (bar)	1,00
COL-2	
Parâmetros	Valor/Tipo
Razão de refluxo (base mássica)	3,50
Razão destilado/alimentação (base molar)	0,33
Estágio de alimentação	10,00
N (Número de estágios)	20,00
Condensador	Total
Refervedor	Total
Pressão (bar)	1,00
COL-3	
Parâmetros	Valor/Tipo
Razão de refluxo (base mássica)	4,00
Razão destilado/alimentação (base molar)	0,60
Estágio de alimentação	10,00
N (Número de estágios)	20,00
Condensador	Total
Refervedor	Total
Pressão (bar)	1,00

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

Ao passar por TC-1, a corrente passa a se chamar C1-FEED e é direcionada para a primeira coluna de destilação (COL-1) que possui uma pressão interna constante de 1 bar, objetivando separar os gases leves dos produtos menos voláteis, tais como as olefinas (O), naftênicos (N), aromáticos (A) e parafínicos (P). Com isso, inicia-se o sistema de separação dos produtos.

Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021) observaram que não era viável, energeticamente, encaminhar de forma integral todos os gases leves gerados na COL-1 para atender a energia requerida no combustor, pois em neste equipamento resultou uma quantidade de energia excessivamente alta.

À vista disso, a corrente de topo de COL-1 (C1-TOP), necessita ser dividida em outras duas, com o auxílio do divisor de corrente (SPLIT-2), para que seja encaminhado somente a quantidade de gases requerida no combustor. Sendo assim, uma das correntes será direcionada para o combustor, LEV-COMB, e a segunda corresponde aos restantes dos gases leves.

A quantidade ideal de gases leves da corrente LEV-COMB necessária para que o R-COMB gere a energia requerida para R-PYR, foi definida a partir de uma ferramenta matemática disponível no Aspen Plus, conhecida como Design Spec. Vale salientar que o combustor apresenta a maior demanda térmica do processo.

No que tange a segunda coluna de destilação (COL-2), a qual se encontra a 1 bar de pressão, esta será alimentada pela corrente líquida de fundo de COL-1, chamada de C1-BOT.

Nesta etapa, produtos de interesse como naftênicos e olefínicos serão retirados na parte superior da coluna, através da corrente C2-TOP. É importante destacar que COL-2, foi dimensionada para obter 99% dos compostos naftênicos recuperados no destilado, ao passo que 99 % dos componentes Aromáticos fossem recuperados na corrente de fundo.

Por outro lado, a corrente de fundo, composta, majoritariamente, de aromáticos e parafínicos, será destinada para a terceira coluna de destilação (COL-3) com o objetivo de separar esses produtos.

Desta maneira, a partir da terceira coluna de destilação (COL-3), obtém-se na corrente de fundo (PRARAF) com 99 % (m/m) de parafínicos. Já a corrente do destilado é composta de 99 % (m/m) de componentes aromáticos.

3.3 SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR

Em função da necessidade de se calcular a receita do estudo de viabilidade, foi executada uma simulação complementar a simulação dos autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021), na qual consiste na separação dos produtos em gases, GLP, gasolina e diesel.

A simulação exibida na Figura 3.1 foi aproveitada até a corrente C1-FEED que alimenta a primeira coluna de destilação. Partindo desta corrente, foi realizada uma nova simulação no *software Aspen Hysys V11*, onde a licença do uso do software foi liberada pela Faculdade Senai Cetiq, visando aumentar a rentabilidade da unidade e realizar a separação do óleo de pirólise em 4 correntes: LEVES-PROD, GLP, GASOLINA e DIESEL. É importante destacar que o pacote termodinâmico adotado foi o SRK (Soave Redlich Kwong).

É necessário identificar a vazão de cada componente presente da corrente C1-FEED para simular o novo processo. Com isso, é preciso do valor da vazão mássica total de C1-FEED que é 76.138,83 kg/h e das porcentagens de cada componente que se subdividem em gases leves, olefinas, naftênicos, aromáticos e parafínicos.

As porcentagens podem ser obtidas no artigo de Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013), visto que a simulação original se baseia em seus estudos e dados.

A Tabela 3.3, Tabela 3.4 e Tabela 3.5, expõem as vazões mássicas calculadas.

Tabela 3.3 – Composição da fração gasosa da corrente C1-FEED

Composto	Global%	Vazão Mássica (kg/h)
H ₂	1,97	673
CO	0	0
CO ₂	0	0
CH ₄	9,72	3.321
C ₂ H ₄	9,52	3.252
C ₂ H ₆	10,76	3.676
C ₃ H ₆	9,9	3.382
C ₃ H ₈	10,76	3.676
C ₄ H ₈ (trans-2-butenos)	10,03	3.427
C ₄ H ₁₀	10,45	3.570
i-C ₄ H ₁₀	18,83	6.433
C ₅ H ₁₀ (1-penteno)	4,34	1.483
C ₅ H ₁₂ (isopentano)	3,72	1.271
Total:	100,00	34164,89

Fonte: Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013).

Tabela 3.4 – Composição das parafinas e olefinas da corrente C1-FEED

Composto	Global%	%NORM	Vazão Mássica (kg/h)
4-Octene (trans-2-octeno)	8,14	10,91	4580,62
3-Nonane, 2-methyl- (1-noneno)	1,99	2,67	1119,83
Decane	1,48	1,98	832,84
1-Undecene	0,90	1,21	506,46
Undecane	1,05	1,41	590,87
1-Dodecene	1,03	1,38	579,61
Dodecane	1,12	1,50	630,26
1-Tridecene	0,92	1,23	517,71
Tridecane	0,98	1,31	551,47
1-Tetradecene	1,24	1,66	697,78
Tetradecane	1,05	1,41	590,87
1-Pentadecene	1,01	1,35	568,36
Pentadecane	1,24	1,66	697,78
1-Hexadecene	0,72	0,97	405,17
Hexadecane	1,30	1,74	731,55
1-Heptadecene	0,82	1,10	461,44
Heptadecane	1,39	1,86	782,19
1-Octadecene	0,73	0,98	410,79
Octadecane	1,36	1,82	765,31
1-Nonadecene	0,66	0,88	371,40
Nonadecane	1,33	1,78	748,43
1-Eicosene	0,85	1,14	478,32
Eicosane	1,44	1,93	810,33
1-Heneicosene	0,61	0,82	343,26
Heneicosane	1,27	1,70	714,67
1-Docosene	0,55	0,74	309,50
Docosane	1,21	1,62	680,90
Tricosane	1,13	1,51	635,88
Tetracosane	1,06	1,42	596,49
Pentacosane	1,12	1,50	630,26
Hexacosane	0,92	1,23	517,71
Heptacosane	0,75	1,01	422,05
Octacosane	0,77	1,03	433,30
Nonacosane	0,71	0,95	399,54
Triacontane	0,61	0,82	343,26
Total:	43,46	58,27	24456,21

Fonte: Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013).

Tabela 3.5 – Composição dos aromáticos e naftênicos da corrente C1-FEED

Composto	Global%	%NORM	Vazão Mássica (kg/h)
Toluene	1,12	1,50	630,26
Benzene, ethyl-	2,95	3,95	1660,05
p-Xylene	4,08	5,47	2295,94
Styrene	1,67	2,24	939,76
Benzene, 1-ethyl-2-methyl	2,6	3,49	1463,10
Benzene, 1,3,5-trimethyl-	6,4	8,58	3601,47
Cyclopentane, 1-ethyl-3-methyl- (AMS)	1,53	2,05	860,98
Benzene, 1,2,3-trimethyl-	2,16	2,90	1215,50
1H-Indene, 2,3-dihydro- (AMS)	0,72	0,97	405,17
Benzene, 1-methyl-3-propyl-	0,38	0,51	213,84
Benzene, 1-ethyl-2,4-dimethyl-	0,89	1,19	500,83
1-Methyl-2-phenylcyclopropane	1,32	1,77	742,80
Benzene, 1-methyl-4-(1-methylethyl)	0,94	1,26	528,97
Benzene, 1,2,3,5-tetramethyl-	0,94	1,26	528,97
Naphthalene	0,91	1,22	512,08
Naphthalene, 1-methyl-	1,14	1,53	641,51
Naphthalene, 2-methyl-	0,41	0,55	230,72
1,3-Dimethyl Naphthalene	0,97	1,30	545,85
Total:	31,13	41,73	17517,76

Fonte: Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013).

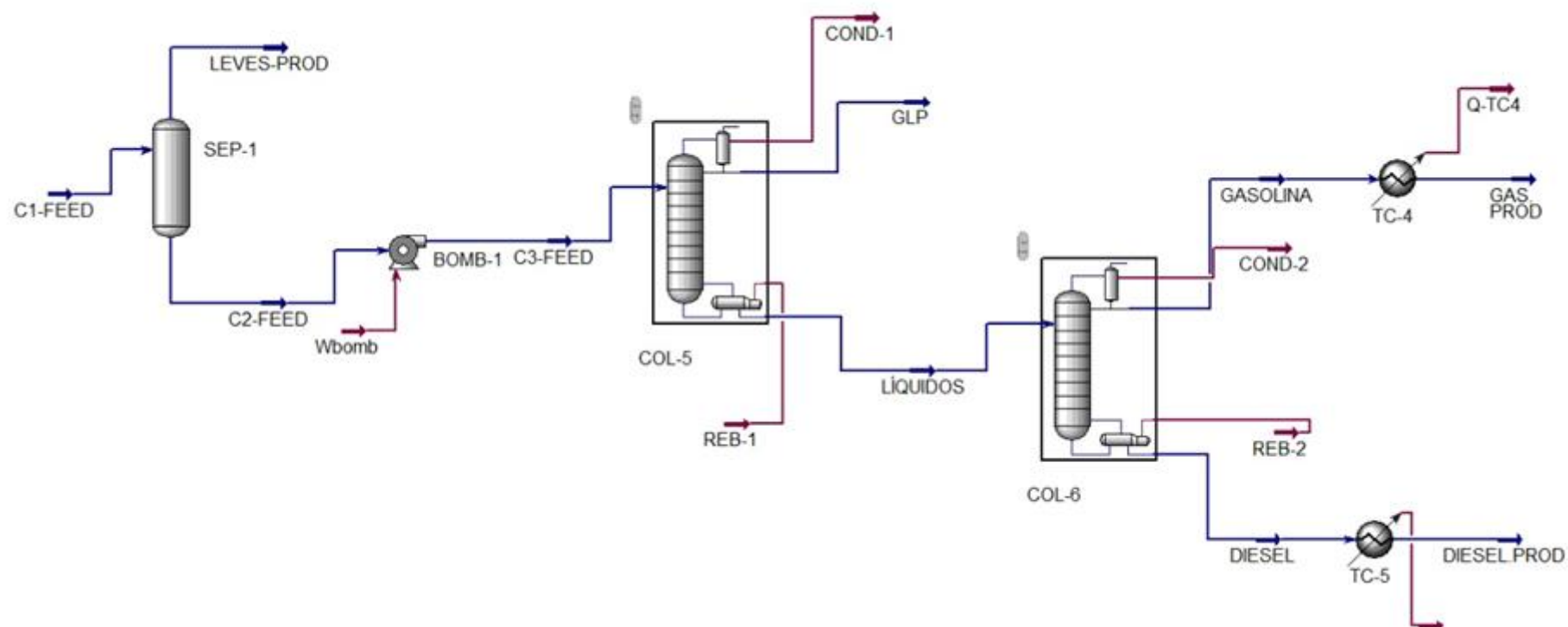
Pode-se observar que somando os valores totais das porcentagens da segunda coluna das Tabela 3.4 e Tabela 3.5, não resulta no valor de 100%. Dando a entender que somente 74,59% dos componentes presentes nas classes de olefinas, naftênicos, aromáticos e parafínicos foram identificados nos estudos de Ateş, Miskolczi e Borsodi (2013).

Mediante ao exposto, considerou nos cálculos somente os componentes identificados, sendo assim, necessitou-se normalizar para 100 % os cálculos. As novas porcentagens são exibidas na coluna denominada de %NORM.

A Figura 3.5 demonstra o fluxograma do processo obtido. Vale destacar que o *software Aspen Hysys V11* trabalha com os conceitos de correntes de matéria e energia. Desta forma, as correntes de matéria são representadas pela cor azul e as correntes de energia pela cor vermelha.

Vale destacar que os dados das correntes do fluxograma da Figura 3.5, se encontram no Apêndice L, Apêndice M, Apêndice N e Apêndice O.

Figura 3.5 – Simulação complementar



Fonte: Autora (2022).

Definas as vazões mássicas de C1-FEED, possibilitou a obtenção da simulação complementar que é composta por um separador, duas colunas de destilação, dois condensadores, dois refeedores, dois trocadores de calor e uma bomba centrífuga. O Quadro 3.2 demonstra os equipamentos com seus respectivos códigos.

Quadro 3.2 - Equipamentos da simulação complementar

Códigos	Equipamentos
SEP-1	Separador
TC-4	Trocador de calor
TC-5	Trocador de calor
COL-5	Coluna de destilação
COL-6	Coluna de destilação
COND-1	Condensadores
COND-2	Condensadores
REB-1	<i>Reboiler</i> (Refeedores)
REB-2	<i>Reboiler</i> (Refeedores)
BOMB-1	Bomba centrífuga

Fonte: Autora (2022).

O processo de inicia-se com separação dos gases: hidrogênio, metano, etano e eteno dos demais gases e da parte líquida, presentes na corrente C1-FEED, devido ao fato que esses gases apresentam a característica de incondensáveis no condensador da primeira coluna, por causa de suas temperaturas de ebulição serem menores da que é operada neste equipamento.

Diante disso, gera-se a corrente LEVES-PROD constituída por hidrogênio, metano, etano e eteno, diferentemente, da corrente C1-TOP da Figura 3.1 que apresenta uma mistura de gases.

Em sequência, ocorre o bombeio da corrente C2-FEED para o 12º prato da coluna de destilação COL-5. O propósito de utilizar a bomba centrífuga (BOMB-1) é para elevar a pressão de 1 kgf/cm² a 110 °C da corrente C2-FEED para 7,8 kgf/cm² sem haver alteração na temperatura, visto que COL-5 opera a 7,8 kgf/cm².

A premissa de que COL-5 opera a 7,8 kgf/cm², foi estipulada para que ocorra uma elevação do ponto de ebulição do GLP até 40 °C, de forma a possibilitar o uso de água de

resfriamento no condensador. Caso a coluna operasse a pressão ambiente, teria que ser montado um sistema de fluido de refrigeração, operando em temperatura na ordem de 0 °C, que confere um custo elevado. Além disso, mantém a temperatura do condensador próxima de 35 °C.

O condensador (COND-1) tem como objetivo realizar o processo de condensação dos produtos de topo provenientes da COL-5, conseqüentemente, gera-se a corrente líquida composta do primeiro produto de interesse, o GLP.

A temperatura de entrada da água de resfriamento em ambos os condensadores é 25 °C e a temperatura de saída é 35 °C, uma diferença de 10 °C de temperatura.

Recomenda-se a utilização de torre de resfriamento para diminuir a temperatura da água de resfriamento usada nos condensadores e trocadores de calor (TC-3, TC-4 e TC-5) que saem a 35 °C para retornarem a ter 25 °C, visando sua reutilização nos mesmos equipamentos. Todavia, seu uso proporciona uma perda de 2% desta utilidade, na qual necessita ser reposta no processo.

Cita-se que COND-1 necessita de 5.278.220 kg/h de água de resfriamento, já COND-2 precisa de 4.647.000 kg/h para atender suas finalidades. Vale destacar que COND-2 é o condensador da segunda coluna de destilação do processo COL-6.

Pelo fundo de COL-5, se obtém a corrente intitulada LÍQUIDOS que é composta de hidrocarbonetos C5+. A mesma é direcionada para a COL-6, onde a alimentação ocorre no 15º prato da coluna, por onde se recupera uma corrente de topo denominada GASOLINA e uma corrente de fundo DIESEL. É de interesse destacar que a gasolina possui um ponto de ebulição menor quando comparado ao diesel, com isso, esse combustível é retirado pelo topo da coluna de destilação (COL-6).

A gasolina obtida por COL-6 se encontra a 88,4 °C, na indústria esse produto costuma ser armazenado a 40 °C. Assim, o uso do trocador de calor (TC-4) proporcionará o resfriamento adequado, visando atingir a temperatura de armazenamento. A mesma aplicação se entende para o armazenamento do diesel em que se encontra a 266 °C, após a saída de COL-6, que terá sua temperatura diminuída para o armazenamento.

Acrescenta-se que o reboiler REB-1, conhecido como evaporador, faz parte do processo da primeira coluna de destilação do processo COL-5. Já o segundo reboiler está relacionado a COL-6.

A Tabela 3.6 apresenta as especificações dos equipamentos utilizados na simulação complementar.

Tabela 3.6 – Especificações dos equipamentos

Composto	Material	Especificações
TC-4	Aço Carbono (CS)	Área de troca requerida: 88,55 m ²
TC-5	Aço Carbono (CS)	Área de troca requerida: 128,79 m ²
COL-5	Aço Carbono (CS)	Diâmetro: 1.830 mm Altura: 17.000 mm Espaçamento dos pratos: 0,6 m Nº de estágios teóricos: 20 Nº de pratos teóricos: 18 Nº de pratos reais: 26
COL-6	Aço Carbono (CS)	Diâmetro: 1.865 mm Altura: 25.000 mm Nº de estágios teóricos: 28 Nº de pratos teóricos: 26 Nº de pratos reais: 38
COND-1	Aço Carbono (CS)	Troca térmica: 4,7659 Mkcal/h
COND-2	Aço Carbono (CS)	Troca térmica: 44,5476 Mkcal/h
REB-1	Aço Carbono (CS)	Troca térmica: 5,5534 Mkcal/h
REB-2	Aço Carbono (CS)	Troca térmica: 3,1730 Mkcal/h
BOMB-1	Aço Carbono (CS)	Potência: 1.594 kW

Fonte: Autora (2022).

Vale salientar que a razão mínima de refluxo adotada para ambas as colunas de destilação foi de 1,4 e a eficiência de Murphree foi de 70%.

Informações mais detalhadas sobre COL-5, COL-6, COND-1, COND-2, REB-1 e REB-6 se encontram, sequencialmente, nos Apêndice D, Apêndice E, Apêndice F, Apêndice G, Apêndice H e Apêndice I.

No novo processo, a corrente LEVES-PROD equivale a corrente C1-TOP em termos de processo e não em composição, sendo assim, seguirá o mesmo processo da simulação dos autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021). Isto é, esses gases serão divididos em duas correntes, por intermédio do SPLIT-2, e uma delas servirá para atender a demanda energética de R-COMB, a qual terá o mesmo nome de LEV-COMB.

Dito o exposto, as correntes LEVES-PROD e C1-TOP se equivalem, para isso, verifica-se a vazão necessária da nova corrente para atender a demanda energética de R-COMB. Desta maneira, aplica-se a Equação 3.3.1 para encontrar a vazão mássica $Q_{LEVES-PROD}$ e considera-se as entalpias (H) das correntes em análise (LEVES-PROD e C1-TOP), representadas por $H_{LEV-COMB}$ e $H_{LEVES-PROD}$.

$$Q_{LEV-COMB} \cdot H_{LEV-COMB} = Q_{LEVES-PROD} \cdot H_{LEVES-PROD} \quad (3.3.1)$$

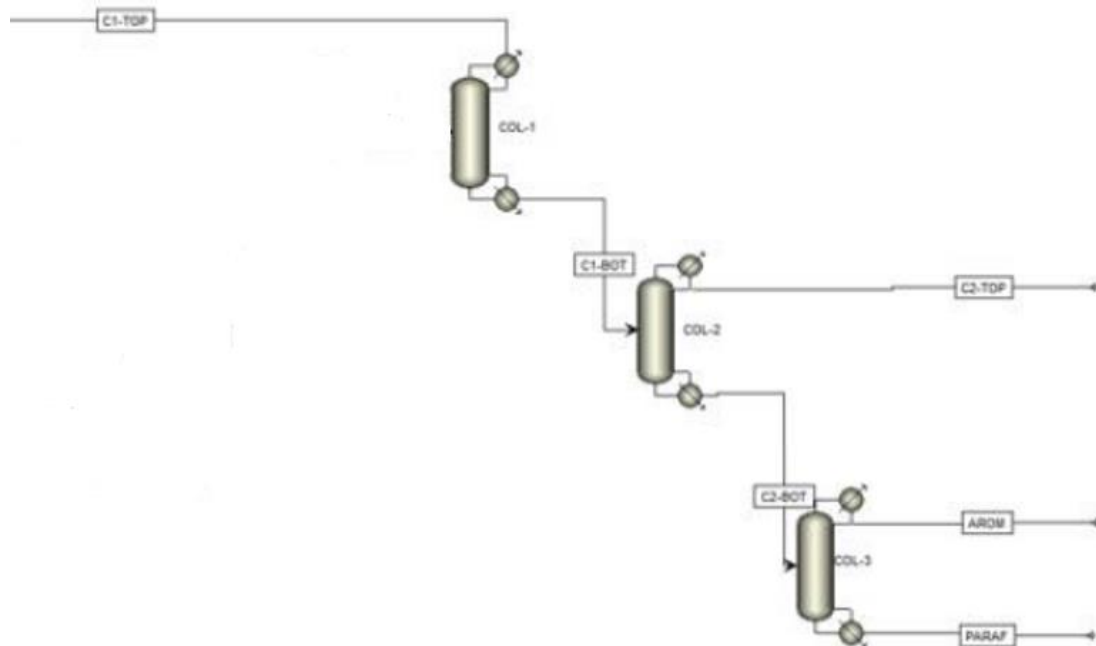
Substituindo os valores, tem -se:

$$366,81 \frac{kg}{h} \cdot 673,89 \frac{kcal}{kg} = Q_{LEVES-PROD} \cdot 82,96 \frac{kcal}{kg} \quad (3.3.2)$$

$$Q_{LEVES-PROD} = 2.980 \frac{kg}{h} \quad (3.3.3)$$

A Figura 3.6 demonstrada as etapas que serão desconsideradas da simulação dos autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021) e que serão substituídas pela simulação complementar.

Figura 3.6 – Processo desconsiderado



Fonte: Adaptado de Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

O processo a ser estudado para verificar sua viabilidade de implantação, contempla grande parte da simulação exposta na Figura 3.1 junto com a simulação demonstrada a partir do fluxograma da Figura 3.5.

3.4 MATURIDADE E METODOLOGIA DO ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÓMICA

O Tabela 3.7 expõem as margens de erro das estimativas de custo da prática 18R-97 da *AACE International (The Association for the Advancement of Cost Engineering)* que pode ser utilizada na distinção do nível de um projeto com base no sistema de classificação de estimativas de custos, visto que o mesmo fornece diretrizes para mapear as fases e estágios de estimativa de custos do projeto.

Tabela 3.7 – Sistema de classificação de estimativas de custos

Classe de estimativa	Nível de maturidade das entregas de definição do projeto	Finalidade típica da estimativa	Metodologia	Intervalos típicos nas faixas mínimas (L) e máximas (H)
Classe 5	0% a 2%	Análise da adequação do conceito	Índices de capacidade, modelos paramétricos, julgamento ou analogia	L: -20% a -50% H: +30% a +100%
Classe 4	1% a 15%	Estudo de viabilidade	Fatores relativos a equipamentos ou modelos paramétricos	L: -15% a -30% H: +20% a +50%
Classe 3	10% a 40%	Autorização ou controle de orçamento	Custos unitários semi-detalhados com itens de linha lançados em nível de detalhe de conjunto	L: -10% a -20% H: +10% a +30%
Classe 2	30% a 70%	Controle ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado obrigatório	L: -5% a -15% H: +5% a +20%
Classe 1	50% a 100%	Verificação da estimativa ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado	L: -3% a -10% H: +3% a +15%

Fonte: Adaptado de AACCE (2005).

O estudo de viabilidade econômica presente neste trabalho apresenta algumas limitações que incrementam a classificação deste como sendo um projeto conceitual de classe 4 de acordo com a Tabela 3.7.

A classe 4 representa os projetos que estão nas fases iniciais em que ocorrem a avaliação de conceito e a elaboração da viabilidade com o objetivo de uma aprovação preliminar do investimento. A margem de erro com base nesta classificação é na faixa entre -15 e -30%.

De acordo com ACCE (2005), nesta categoria compreende a capacidade da planta, layout indicado, fluxograma do processo, destacando os principais equipamentos e utilidades.

Planos detalhados no âmbito estrutural, mecânico e elétrico; representação dos custos referente a aquisição do terreno; análise de segurança e ambiental são exemplos de informações que não serão expostas neste trabalho, visto fogem das delimitações deste trabalho.

Vale salientar que o horizonte de investimento a ser analisado adotado será de 10 anos, durante o período de 2023 e 2034, com base nos valores gerados pelo fluxo de caixa de processo.

É importante destacar que foi considerado que a fase de implementação da planta ocorrerá nos dois primeiros anos do período, 2023 e 2024. Desta forma, os dois anos citados são representados pelo ano zero no horizonte de investimento, visto que em 2023, o investimento consiste em 70% e em 2024, representa 30 %.

É importante destacar que foi considerado neste trabalho o valor médio do Dólar no ano de 2022, US\$ 5,20 (GLOBO, 2022), para realizar todas as conversões de Real para Dólar.

No respectivo trabalho, o *software Microsoft Excel* foi extremamente relevante para auxiliar na construção do estudo de viabilidade técnica e econômica, tendo em vista sua versatilidade e praticidade.

Além disso, o processo a ser estudado para verificar sua viabilidade de implantação, contempla grande parte da simulação exposta na Figura 3.1 junto com a simulação demonstrada a partir do fluxograma da Figura 3.5.

3.5 ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO

Os primeiros investimentos estão diretamente relacionados à aquisição do terreno, custo dos equipamentos de processo, ao capital fixo de inicial e, também, ao capital de giro que representa 5% do investimento (AACE, 2005).

Aspectos foram considerados para a realização das análises de viabilidade econômico-financeira. Primeiramente, considera-se a implantação da usina de pirólise na região periférica do estado do Rio de Janeiro cuja área representa 10.000 m², sendo o valor do metro quadrado equivalente ao custo médio de construção civil referente ao mês de outubro de 2022 que é R\$1.675,00, com base no IBGE (2022).

Vale destacar que por questões logísticas, é recomendável a implantação de um setor industrial em localidades com alto índice de resíduos plásticos, matéria prima a ser utilizada no processo, ou perto do mercado consumidor.

O fator de Lang é uma metodologia utilizada quando se almeja inserir os custos de materiais adicionais, de instalação, custo com encanamento, rede elétrica, unidades auxiliares e entre outros para se obter uma avaliação do capital fixo inicial investido na planta química (C_{FI}), tendo em vista abrangerá os custos para construir a mesma. Podendo assim, ser considerado uma estimativa simplificada com base nos custos de aquisição dos principais equipamentos da planta (EPE, 2018).

É de interesse salientar que o fator em questão varia de acordo com o tipo de processamento que está sendo realizado na unidade industrial. Neste caso, a simulação adotada para este trabalho engloba o processamento tanto de sólidos quanto de fluídos, sendo assim, o fator de Lang apresenta o valor de 4,28 de acordo com Seader *et al.* (2011).

Desta forma, com base nos textos de Vazzoler (2017), este método possui um grau de incerteza de 35 % e tendo posse do valor total dos equipamentos ($C_{EQUIP.}$), já contabilizando o valor do frete do transporte dos mesmos (5% de $C_{EQUIP.}$), multiplicasse pelo fator de Lang para se obter capital fixo inicial (C_{FI}). Adiciona-se o custo correspondente ao Off-site que representa os custos relacionados aos tanques de armazenamentos, caldeira, torres de resfriamento, processo que proporcionam ar comprimido e entre outras instalações que estão fora do escopo do fluxograma do processo para se obter o custo total dos equipamentos instalados (FOB).

Índices de custo para locações internacionais, ou também conhecido como fator de internalização, é utilizado quando se deseja considerar os custos relativos de uma localização em relação ao valor usualmente na Região da Costa do Golfo do México.

Fatores locacionais como custo e disponibilidade de materiais; custo e disponibilidade de mão de obra, concretizam o fato de não considerar índices de outras regiões do mundo (VAZZOLER, 2017). Sendo assim, utiliza-se como base a Costa do Golfo do México.

Segundo You (2015) *apud* Vazzoler (2017), realiza-se a multiplicação do fator de internalização, adotado como 1,79, pelo custo total dos equipamentos instalados (FOB) que resulta no investimento dos equipamentos (C_{EI}).

O Quadro 3.4 permite a visualização dos itens que compõe o CAPEX estabelecido para o estudo de viabilidade deste trabalho.

Quadro 3.4 – CAPEX.

CAPEX (FOB)
On-site - Equipamentos (C_{EQUIP})
Transporte (Frete e seguro - 5% de C_{EQUIP})
Capital fixo inicial (C_{FI})
Off-site (25% do C_{EQUIP})
Equipamentos totais instalados (FOB)
CAPEX
Fator de internalização
Total dos equipamentos instalados (C_{EI})
Contingência (15% do C_{EI})
Condicionantes ambientais (1% do C_{EI})
Terreno (10.000 m ²)
Licenças (2% do C_{EI})
CAPEX
Royalties (2% do C_{EI})
Partida da Unidade (10% do C_{EI})
Investimento
Capital de giro (5% do Investimento)
Investimento total

Fonte: Seader *et al.* (2011).

O CAPEX (*Capital Expenditure*) é uma metodologia amplamente utilizada para visualizar o investimento em bens capitais, como por exemplo a aquisição de equipamentos e terrenos. Sua definição auxilia a empresa a definir ou expandir o escopo das operações (SUNO, 2018).

Visando estimar o investimento total da planta, faz-se necessário acrescentar alguns valores correspondentes as licenças, royalties e o custo para a partida da unidade que constituem, respectivamente, a 2%, 2% e 5% de do custo dos equipamentos totais instalados após a aplicação do fator de internalização (C_{EI}) (VAZZOLER, 2017).

O Quadro 3.4 proporciona uma melhor visibilidades de quais equipamentos das simulações serão considerados no estudo.

Quadro 3.4 –Equipamento considerados

Simulação base	
Códigos	Equipamentos
TC-1	Trocador de calor
TC-2	Trocador de calor
TC-3	Trocador de calor
R-PYR	Reator de rendimento
R-COMB	Reator estequiométrico
CYCL-1	Ciclone
CYCL-2	Ciclone
COMP-1	Compressor
Simulação complementar	
Códigos	Equipamentos
TC-4	Trocador de calor
TC-5	Trocador de calor
COL-5	Coluna de destilação
COL-6	Coluna de destilação
BOMB-1	Bomba centrífuga

Fonte: Autora (2022).

As seções seguintes apresentarão as metodologias aplicadas para estimar os custos de cada equipamento necessário para a operação da planta, considerando ambas as simulações

representas na Figura 3.1 e na Figura 3.5. Vale ressaltar que o misturador não foi considerado nos cálculos, tendo em vista que em plantas de pirólise reais, a mistura das correntes de alimentação ocorre no próprio reator de pirólise. Desta forma, descartando o uso prévio do misturador.

Simulação base se refere ao fluxograma dos autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021), exposto na Figura 3.1, e a simulação complementar se encontra exposta na Figura 3.5.

Vale ressaltar que inicialmente, deve-se ter conhecimento de algumas informações referente ao equipamento a ser analisado, tais como: volume, diâmetro, temperatura, pressão e o tipo de material que é composto. Este último, auxilia na identificação do fato de material (F_m) que será aplicado na correlação. Já a pressão, pode-se adquirir o valor do fator de pressão (F_p).

3.5.1 Trocadores de calor

A estimativa de custo dos trocadores de calor é adquirida a partir do uso da correlação de Smith (2005), dada pela Equação 3.5.1.1.

$$C = 35000 + 150.A \quad (3.5.1.1)$$

A variável A representa a área de troca requerida do trocador. Diante disso, faz-se necessário calcular a área dos trocadores de calor do processo.

De acordo com a Figura 3.2, as áreas de troca requerida dos trocadores TC-1, TC-2 e TC-3 são, respectivamente, 194,88 m², 23,90 m² e 3,04 m².

Entretanto, para se obter o valor de A para os trocadores de calor TC-4 e TC-5, é necessário aplicar a Equação 3.5.1.2.

$$Q = U.A.LMTD \quad (3.5.1.2)$$

Onde:

U é o coeficiente global de transferência térmica (W/m².°C).

Q é o calor (W).

A é a área de troca térmica requerida (m²).

LMTD é a diferença de temperatura média logarítmica.

Os valores de *LMTD* e o produtório $U \cdot A$ podem ser obtidos no Apêndice J e no Apêndice K. A partir desses dados e a utilização da Equação 3.5.1.2, se obtém o quantidade de calor requerida pelo trocador de calor (Q).

Com isso, aplica-se a Equação 3.5.1.3, substituindo as variáveis Q , *LMTD* e $U_{Médio}$. Esta última variável representa o coeficiente global médio de transferência térmica.

$$Q = U_{Médio} \cdot A \cdot LMTD \quad (3.5.1.3)$$

Para se obter o valor de $U_{Médio}$, foi preciso identificar o valor de U da água e dos óleos leves (gasolina e diesel). De acordo a Engineers Edge (2022), obtém-se para resfriadores que usa água como fluído frio, o valor do coeficiente global de troca térmica igual a 60 Btu/h-ft².°F (340 W/m².°C) e para óleos leves, fluído quente, o valor é 160 Btu/h-ft².°F (900 W/m².°C).

Desta forma, o valor de $U_{Médio}$ considerado neste trabalho foi igual a 400 W/m².°C, visto que mesmo se encontra na faixa de 340 a 900 W/m².°C.

Dado o exposto, o processo do estudo fez o uso de cinco trocadores de calor, cada um com suas respectivas áreas: TC-1 possui 194,88 m², TC-2 possui 23,90 m², TC-3 possui 3,04 m², TC-4 possui 88,55 m² e TC-5 possui 128,79 m². O trocador de calor TC-3 deve ser destacado, uma vez que apresenta uma área de troca requerida considerada baixa em comparação com as demais. Diante disso, o cálculo de TC-3 é representado por 30% do valor total adquirido após a aplicação da Equação 3.5.1.1.

3.5.2 Reator de pirólise

O método indicado quando se deseja obter o custo de um reator é a correlação de Capcost para vasos verticais exposta na Equação 3.5.2.1.

Neste caso, trata-se de um reator de aço carbono (CS) com pressão de 1 bar e um volume (V) de 4,3242 m³. Conforme informado, a pressão possui um valor que valida o fator de pressão (F_p) ser igual a 1, visto que é menor que 5 bar, de acordo com os estudos de Turton (2009).

$$\log C = K1 + K2 \log(V) + [K3(\log(V)^2)] \cdot (B1 + B2 \cdot F_p \cdot F_m) \quad (3.5.2.1)$$

A Tabela 3.8 auxilia na identificação das variáveis expostas na equação 6, nas quais representam as constantes a serem aplicadas para vasos verticais.

Tabela 3.8 – Vasos verticais

Tipo	K1	K2	K3	Fm (CS)	B1	B2	Vmínimo(m³)	Vmáximo(m³)
Vasos verticais	3,4974	0,4485	0,1074	1,0	2,25	1,82	0,3	520

Fonte: Turton *et al.* (2009) *apud* EPE (2018).

Assim que estimado o valor do custo do reator de pirólise, conhecido como reator de pirólise, é necessário multiplicar este valor por 1.3. Segundo Towler e Sinnott (2021), o fator citado representa custos referentes aos internos do reator de cerca de 30 % do custo total do vaso de pressão.

3.5.3 Reator estequiométrico

Em razão do reator estequiométrico ter como objetivo realizar a queima dos resíduos vindos do reator de pirólise, com a intenção de proporcionar a reutilização do catalisador, pode-se observar que o mesmo se comporta como um queimador a pressão atmosférica. Diante disso, a correlação a ser utilizada para estimar o custo deste equipamento será a correlação de Berthouex e Brown (2021) expressada na Equação 3.5.3.1, onde T é a temperatura.

$$CUSTO = 12000 + 10300 \cdot \log(T + 5500(\log(T)^2)) \quad (3.5.3.1)$$

O reator em questão apresenta uma temperatura de 750 °C e pressão de 1 bar.

3.5.4 Colunas de destilação

A correlação indicada para se obter o custo das colunas de destilação é a Equação 3.5.3.1, devido ao fato de que este equipamento pode ser considerado um vaso vertical.

Tendo em vista que as três colunas da simulação dos autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021) foram substituídas pelo processo da simulação complementar. Estima-se os custos dessas duas colunas, cujos códigos são COL-5 e COL-6.

Com base nos dados da Tabela 3.6 que informa a altura e o diâmetro das colunas, calcula-se o volume das mesmas para viabilizar a correlação de custo representada pela Equação 3.5.3.1.

Assim, utiliza-se a Equação 3.5.4.1 para calcular o volume em que V , D e L são, respectivamente, o volume, o diâmetro e altura da coluna de destilação.

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot L \quad (3.5.4.1)$$

Definido o volume e estimado o custo do vaso vertical, necessita-se considerar, também, os custos referentes aos pratos, evaporadores, condensadores e demais internos das colunas. Com isso, deve-se realizar um acréscimo de 20% no custo do vaso vertical de cada para contabilizar os custos anteriormente citados (TOWLER; SINNOTT, 2021).

3.5.5 Ciclone

De acordo com os estudos de Heumann(1983) *apud* Atkinson; Mavituna (1991) a Tabela 3.9 auxilia no cálculo do custo dos dois ciclones presentes no processo, CYCL-1 e CYCL-2.

Tabela 3.9 – Ciclone

Taxa de fluxo (ft ³ /min)	Eficiência	Queda de pressão	Preço unitário US\$/ft ³ /min
50.000 – 100.000	90 %	6	US\$ 0,45
	70%	6	US\$ 0,22

Fonte: Adaptado de Heumann(1983) *apud* Atkinson; Mavituna (1991).

Deve-se considerar o fluxo volumétrico das corrente HOT-CAT e PYR-PROD, como o objetivo de verificar se as mesma se encontram na faixa de 50.000 a 100.000 ft³/min. HOT-CAT possui 1955594,31 L/min de fluxo volumétrico e PYR-PROD apresenta 23362754,97 L/min, convertendo para ft³/min, tem-se 69061,23 ft³/min e 825048,68 ft³/min, respectivamente.

Em relação aos ciclones deste trabalho, optou-se por uma eficiência de 90%, sendo assim, o preço para cada ft³/min custa US\$ 0,45.

3.5.6 Compressor

A correlação utilizada na determinação dos custos de compressores está demonstrada na Equação 3.5.6.1.

$$\log C = K1 + K2 \log(Pot) + [K3(\log(Pot)^2)]. (B1 + B2.F_p.F_m) \quad (3.5.6.1)$$

A Tabela 3.10 representa as constantes a serem substituídas na Equação 3.4.6.1 para um compressor rotativo.

Tabela 3.10– Compressores

Tipo	K1	K2	K3	Fm (CS)	Fp	B1	B2	Potência mínima (kW)	Potência máxima (kW)
Rotativo	2,0355	-2,4	0,4253	2,4	1	1,5	0,9	18	950

Fonte: Turton *et al.* (2009) *apud* EPE (2018).

Como pode ser notado, é preciso ter o valor da potência (Pot) deste equipamento para viabilizar a correlação. Desta forma, a potência do compressor necessária para o processo possui 182 kW.

3.5.7 Bomba centrífuga

No que concerne a estimativa de custo da bomba centrífuga, considera-se a correlação de Capcost demonstrada na Equação 3.5.6.1.

Todavia, considera-se os valores das constantes correspondentes as bombas centrífugas são exibidas na Tabela 3.11.

Tabela 3.11 – Bomba centrífuga

Tipo	K1	K2	K3	Fm (CS)	B1	B2
Centrífuga	1,39	0,05	0,15	1,25	0,89	1,05

Fonte: Turton *et al.* (2009) *apud* EPE (2018).

Considera-se que a pressão da bomba é menor que 10 bar, à vista disso, a variável F_p é igual a 1, com base nos estudos de EPE (2018) *apud* Turton *et al.* (2009). Em relação a potência da bomba, o valor é 1.594 kW.

3.5.8 Correção da inflação com o índice de CEPCI

Vale ressaltar que as fórmulas empíricas apresentadas para estimar os custos dos equipamentos foram desenvolvidas para uma determinada época: 2005 para a correlação de Smith (2005), o ano de 2006 para as correlações de Turton (2009) *apud* EPE (2018) e 1982 para a correlação do custo do ciclone de Heumann(1983) *apud* Atkinson; Mavituna (1983). Assim, deve-se atualizar os custos para 2022, com o auxílio do índice Chemical Engineering Plants Cost Index (CEPCI).

Para o reator de rendimento, colunas de destilação e compressor, utiliza-se o CEPCI de 2006, visto que os estudos de Turton (2009) *apud* EPE (2018) foram realizados com os dados de 2006. Já para os equipamentos: reator estequiométrico, trocadores de calor, usa-se os índices CEPCI de 2015 e 2005, respectivamente. Para o ciclone utiliza-se o CEPCI de 1982, pois os estudos de Heumann(1983) *apud* Atkinson; Mavituna (1983) se referem 1982.

A Tabela 3.12 exibe os valores do CEPCI para determinados anos.

Tabela 3.12 – Valor do CEPCI

Ano	CEPCI
1982	314
2005	468,93
2006	500
2015	556,8
2022	607,2

Fonte: Vazzoler (2017).

A Equação 3.5.8.1 descreve o cálculo a ser aplicado para a correção da inflação com o índice de custos CEPCI.

$$Correção = \frac{Custo}{CEPCI \text{ do ano da correlação}} \cdot CEPCI \text{ do ano atual} \quad (3.5.8.1)$$

3.6 ESTUDO DOS CUSTOS DE OPERAÇÃO – OPEX

No que diz refere a elaboração do OPEX, o Quadro 3.6 informa os custos que devem ser considerados.

Quadro 3.6 – OPEX

OPEX
Custo de instalação
Matéria prima
Resíduos plásticos pós consumo
Utilidades e químicos
Catalisador (HZSM5)
Água de resfriamento (25°C)
Gás natural
Vapor de alta pressão
Energia elétrica
Custos com o pessoal
Operações
Salários Operação (mão de obra)
Encargos e salários indiretos
Operações de abastecimento e serviços
Controle de qualidade
Custos indiretos de operação (operating overhead)
Custos indiretos gerais da planta
Serviços do departamento mecânico
Departamento de recursos humanos
Serviços de negócios (business)
Seguros e taxas de propriedades
Manutenção
Salário Manutenção (mão de obra)
Encargos e salários indiretos
Salários, encargos e salários indiretos
Benefícios
Processos com manuseio de fluidos-sólidos
Materiais e serviços
Custos indiretos (overhead) de manutenção

Fonte: Vazzoler (2017).

3.6.1 Estimativa do custo de mão de obra

No âmbito administrativo, estima-se um quadro de funcionários, para cada plantão que contempla 8 horas diárias, que se divide em: 2 engenheiros de operação, 4 operadores e 1 supervisor. É necessário considerar que três plantões serão adequados para a operação de uma planta por 350 dias ao ano.

No que tange ao valor da hora homem, para fins de cálculos dos custos adicionais, valores foram estabelecidos com base nos cargos dos colaboradores, de acordo com as informações disponibilizadas pelo CREA (2019). A representação é exposta na Tabela 3.13.

Tabela 3.13 – Valor hora homem por cargo

Cargo	Valor hora homem (R\$/h)	Valor hora homem (US\$/h)
Supervisor	140	26,92
Engenheiro de operação	90	17,31
Operador	35	6,73
Engenheiro de manutenção	90	17,31

Fonte: CREA (2019).

O valor do total gasto com salário abrange o somatório dos salários de cada cargo. Este foi estimado a partir da multiplicação entre as variáveis: valor da hora homem, quantidade de colaboradores por cargo que operam em um turno, a quantidade de horas que cada turno possui (8 horas), quantidade de turnos (três turnos), quantidade de dias que a planta irá operar (350 dias).

3.6.2 Estimativa dos custos da matéria prima

Os custos com as matérias primas devem ser considerados na análise econômica que se restringem aos resíduos plásticos pós-consumo e o catalisador zeólita HZSM-5, e, para isto, precisa-se pesquisar o valor que estes itens são vendidos no mercado.

É possível se obter uma estimativa do preço do catalisador e dos resíduos plásticos por intermédio, respectivamente, do site Alibaba (2022) e do Anuário da Reciclagem 2021, disponibilizado pela ANCAT (2021). A Tabela 3.14 exprime os custos destes materiais no mercado e a quantidade que será necessária para o processo.

Tabela 3.14 – Custo da matéria prima

Matéria Prima	Preço por kg em R\$	Preço por kg em US\$	Consumo
Resíduos plásticos	R\$ 1,04	US\$ 0,20	100.000 kg
Zeólita HZSM-5	-	US\$ 1,55	27,75 kg

Fonte: Autora (2022).

Vale salientar que está sendo considerado um acréscimo de US\$0,10 no preço dos resíduos plásticos para representar os custos com o frete. Desta forma, adota-se US\$0,30 para cada quilograma de resíduos plásticos.

O consumo de 27,75 kg de zeólita HZSM-5 se refere aos 5% de purga deste material que é retirado do processo, após passar pelo CYCL-2. Com isso, é preciso repor esta quantidade como catalisador fresco.

3.6.3 Estimativa do custo de utilidades

As utilidades primordiais para o processo, se encontram expostas na Tabela 3.15, juntamente, com as referências em que foram considerados os preços de cada.

Tabela 3.15 – Custo das utilidades

Utilidades	Consumo	Preço de mercado	Referência
Vapor de alta pressão	12.366 kg/h	US\$ 9,50/ton	VAZZOLER (2017)

Água de resfriamento	229.899 kg/h	US\$ 0,06/kg	VAZZOLER (2017)
Elettricidade	1.593 kW	US\$ 0,13/ kW	ANEEL (2022)
Gás natural	34,80 MBtu	US\$ 12,00/MBtu	CEGAS (2022)

Fonte: Autora (2022).

De acordo com os autores Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021), a energia elétrica necessária para a planta foi equaciona na simulação, sendo assim, a planta é autossuficiente no quesito energético. Todavia, o consumo de energia elétrica considerada na Tabela 3.15, se refere a energia requerida pela bomba centrífuga (BOM-1) da simulação complementar.

A água de resfriamento a 25 °C atende tanto o TC-3 que necessita de 31394,7 kg/h, quanto os condensadores COND-1 e COND-2. É importante destacar que é preciso utilizar torres de resfriamento para diminuir a temperatura desta utilidade, após seu uso nos equipamentos citados. Desta forma, ocorre uma perda de 2% da água de resfriamento, que deve ser reintroduzida no processo.

No que se refere ao vapor de alta pressão, o mesmo deve apresentar 40 bar de pressão e uma temperatura de 390 °C. Com isso, é concretizada a utilização do vapor superaquecido. Seu consumo contempla 8.552 kg e 3.814 kg de vapor, os quais são requeridos pelos evaporadores REB-1 e REB-2, respectivamente.

Conforme mencionado anteriormente, uma fração da corrente C1-TOP servirá para atender a energia requerida pelo R-COMB. Portanto, verificou-se que a fração restante desta corrente, nomeada de LEVES, poderia ser empregada para gerar a carga térmica necessária dos evaporadores REB-1 e REB-2.

Assim, é preciso ter conhecimento sobre as energias requeridas por REB-1 e REB-2, calculadas em 6,5178 Mkal/h e 2,907 Mkal/h, respectivamente, totalizando 9,4248 Mkal/h (34,80 MMBtu). Em contrapartida, a corrente LEVES remanescente do processo pode fornecer apenas 0,66 Mkal/h, não atendendo a demanda energética dos evaporadores. Diante disso, há a necessidade de aquisição externa de gás natural para suprir esta demanda adicional de energia.

3.7 ESTUDO DA RECEITA

Os produtos que são proporcionados pela usina de pirólise catalítica em análise, são: GLP, gasolina e diesel. Os preços que estes produtos são vendidos no mercado devem ser levados em consideração para que seja feita a previsão de receita que será gerada.

Os preços de mercado considerados para este estudo são baseados nos valores disponibilizados no site da Petrobras (2022), a Tabela 3.16 exhibe tais informações.

Tabela 3.16 – Preço de mercado dos produtos

Produto	Preço (R\$/ton)	Preço (US\$/ton)
GLP	R\$ 3.780,00	US\$ 730,00
Gasolina	R\$ 2.390,00	US\$ 460,00
Diesel	R\$ 4.430,00	US\$ 860,00

Fonte: Petrobras (2022).

3.7.1 Preço mínimo de venda

Existem inúmeros fatores externos que podem vir a impactar de forma permanente ou continuada o preço de um produto, como por exemplo, fatores climáticos, logística, questões governamentais, guerras, crises econômicas dentre outros.

Por este ângulo, deve-se estimar até quanto os preços dos produtos da planta devem ser vendidos no mercado para que não gere impacto na economicidade do empreendimento.

Salvo em algumas situações, sabe-se que os preços dos derivados de petróleo estão diretamente relacionados com o preço do barril do petróleo e, a variação do preço do barril irá impactar conjuntamente no preço dos derivados.

Os produtos gerados nesta usina de processamento de plásticos são derivados de petróleo (GLP, gasolina e diesel) e, como forma de variar os seus preços dos produtos todos ao mesmo tempo, optou-se por criar um fator multiplicativo, denominado Fator de Variação dos Preços dos Produtos [FVPP], que incidisse diretamente nesta variável. Desta forma, torna-se

possível uma análise mais realista da robustez do empreendimento em relação à sensibilidade dos preços.

Uma das principais formas de se verificar a robustez do processo se baseia no cálculo do Preço Mínimo de Venda (PMV) do produto e compará-lo com o preço real de mercado. Esse valor pode ser obtido zerando-se o VPL do empreendimento e, por conseguinte, a TIR (Taxa Interna de Retorno) é igualada a TMA (Taxa Mínima de Atratividade), considerada, neste caso, igual a 15%. Traduzindo, o produto é vendido a um preço onde apenas o valor dos custos de produção será recuperado, porém não haverá a geração de lucro. No caso em particular, o PMV será considerado, conjuntamente, para todos os produtos (GLP, gasolina e diesel), possibilitado através da utilização do fator de variação dos preços dos produtos [FVPP], como descrito anteriormente.

Na planilha do EVTE (Estudo de Viabilidade Técnica Econômica) do empreendimento, utilizou-se a função “Atingir Meta” para se igualar o VPL a zero (obtendo, também a TIR igual a TMA). Com isso, se obteve o valor de FVPP que mostra qual a redução mínima percentual que os preços dos produtos podem ter de modo a suportar o empreendimento sem prejuízo.

3.8 ÍNDICES TÉCNICOS (IT)

Tendo como objetivo adequar os custos do estudo de viabilidade para diferentes capacidades de resíduos plásticos e visando propiciar as análises de sensibilidade, índices técnicos devem ser considerados para estimação dos custos. Tais índices estão apresentados na Tabela 3.17. O valor de cada índice encontrado na tabela é resultante da divisão do valor correspondente a sua vazão pelo valor fixo de vazão dos resíduos plásticos de 100.000 kg/h.

Uma vez calculados os índices técnicos do estudo, conforme demonstrado na Tabela 3.17, é possível a construção do fluxo de caixa e adaptação do mesmo, para a análise das sensibilidades, utilizando as vazões de 50.000 kg/h e 75.000 kg/h de resíduos plásticos.

Tabela 3.17 – Índices técnicos

Correntes	Vazões	Índices	Unidade
Resíduos plásticos (PL)	100.000 kg/h	1	kgPL/kgPL
Leves	7.943 kg/h	0,07943	kg/kgPL
GLP	20.512 kg/h	0,20512	kg/kgPL
Gasolina	25.657 kg/h	0,25657	kg/kgPL
Diesel	19.045 kg/h	0,19045	kg/kgPL
Utilidades e químicos	Vazões	Índices	Unidade
Energia elétrica	1.593 kW/h	0,01593	kW/kgPL
Vapor de alta pressão (40bar@390°C)	12.366 kg/h	0,1237	kg/kgPL
Água de resfriamento	199.132 kg/h	1,99	kg/kgPL
Catalisador	27,75 kg/h	0,00028	kg/kgPL
Gás natural	34,80 MBtu/h	0,00035	MBtu/kgPL

Fonte: Autora (2022).

3.9 FLUXO DE CAIXA

Tendo em posse o valor do investimento e os custos previstos, tanto para o CAPEX, quanto para o OPEX, será viável realizar o levantamento do fluxo de caixa, estimado entre 2023 até 2034.

Salienta-se que os anos de 2023 e 2024 são destinados para fase de implementação da planta, representados pelo ano 0 no horizonte de investimento, em virtude de que em 2023, o investimento consiste em 70% e em 2024, representa 30 %.

O período compreendido entre 2025 até 2034, refere-se à fase de operação.

A partir do fluxo de caixa, é possível averiguar os indicadores de retorno de viabilidade econômica (VPL, TIR e Payback) e, portanto, avaliar os resultados de viabilidade econômica e financeira do projeto.

3.10 METODOLOGIA PARA A ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

A análise de sensibilidade, tem como objetivo verificar a viabilidade da planta com diferentes capacidades a partir da alteração da vazão de resíduos plásticos e, portanto, é preciso adaptar os cálculos para, especificamente, a vazão de 75.000 kg/h e de 50.000 kg/h.

O cenário original, processo principal do estudo, consiste em 100.000 kg/h de resíduos plásticos. Já o cenário 1 representa 75.000 kg/h dessa matéria prima e o cenário 2, que é 50.000 kg/h.

Uma das alterações a serem feitas nos cálculos, se restringe à alteração do custo com à aquisição dos equipamentos, conhecido como *on-site*, em razão de que como a capacidade da planta será diminuída, não haverá a necessidade de equipamentos grandes para operar com a nova capacidade.

Desta forma, é preciso aplicar a Equação 3.10.1, visando alterar o *on-site* e, consequentemente, o CAPEX do projeto sofrerá alterações que impactarão o valor do investimento total.

$$On - site(2) = On - site(1) \cdot \left(\frac{Capacidade\ 2}{Capacidade\ 1} \right)^{0,6} \quad (3.10.1)$$

A variável *on-site(2)*, representa o novo custo dos equipamentos para a capacidade em análise (*Capacidade 2*), seja, 75.000 kg/h ou 50.000 kg/h.

No que se refere a variável *Capacidade 1*, a mesma sempre será substituída pelo valor da capacidade original, isto é, 100.000 kg/h de resíduos plásticos.

Por último, salienta-se que o *On-site(1)* caracteriza o custo dos equipamentos originais que compõem o processo desse estudo para uma capacidade de 100.000 kg/h.

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Com base nas pesquisas realizadas e na metodologia aplicada, foi possível a realização do estudo de viabilidade técnica e econômica para a implantação de uma usina de pirólise catalítica de resíduos plásticos na região periférica do estado do Rio de Janeiro, na qual proporciona a geração de produtos com alto valor econômico como GLP, gasolina e diesel.

4.1 CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS

Definidas as correlações de custo para cada equipamento contido no processo e de posse das informações relevantes para a aplicação das mesmas, é possível obter os custos de cada equipamento, conforme demonstrada na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Custo dos equipamentos

Equipamento	Códigos (TAGs)	Preço (US\$)	Custo total (US\$)
Trocador de calor	TC-1	235.386,00	214.054,80
	TC-2	7.091,00	
	TC-3	504,00	
	TC-4	48.282,50	
	TC-5	54.318,50	
Reator de rendimento	R-PYR	11.838,79	11.838,79
Reator estequiométrico	R-COMB	87.076,01	87.076,01
Ciclone	CYCL-1	31.077,82	402.352,88
	CYCL-2	371.275,06	
Compressor	COMP-1	36.501,00	36.501,00
Coluna de destilação	COL-5	267.954,05	884.233,18
	COL-6	616.279,13	
Internos (pratos, condensadores, evaporadores etc.)	PRAT-5	53.590,81	176.846,64
	PRAT-6	123.255,83	
Bomba	BOM-1	3.576,28	3.576,28
Total			1.816.479,57

Fonte: Autora (2022).

Tendo em vista que esses custos não são referentes ao ano de 2022, foi preciso realizar a correção da inflação com o índice de custos adotado CEPCI. A Tabela 4.2, demonstra os valores corrigidos para o ano de 2022.

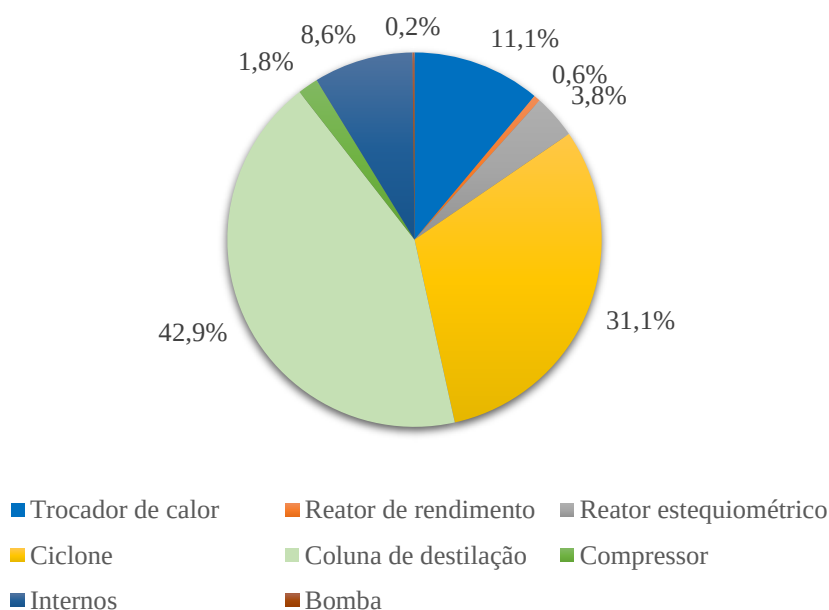
Tabela 4.2 – Correção da inflação

Equipamento	Custo total (US\$)	Ano da correlação	Custo total (US\$)
Trocador de calor	214.054,80	2005	277.171,59
Reator de rendimento	11.838,79	2006	14.377,03
Reator estequiométrico	87.076,01	2015	94.957,89
Ciclone	402.352,88	1982	778.053,08
Coluna de destilação	884.233,18	2006	1.073.812,77
Compressor	36.501,00	2006	44.326,81
Internos	176.846,64	2006	214.762,55
Bomba	3.576,28	2006	4.343,03
Total:			2.501.805

Fonte: Autora (2022).

O Figura 4.1 traz uma maior visibilidade de como foi distribuído os custos dos equipamentos.

Figura 4.1 – Distribuição dos custos dos equipamentos



Fonte: Autora (2022).

Pode ser observado que as colunas de destilação representam a maior fração dos custos relacionado à aquisição dos equipamentos devido sua robustez e complexidade.

Com isso, o custo total referente à aquisição dos equipamentos é igual a U\$2.501.805. Vale destacar que este resultado é uma estimativa feita a partir de correlações de custo e para valores mais próximos à realidade, sugere-se a cotação dos equipamentos diretamente com os fornecedores.

4.2 INVESTIMENTO E CUSTOS

Considerando uma planta com a capacidade de 100.000 kg/h de resíduos plásticos e a estimativa de custos para a aquisição dos equipamentos, foi possível elaborar o investimento total necessário para a implantação do projeto, conforme demonstra o CAPEX na Tabela 4.3 que demonstra os custos fixos do projeto.

Tabela 4.3 – CAPEX

CAPEX (FOB)	Valor (US\$)
On-site (equipamentos - CEQUIP)	2.501.805
Transporte (Frete e seguro - 5% de C_{EQUIP})	125.090
Capital fixo inicial (C_{FI})	11.243.112
Off-site (25% do On-site)	2.810.778
Equipamentos totais instalados (FOB)	16.680.785
CAPEX (internado)	Valor (US\$)
Fator de internalização	1,79
Total dos equipamentos instalados (C_{EI})	29.858.605
Contingência (15% de C_{EI})	4.478.791
Condicionantes ambientais (1% de C_{EI})	298.586
Terreno (10.000 m ²)	3.221.154
Licenças (2% do C_{FI})	597.172
Royalties (2% do C_{EI})	597.172
Partida da Unidade (10% do C_{EI})	2.985.860
Investimento	42.037.340
Capital de giro (5% Investimento)	2.101.867
Investimento total	US\$ 44.139.203

Fonte: Autora (2022).

Já a Tabela 4.4 exibe os custos variáveis por ano, nos quais contemplam o OPEX do projeto.

Tabela 4.4 – OPEX

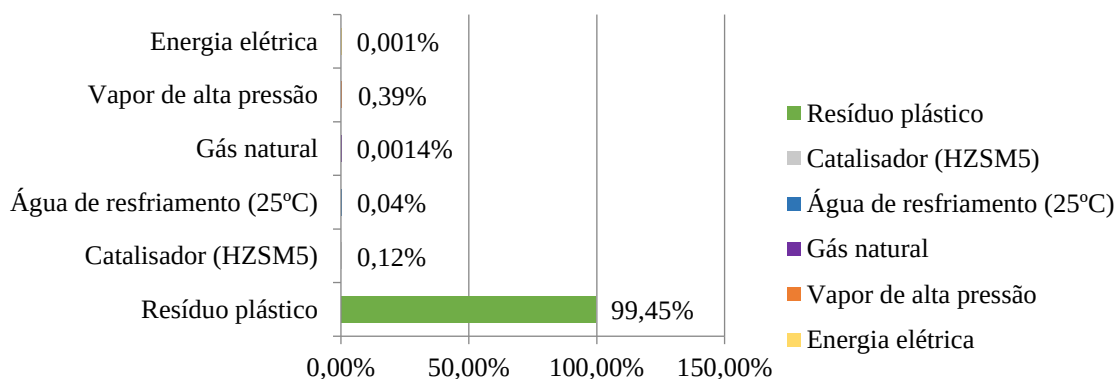
OPEX	
Custos de instalação	Custo (US\$)
Matéria prima	
Resíduos plásticos pós consumo	240.000.000
Utilidades e químicos	
Catalisador (HZSM5)	290.160
Água de resfriamento (25°C)	95.583
Gás natural	3.340
Vapor de alta pressão	939.795
Energia elétrica	1.657
Total dos custos de instalação	241.330.536
Custos com o pessoal	Custo (US\$)
Operações	
Salários Operação (mão de obra)	592.308
Encargos e salários indiretos	1.196.462
Operações de abastecimento e serviços	35.538
Controle de qualidade	26.923
Custos indiretos de operação (operating overhead)	
Custos indiretos gerais da planta	52.376
Serviços do departamento mecânico	17.705
Departamento de recursos humanos	43.524
Serviços de negócios (business)	54.589
Seguros e taxas de propriedades	283.162
Manutenção	
Salário Manutenção (mão de obra)	756.000
Encargos e salários indiretos	771.120
Salários, encargos e salários indiretos	1.527.120
Benefícios	36.346
Processos com manuseio de fluidos-sólidos	637.115
Materiais e serviços	145.385
Custos indiretos (overhead) de manutenção	7.269
Total dos custos com o pessoal	6.182.942

Fonte: Autora (2022).

Desta forma, a partir da soma dos custos de instalação mais os custos com o pessoal, o OPEX apresentou o valor de US\$ 247.513.478.

Além disso, tendo como objetivo realizar a comparação dos custos dos seguintes itens: matéria prima, catalisador e utilidades, plotou-se o Figura 4.2. Nota-se que a matéria prima (resíduos plásticos), contribui com a maior parte dos custos com 99,45%.

Figura 4.2 – Distribuição dos custos por categoria



Fonte: Autora (2022).

4.3 RECEITA E LUCRO

A receita anual do empreendimento apresentou um valor de U\$ 345.237.440, a partir do somatório dos ganhos de cada produto vendido, conforme exhibe a Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Produtos

Produtos	Preço (US\$/ton)	Receita (US\$/ano)
GLP	730,00	119.790.080
Gasolina	460,00	94.417.760
Diesel	860,00	131.029.600
Total		345.237.440

Fonte: Autora (2022).

Analisando as despesas e receitas, foi possível estimar o lucro anual do projeto que resultou no valor de U\$ 97.723.962.

4.4 ANÁLISE DO FLUXO DE CAIXA

Levando em consideração a projeção das receitas, principais despesas do projeto e os impostos que devem ser aplicados (PIS/COFINS, ISSQN, CSLL e Imposto de Renda), foi possível construir o fluxo de caixa, tanto para a fase de implementação da planta, quanto para a fase de operação.

Vale ressaltar que foi considerado uma depreciação de 10 anos para os equipamentos. Logo, a partir do ano de 2034, a depreciação contábil será igual a zero, que resultaria em um fluxo de caixa com um valor menor quando comparado com os anteriores da fase de operação. Vale destacar que este estudo é analisado somente até o ano de 2034.

Considerou-se que a fase de implementação será realizada nos dois primeiros anos, isto é, 2023 e 2024 (considerado ambos como ano 0 no fluxo de caixa), sendo descontado 70 % do investimento em 2023 e 30% em 2024.

Com isso, resultou em um fluxo de caixa negativo em 2023 e 2024, em conformidade com o que era esperado, visto que a planta se encontra na fase de implementação. A Tabela 4.6 exibe tais informações.

Tabela 4.6 – Fluxo de caixa da fase de implementação

Fluxo de caixa	2023 (US\$)	2024 (US\$)
Receita Operacional	-	-
PIS/COFINS (6%)	-	-
ISSQN (3%)	-	-
Receita operacional bruta	-	-
Custos variáveis	-	-
Custos fixos	-	-
Depreciação contábil (10 anos)	-	-
Resultado antes do IR e CSLL	-	-
Imposto de renda (25%)	-	-
CSLL (9%)	-	-
Investimento	-30.897.445	-13.241.762
Fluxo de caixa	-30.897.445	-13.241.762
Fluxo de caixa descontado	-30.897.445	-13.241.762

Fonte: Autora (2022).

Em 2025, primeiro ano de operação da planta, o fluxo de caixa descontado apresentará um resultado positivo, de acordo com a Tabela 4.7.

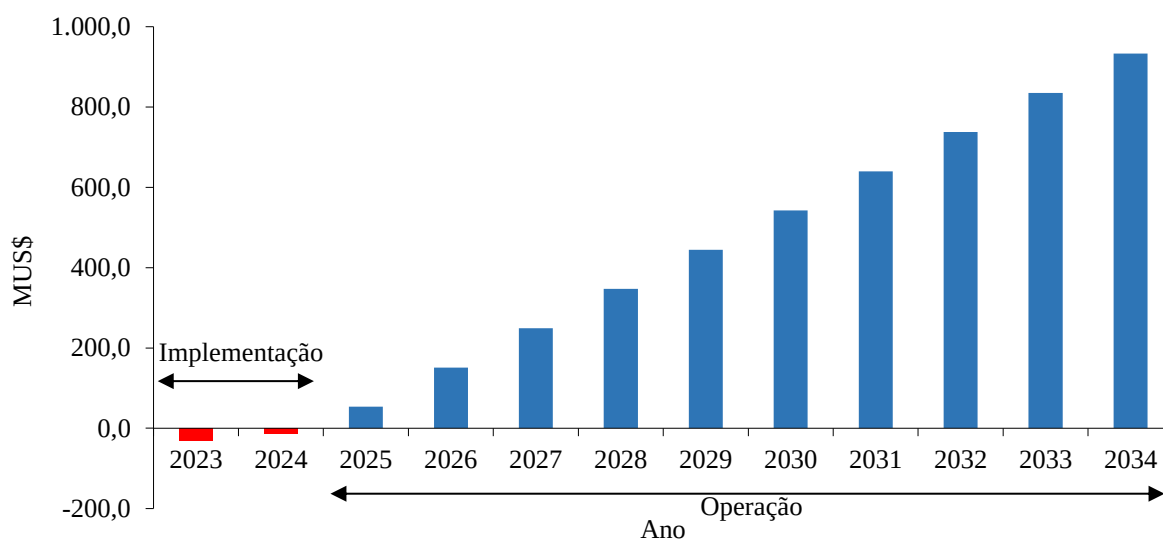
Tabela 4.7 – Fluxo de caixa do primeiro ano da fase de operação

Fluxo de caixa	2025 (US\$)
Receita Operacional	345.237.440
PIS/COFINS (6%)	-20.714.246
ISSQN (3%)	-10.357.123
Receita operacional bruta	314.166.070
Custos variáveis	-241.330.536
Custos fixos	-6.182.942
Depreciação contábil (10 anos)	-1.668.078
Resultado antes do IR e CSLL	64.984.514
Imposto de renda (25%)	-16.241.129
CSLL (9%)	-5.848.606
Investimento	0
Fluxo de caixa	44.562.858
Fluxo de caixa descontado	53.584.755

Fonte: Autora (2022).

O Figura 4.3 expressa o comportamento do fluxo de caixa descontado em milhões de dólares (MUS\$) durante o período de 2023 a 2034. É possível constatar a geração de um retorno financeiro positivo no primeiro ano de operação da planta que é o ano de 2025.

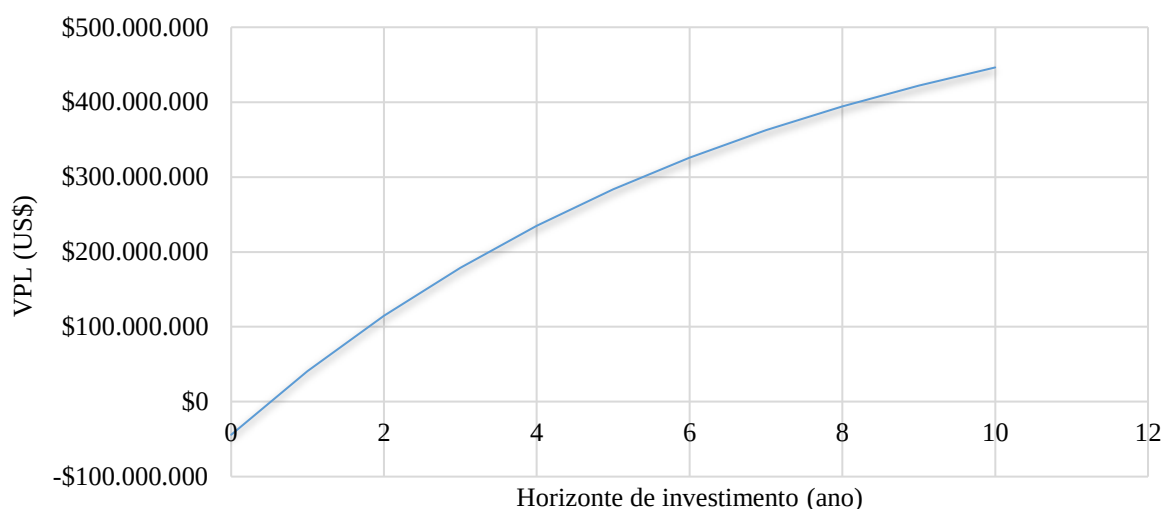
Figura 4.3 – Fluxo de caixa descontado



Fonte: Autora (2022).

No Apêndice A são apresentados, detalhadamente, os itens que compõem o fluxo de caixa descontado, juntamente, com o valor presente (VP) e o valor presente líquido (VPL) ao longo dos anos do projeto para um cenário principal de 2 anos, correspondente a fase de implementação e 10 anos para a fase de operação. Este fluxo de caixa descontado viabilizou a construção do Figura 4.4 que demonstra o comportamento dos valores do VPL durante o horizonte de investimento de 10 anos e revela um retorno positivo em menos de 1 ano.

Figura 4.4 – Valor presente líquido no horizonte de 10 anos



Fonte: Autora (2022).

Vale lembrar que, para fins de cálculos, foram considerados os anos 2023 e 2024 como o ano 0 do fluxo de caixa, em virtude de corresponderem a fase de implementação da usina.

4.5 PONTO DE EQUILÍBRIO

Por outro ângulo, pode-se analisar a viabilidade do investimento por meio da produção. O gráfico do ponto de equilíbrio auxilia na indicação da quantidade de produtos que devem ser vendidos para não haver prejuízo financeiro e a partir de qual quantidade haverá um retorno financeiro benéfico.

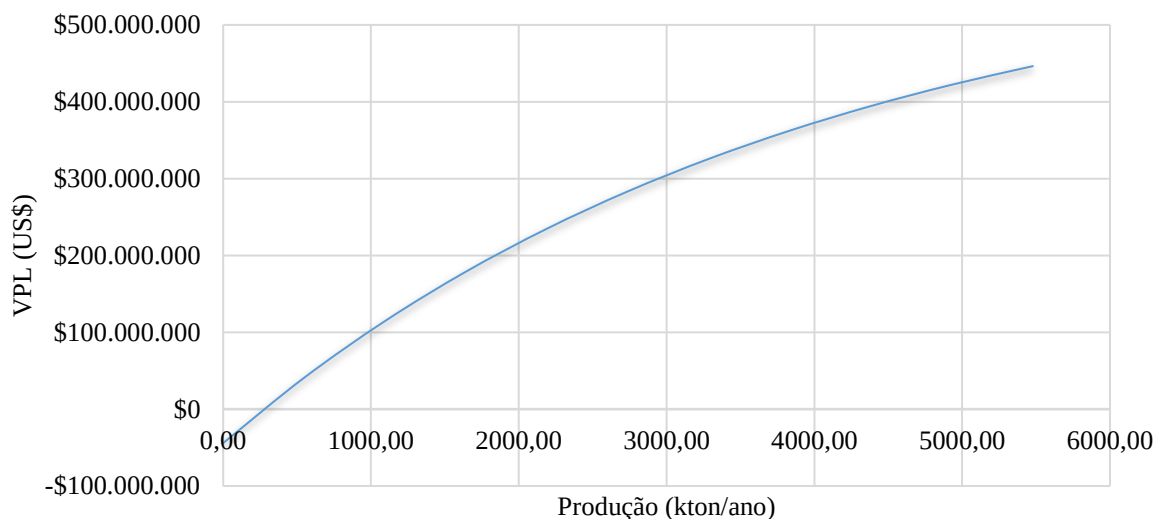
Pensando nisso, formulou-se o Figura 4.5 a partir dos dados exibidos na Tabela 4.8 onde é informada a quantidade de produção em determinado ano e seu respectivo valor do VPL. Desta forma, é possível a análise da lucratividade da planta a partir da produção.

Tabela 4.8 – Análise do VPL a partir da produção

Ano	Produção (kton/ano)	VPL (US\$)
0	0	-44.139.203
1	547,80	40.838.151
2	1095,60	114.731.506
3	1643,39	178.986.598
4	2191,19	234.860.590
5	2738,99	283.446.671
6	3286,79	325.695.436
7	3834,58	362.433.493
8	4382,38	394.379.630
9	4930,18	422.158.879
10	5477,98	446.314.748

Fonte: Autora (2022).

Figura 4.5 – Ponto de equilíbrio



Fonte: Autora (2022).

Ao analisar a Tabela 4.8 e o Figura 4.5, verifica-se a viabilidade da planta em menos de 1 ano de operação com uma produção de 547,80 kton/ano, pelo fato do VPL apresentar um valor positivo de US\$ 40.838.151.

O VPL positivo no primeiro ano, deve-se ao fato dos produtos resultantes do processo apresentarem um alto valor econômico no mercado, assim como, o baixo valor do investimento.

Para uma estimativa mais precisa do investimento, é necessário a cotação dos valores dos equipamentos do processo junto aos fabricantes.

4.6 RESULTADOS DE VIABILIDADE ECONÔMICA

A seguir serão apresentados os principais indicadores de retorno financeiro que serão utilizados para informar a eficiência econômica do empreendimento, tais como: VPL, TIR, payback simples, payback descontado e outras métricas financeiras.

Com o auxílio do fluxo de caixa exposto no Apêndice A, foi obtido os seguintes resultados pelos indicadores de retorno financeiro considerados para este investimento, nos quais são demonstrados na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 – Indicadores de retorno financeiro

Indicador	Valor
ROI	121,4%
Índice de lucratividade (IL)	299,58%
VPL	US\$ 132.232.022
TIR	68%
TMA	15%
Payback simples (Anos)	0,10
Payback descontado (Anos)	0,33

Fonte: Autora (2022).

Ao comparar a TMA, adotada como 15% para este estudo, e a TIR obtida, identifica-se que o projeto é considerado viável e apresenta geração de lucro, posto que a TIR de 68% é maior que o valor da TMA.

Analisando-se outro indicador financeiro, o VPL, deve-se considerar a TMA para a obtenção do mesmo, que apontou um valor de US\$ 132.232.022. Este resultado demonstra que o empreendimento é oportuno, uma vez que o VPL é maior que 0.

Por outro lado, o tempo do payback apresentou um valor baixo para uma planta dessa magnitude e capacidade. Tanto o payback simples, quanto o descontado, indicaram que a recuperação do investimento será em menos de 1 ano.

No que se refere ao índice de lucratividade (IL), métrica que consiste na medição da eficiência operacional do empreendimento, o resultado obtido foi de 299,58%.

Este resultado foi favorável, pois revela que a receita gerada apresenta a capacidade de pagar os custos operacionais e ainda fornecer lucro.

Por último, o ROI significa o retorno sobre o investimento ou também é conhecido como taxa de lucro. Ele consiste no resultado da subtração do lucro total pelo investimento, dividido pelo mesmo capital investido.

Neste projeto, o ROI apresentou um valor de 121,4% que indica que o investimento é viável.

4.7 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

Atendendo o objetivo de verificar se a planta seria considerada viável em diferentes cenários, foram realizadas análises de sensibilidade com diferentes quantidades de matéria prima.

Primeiramente, considerou-se uma diminuição de 25.000 kg/h da capacidade do cenário principal do estudo que é 100.000 kg/h, sendo assim, tem-se o cenário 1 com 75.000 kg/h de resíduos plásticos.

O cenário 2 representa uma diminuição de 50% da capacidade de 100.000 kg/h. Assim, para este cenário, considerou-se 50.000 kg/h de resíduos plásticos.

Vale destacar que, para ambos os cenários, foi utilizada a mesma TMA aplicada anteriormente no cenário principal deste estudo, que é o valor de 15%.

Os índices técnicos considerados neste estudo facilitaram as análises desses novos cenários que se demonstraram viáveis e lucrativos a partir da análise dos indicadores de retorno financeiros demonstrados na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 – Análise de sensibilidade

Indicador	Cenário principal	Cenário 1	Cenário 2
ROI	121,4%	90,42%	51,20%
Índice de lucratividade (IL)	299,58%	243,33%	171,36%
VPL	US\$ 132.232.022	US\$ 91.682.816	US\$ 51.873.054
TIR	68%	60,1%	49,1%
TMA	15%	15%	15%
Payback simples (Anos)	0,10	0,12	0,15
Payback descontado (Anos)	0,33	0,41	0,58

Fonte: Autora (2022).

Como demonstrado na Tabela 4.10, identifica-se que à medida que a capacidade da planta diminui, a viabilidade do empreendimento também diminui. Todavia, em todos os cenários, o projeto permanece viável e lucrativo.

Os fluxos de caixa do cenário 1 e 2 se encontram disponíveis para consulta no Apêndice B e no Apêndice C, respectivamente.

4.8 ANÁLISE DO PREÇO MÍNIMO DE VENDA

Tendo em vista a obtenção do valor mínimo em que os preços dos produtos podem ser vendidos no mercado, sem que haja prejuízo no empreendimento, considerou-se a aplicação de um fator de redução.

A TMA e a TIR foram igualadas e o VPL precisou ser igual a zero, para que a análise do empreendimento fosse feita em uma situação crítica sem que haja prejuízo.

Diante disso, chegou-se a Fator de Variação dos Preços dos Produtos [FVPP] igual a 0,8320, que significa que se o empreendimento tiver a necessidade de reduzir os preços de venda do GLP, gasolina e diesel, devido a fatores externos, o limite máximo da redução seria de 83,20% do valor original e, desta forma, não haveria prejuízo.

A terceira coluna da Tabela 4.11 demonstra os preços mínimos de venda de cada produto após a aplicação do fator de redução. Vale destacar que a segunda coluna corresponde aos preços de mercado com base na Petrobras (2022).

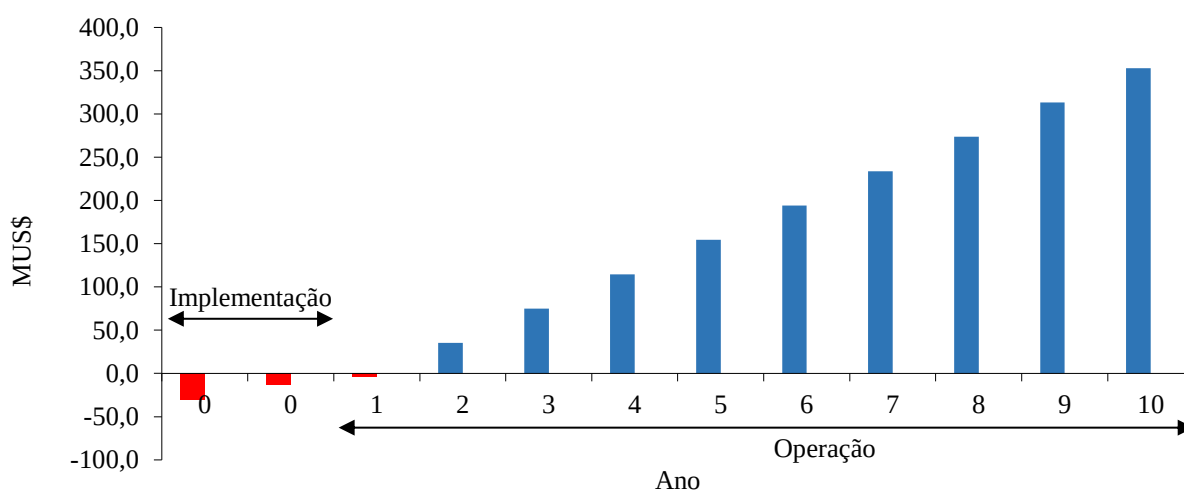
Tabela 4.11 –

Produto	Preço (US\$/ton)	Preço (US\$/ton)
GLP	US\$ 730	US\$ 607
Gasolina	US\$ 460	US\$ 383
Diesel	US\$ 860	US\$ 715

Fonte: Autora (2022).

É importante analisar o comportamento do fluxo de caixa descontado nessa situação, no qual se encontra no Apêndice P. Para tal, plotou-se o Figura 4.6 visando auxiliar à análise deste novo cenário.

Figura 4.6 – Fluxo de caixa descontado após a aplicação do fator de redução



Fonte: Autora (2022).

A partir do Figura 4.6, pode-se observar que o empreendimento se torna lucrativo a partir do ano 2 de operação da planta, ao contrário do cenário principal com os preços baseados na Petrobras (2022) que é a partir do primeiro ano de operação.

CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO

5.1 CONCLUSÃO

A reciclagem química via pirólise catalítica dos resíduos plásticos pode ser considerada uma alternativa para minimizar as consequências negativas dos mesmos, causadas ao meio ambiente e aos seres vivos.

O processo contemplado neste trabalho pode auxiliar a trilhar um futuro sustentável à medida que transforma resíduos plásticos em produtos de alto valor econômico como o GLP, gasolina e diesel.

Em concordância com estudos realizados sobre o tema, os produtos gerados no processo de pirólise catalítica (GLP, gasolina e diesel), apresentam características semelhantes aos combustíveis petroquímicos convencionais que são gerados a partir do processo amplamente aplicado.

O estudo de viabilidade técnica e econômica do trabalho apresentou resultados satisfatórios. Concluiu-se que o empreendimento é tecnicamente viável e lucrativo, devido ao fato que a TIR apresentou o valor de 68% e o VPL de US\$ 132.232.022 para uma capacidade de 100.000 kg/h de matéria prima. Adicionalmente, indicadores como o ROI de 121,4%, e o índice de lucratividade de 299,58 %, contribuíram para essa conclusão.

No entanto, o cálculo do payback descontado apontou um tempo de recuperação do investimento em 0,33 anos, que é um considerado curto para uma planta dessa capacidade, provavelmente, devido ao fato que o custo referente à aquisição dos equipamentos foi subestimado, uma vez que não houve cotação com os fabricantes e os valores foram obtidos por meio das fórmulas empíricas aplicadas. Peters *et al.*, 2002 em seu livro afirma que plantas químicas são consideradas investimentos com retorno de médio a longo prazo que podem ter um tempo de payback descontado que varia, habitualmente, de 7 a 12 anos.

Deve-se considerar que o estudo foi aplicado para uma fase preliminar do projeto e seria necessário o orçamento mais realista para se ter a real dimensão financeira do projeto.

No que concerne às análises de sensibilidade referentes ao projeto, apresentaram os valores de VPL de US\$ 51.873.054 e TIR 49,1% para a capacidade de 50.000 kg/h de resíduos

plásticos e VPL de US\$ 91.682.816 e TIR 60,1% para a capacidade de 75.000 kg/h. Tais dados comprovam a viabilidade da planta tanto para a capacidade de 50.000 kg/h, quanto para 75.000 kg/h.

Infelizmente, a conscientização dos governantes, das empresas e da população sobre a importância de preservar o meio ambiente ainda é um desafio atual na economia capitalista em que vivemos.

Todavia, além da conscientização por intervenção da política dos 5R's, a reciclagem de resíduos plásticos, seja por via mecânica, química ou energética, apresenta um papel fundamental na economia circular, em virtude de atender um de seus princípios básicos que é a circularidade.

Assim, verifica-se a importância da reciclagem dos resíduos plásticos à medida que contribui para preservação do meio ambiente e, conseqüentemente, para qualidade de vida dos seres vivos.

Em muitos países, existem diversos benefícios fiscais para empresas que apoiam e adotam projetos de preservação ambiental, principalmente, os que se baseiam na política dos 5 R's. Estes benefícios podem ser um incentivo para que, no futuro mais empresas atuem de forma consciente, responsável e sustentável, investindo em pesquisas e em projetos como este apresentado neste trabalho.

5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para trabalhos a serem desenvolvidos futuramente, sugere-se um estudo mais detalhado por intermédio de orçamentos de equipamentos industriais de empresas. Bem como, indica-se a elaboração de uma simulação que una as duas simulações expostas neste trabalho com o objetivo de otimizá-la e identificar melhorais no processo.

Adicionalmente, sugere-se a realização de uma análise contábil com auxílio de um fluxo de caixa dentro das normas e diretrizes exigidas no âmbito da contabilidade. Da mesma maneira, sugere-se avaliar a viabilidade e a atratividade do empreendimento comparando com outros projetos de investimento semelhantes.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AACE. **Cost Estimate Classification system-as applied in engineering, procurement, and construction for the process industries**, p. 1-30, 2005.

ABIPLAST, 2019, Perfil 2018 - Indústria Brasileira de Transformação e Reciclagem de Material Plástico. Relatório técnico.

ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas; Classificação de Resíduos Sólidos, NBR 10004, Rio de Janeiro, 2004.

ALIBABA. **Catalisador ZSM-5 para refinamento de resíduos plásticos**. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/ZSM-5-1600270131143.html?spm=a2700.details.0.0.47cf3524nhpU31>. Acesso em: 9 nov. 2022.

ANCAT. **Anuário da reciclagem 2021**. Rio de Janeiro, 2021. Relatório técnico.

ANNEE. **Ranking da tarifa residencial**. Disponível em: <https://portalrelatorios.aneel.gov.br/luznatarifa/rankingtarifas#!>. Acesso em: 5 out. 2022.

ASSUMPÇÃO, L. C. F. N. DE; REICH, M.; CALDERARI, M. R. C. M.; FLORES, T. M. **Avaliação dos Impactos da Pirólise Catalítica de Resíduos Plásticos Pós-Consumo**. Revista Processos Químicos, v. 12, n. 24, p. 25-36, 2 jul. 2018.

ATKINSON, Bernard; MAVITUNA, Ferda. **Biochemical engineering and biotechnology handbook**. Stockton, 1983.

BERTHOUEX, Paul M.; BROWN, Linfield C. **Cost Engineering for Pollution Prevention and Control**. CRC Press, 2021.

BRASKEM. **Glossário de termos aplicados a polímeros**. Disponível em: https://www.braskem.com.br/Portal/Principal/Arquivos/html/boletm_tecnico/Glossario_de_termos_aplicados_a_polimeros.pdf. Acesso em: 10 jun. 2022.

BRASKEM. **Relatório integrado 2021**. Rio de Janeiro, 2021. Relatório técnico.

BRASIL, Presidência da República. **Constituição Federal do Brasil**, de 5 de outubro de 1988. Disponível em: Acesso em: 24 set. 2022.

CEGAS. **Equivalência energética**. Disponível em: <https://www.ogas.com.br/gas-natural/equivalencia-energetica/>. Acesso em: 11 out. 2022.

CEMPRE. **Taxas de reciclagem**. Disponível em: <https://cempre.org.br/taxas-de-reciclagem/>. Acesso em: 21 jul. 2022.

CREA. **Mão de obra**. Disponível em: <https://novoportal.crea-rj.org.br/>. Acesso em: 7 nov. 2022

DUAILIBE, A., 2018, **Contribuição para reciclagem química de resíduos plásticos para o desenvolvimento sustentável**. Tese de D.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil.

ENGINEERS EDGE. **Overall heat transfer coefficient**. Disponível em: https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm. Acesso em: 10 nov. 2022.

EPE - Empresa de Pesquisa Energética. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos - Instalações Industriais de Gás Natural**. Rio de Janeiro, Brasil. 2018.

ESTADÃO. **O material jornalístico produzido pelo Estadão é protegido por lei. As regras têm como objetivo proteger o investimento feito pelo Estadão na qualidade constante de seu jornalismo**. Disponível em: <https://economia.estadao.com.br/blogs/ecoando/brasil-produz-mais-de-113-milhoes-de-toneladas-de-lixo-plastico-por-ano/#:~:text=Pr%C3%A1ticas%20empresariais%20sustent%C3%A1veis-,Brasil%20produz%20mais%20de%2011%2C3%20milh%C3%B5es%20de,de%20lixo%20pl%C3%A1stico%20por%20ano>. Acesso em: 21 abr. 2022.

EVANGELISTA, M. L. S. **Estudo comparativo de análise de investimentos em projetos entre o método vpl e o de opções reais: o caso cooperativo de crédito - Sicredi Noroeste**. 163 f. Tese (Doutorado), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006. Disponível em: <http://www.bertolo.pro.br/Tese%20de%20Doutorado%20UFSC.pdf>. Acesso em: 21 setembro 2022.

GLOBO. **Dólar encosta em R\$ 5,20 e tem maior valor em 2 meses**. Disponível em: <https://g1.globo.com/economia/noticia/2022/09/26/dolar.ghml>. Acesso em: 14 nov. 2022.

IBGE. **Em outubro, Índice Nacional da Construção Civil foi de 0,38%**. Disponível em: <https://agenciadenoticias.ibge.gov.br/agencia-sala-de-imprensa/2013-agencia-de-noticias/releases/35432-em-outubro-indice-nacional-da-construcao-civil-foi-de-0-38>. Acesso em: 1 nov. 2022.

FIORELLI, F.C.D. **Pirólise de resíduos plásticos: revisão e perspectivas futuras**. Niterói, 2020.

KAMINSKY, W.; KIM, J. S. Pyrolysis of mixed plastics into aromatics. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 51, n. 1, p. 127–134, 1999.

KUNWAR, B. *et al.* Plastics to fuel: a review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 54, p. 421–428, 2016.

KUHN, Ivo Ney. DAMA, Remi Antônio. **Empreendedorismo e Plano de Negócios**. Ijuí: ed. Unijuí, 2009.

LAPPONI, Juan Carlos. **Projetos de Investimento: Construção e Avaliação do Fluxo de Caixa**. São Paulo: Lapponi, 2000.

LIBREPLAS. **Saiba a importância do plástico para nossas vidas**. Disponível em: <https://www.libreplast.com.br/saiba-a-importancia-do-plastico-para-nossas-vidas/>. Acesso em: 7 set. 2022.

MOTTA, R. R.; CALÔBA, G. M. **Análise de investimentos: tomada de decisão em projetos industriais**. São Paulo: Editora Atlas, 2002.

NETO, Alexandre A. Os métodos quantitativos de análise de investimentos. **Caderno de estudos**, p. 01-16, 1992.

OLIVEIRA, A. P. D. C. A participação do consumidor-gerador de resíduos e sua contribuição no instrumento da coleta seletiva prevista na política nacional de resíduos sólido. **Anais do Congresso de ensino, pesquisa e extensão da UEG**, Pirenópolis, Goiás, v. 2, n. 1, p. 1-1, nov./2015. Disponível em: <https://www.anais.ueg.br/index.php/cepe/article/view/5943>. Acesso em: 25 ago. 2022.

OLIVEIRA, C. A. D. *et al.* **Marketing Verde: a Aceitação de Novos Produtos que Contém Matéria-prima Reciclada**. SEGET XI Simpósio de Excelência em Gestão e Tecnologia, Porto Alegre, RS, v. 1, n. 1, p. 1-1, out./2014. Disponível em: <https://www.aedb.br/seget/arquivos/artigos14/35620420.pdf>. Acesso em: 29 set. 2022.

PETROBRAS. **Tudo o que você precisa saber sobre os preços dos combustíveis**. Disponível em: <https://precos.petrobras.com.br/>. Acesso em: 10 set. 2022.

PEREIRA, Vitor Cordeiro; DA SILVA, Thyago Andrade. **Simulação da reciclagem química, via pirólise, da fração plástica de RSU**. Rior de Janeiro - RJ, 2021 PLASTICS EURO, 2019, Plastics - the Facts. Relatório técnico, Plastics Europe.

PETROBRAS. **Plano estratégico de investimento com responsabilidade**. Rio de Janeiro, 2021. Relatório técnico. PROQUEST. **Reciclagem Termoquímica de Resíduos de Plásticos e de Pneus por Pirólise**. Disponível em: <https://www.proquest.com/openview/90c757de1f249cf3c1783dbf42a64919/1?pq-origsite=gscholar&cbl=2026366&diss=y>. Acesso em: 19 abr. 2022.

POLIFORMA. **Tipos de Plásticos: Termoplásticos e Termofixos**. Disponível em: <https://poliforma.ind.br/artigos-blog/termoplasticos-e-termofixos>. Acesso em: 10 jun. 2022.

RIO PREFEITURA. **Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos – PMGIRS da Cidade do Rio de Janeiro**. Disponível em: http://www.rio.rj.gov.br/dlstatic/10112/13305794/4334422/PMGIRSVERSAO12_08_21.pdf. Acesso em: 29 set. 2022.

RIUT. **Estudo da pirólise de polipropileno para produção de óleo**. Disponível em: <http://repositorio.utfpr.edu.br/jspui/handle/1/12115>. Acesso em: 21 abr. 2022.

SEADER, J.D., SEIDER, W. D., LEWIN, D.R. E WIDAGDO, M. S. (2011). *Product and Process Design Principles*. 4 th Ed. John Wiley and Sons.

SENADO FEDERAL. **Aumento da produção de lixo no Brasil requer ação coordenada entre governos e cooperativas de catadores.** Fonte: Agência Senado. Disponível em: <https://www12.senado.leg.br/noticias/infomaterias/2021/06/aumento-da-producao-de-lixo-no-brasil-requer-acao-coordenada-entre-governos-e-cooperativas-de-catadores>. Acesso em: 20 abr. 2022.

SHARUDDIN, Shafferina Dayana Anuar *et al.* A review on pyrolysis of plastic wastes. **Energy conversion and management**, v. 115, p. 308-326, 2016.

SILVEIRA, A. L. D. **De volta ao ciclo: tecnologias para a reciclagem de resíduos.** 1. ed. [S.l.]: Inter Saberes, 2021.

SINDIPLAST. **O uso do plástico.** Disponível em: <http://www.sindiplast.org.br/plasticos/lorem-ipsum-sit-amet/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

SINIR. **Relatório Nacional de Gestão de Resíduos Sólidos 2019.** Disponível em: <https://sinir.gov.br/relatorios/nacional/>. Acesso em: 28 ago. 2022.

SMITH, Robin. **Chemical process: design and integration.** John Wiley & Sons, 2005.

SOLVAY. **Solvay 2021 Annual Integrated Report.** Bélgica, 2021. Relatório técnico.

SUNO. **CAPEX e OPEX: o que é e quais as diferenças?** Disponível em: <https://www.suno.com.br/artigos/capex/>. Acesso em: 13 nov. 2022.

SVIECH, Vinicius; MANTOVAN, Edson Ademir. **Análise de investimentos: controvérsias na utilização da TIR e VPL na comparação de projetos.** Unicuritiba, Curitiba-PR, p. 1-28, 2013. Disponível em: <http://revista.unicuritiba.edu.br/index.php/percurso>. Acesso em: 21 setembro 2022.

TERRA. **Economia circular é inverter a lógica da economia linear.** Disponível em: <https://www.terra.com.br/noticias/dino/economia-circular-e-inverter-a-logica-da-economia-linear,4900555c1dc5fed99eeebb1f6ca0e8965d6icv75.html>. Acesso em: 6 set. 2022.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design.** Butterworth-Heinemann, 2021.

VAZZOLER, Alex. **Introdução ao estudo das viabilidades técnica e econômica de processos químicos: Estimativas de custos para projetos conceituais e anteprojetos.** Campinas, 2017.

VGR. **Porque aplicar a política dos 5R's para reduzir a geração de resíduos?** Disponível em: <https://www.vgresiduos.com.br/blog/porque-aplicar-a-politica-dos-5rs-para-reduzir-a-geracao-de-residuos/>. Acesso em: 5 set. 2022.

WORLDWILDLIFE. **Solving Plastic Pollution Through Accountability.** Disponível em: <https://www.worldwildlife.org/publications/solving-plastic-pollution-through-accountability>. Acesso em: 21 abr. 2022.

WWF. **Brasil é o 4º país do mundo que mais gera lixo plástico.** Disponível em: <https://www.wwf.org.br/?70222/Brasil-e-o-4-pais-do-mundo-que-mais-gera-lixo-plastico>. Acesso em: 21 abr. 2022.

You, F. (2015). **Sustainability of products, processes and supply chains theory and applications.** *Computer Aided Chemical Engineering*, v. 36. Elsevier, New York.

APÊNDICE A – FLUXO DE CAIXA PRINCIPAL PARA 100.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS

Fase	Fase de implementação		Fase de operação									
Ano	0	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ano correspondente	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Receita Operacional			345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440	345.237.440
PIS/COFINS			-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246	-20.714.246
ISSQN			-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123
Receita operacional bruta			314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070	314.166.070
Custos variáveis			-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536
Custos com o pessoal			-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942
Depreciação contábil			-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078
Resultado antes do IR e CSLL			64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514	64.984.514
Imposto de renda			-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129	-16.241.129
CSLL			-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606	-5.848.606
Investimento	-30.897.445	-13.241.762	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fluxo de caixa	-30.897.445	-13.241.762	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858	44.562.858
Fluxo de caixa descontado	-30.897.445	-13.241.762	53.584.755	151.308.717	249.032.679	346.756.641	444.480.604	542.204.566	639.928.528	737.652.490	835.376.452	933.100.414
Valor presente	-30.897.445	-13.241.762	84.977.358	73.893.355	64.255.091	55.873.993	48.586.080	42.248.766	36.738.057	31.946.137	27.779.249	24.155.869
VPL		-44.139.207	40.838.151	114.731.506	178.986.598	234.860.590	283.446.671	325.695.436	362.433.493	394.379.630	422.158.879	446.314.748

APÊNDICE B – FLUXO DE CAIXA DO CENÁRIO 1 PARA 75.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS

Fase	Fase de implementação		Fase de operação									
Ano	0	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ano correspondente	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Receita Operacional			258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080	258.928.080
PIS/COFINS			-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685	-15.535.685
ISSQN			-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842	-7.767.842
Receita operacional bruta			235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553	235.624.553
Custos variáveis			-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902	-180.997.902
Custos com o pessoal			-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942
Depreciação contábil			-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632	-1.403.632
Resultado antes do IR e CSLL			47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077	47.040.077
Imposto de renda			-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019	-11.755.019
CSLL			-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607	-4.233.607
Investimento	-26.374.497	-11.303.356	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fluxo de caixa	-26.374.497	-11.303.356	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083	32.455.083
Fluxo de caixa descontado	-26.374.497	-11.303.356	34.069.384	105.816.620	177.563.856	249.311.092	321.058.328	392.805.564	464.552.801	536.300.037	608.047.273	679.794.509
Valor presente	-26.374.497	-11.303.356	62.388.901	54.251.218	47.174.972	41.021.715	35.671.057	31.018.310	26.972.444	23.454.299	20.395.042	17.734.819
VPL		-37.677.852	24.711.049	78.962.267	126.137.239	167.158.954	202.830.011	233.848.321	260.820.765	284.275.063	304.670.106	322.404.925

APÊNDICE C – FLUXO DE CAIXA DO CENÁRIO 2 PARA 50.000 kg/h DE RESÍDUOS PLÁSTICOS

Fase	Fase de implementação		Fase de operação									
Ano	0	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ano correspondente	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Receita Operacional			172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720	172.618.720
PIS/COFINS			-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123	-10.357.123
ISSQN			-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562	-5.178.562
Receita operacional bruta			157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035	157.083.035
Custos variáveis			-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268	-120.665.268
Custos com o pessoal			-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942
Depreciação contábil			-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521	-1.100.521
Resultado antes do IR e CSLL			29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304	29.134.304
Imposto de renda			-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576	-7.278.576
CSLL			-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087	-2.622.087
Investimento	-21.190.260	-9.081.540	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fluxo de caixa	-21.190.260	-9.081.540	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162	20.334.162
Fluxo de caixa descontado	-21.190.260	-9.081.540	15.498.709	61.269.220	107.039.730	152.810.240	198.580.750	244.351.260	290.121.770	335.892.280	381.662.790	427.433.300
Valor presente	-21.190.260	-9.081.540	39.800.444	34.609.081	30.094.853	26.169.438	22.756.033	19.787.855	17.206.830	14.962.461	13.010.836	11.313.770
VPL		-30.271.801	9.528.643	44.137.724	74.232.578	100.402.015	123.158.048	142.945.903	160.152.733	175.115.194	188.126.029	199.439.799

APÊNDICE D – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DA COLUNA DE DESTILAÇÃO COL-5

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 30
TOTAL ALL TRIALS 10

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID	NET FLOW RATES VAPOR FEED KG/HR	PRODUCT	HEATER DUTIES M*KCAL/HR
1C	40.2	8.70	42316.0		20512.3L	-5.2782
2	51.8	8.70	44111.0	62828.2		
3	57.5	8.71	45031.6	64623.3		
4	60.2	8.71	45284.4	65543.9		
5	61.8	8.72	45222.4	65796.7		
6	63.2	8.72	45012.1	65734.6		
7	64.9	8.73	44723.7	65524.3		
8	67.1	8.74	44417.2	65236.0		
9	70.0	8.74	44144.6	64929.5		
10	73.4	8.75	43452.4	64656.9		
11	78.4	8.76	34824.8	63964.7	15822.6V	
12	103.9	8.76	85229.7	39514.5	49391.4L	
13	113.3	8.77	89971.3	40528.0		
14	119.9	8.77	93689.7	45269.5		
15	124.4	8.78	96262.1	48987.9		
16	127.6	8.79	97537.2	51560.3		
17	131.6	8.79	96760.0	52835.5		
18	142.0	8.80	93783.1	52058.2		
19	172.3	8.81	94988.1	49081.3		
20R	231.4	8.81		50286.4	44701.7L	6.5178

FEED AND PRODUCT STREAM RATES

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	WT RATE KG/HR	LV RATE M3/HR	GV RATE M3/HR
FEED	PY_OIL	MIXED		12	65214.0000	92.8607	16011.6312
PROD	GLP	LIQUID	1		20512.2518	36.9511	8902.5490
PROD	LIQUIDOS	LIQUID	20		44701.7480	55.9095	7109.0822

PSEUDO PRODUCT STREAM RATES

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	WT RATE KG/HR	LV RATE M3/HR	GV RATE M3/HR
NET	T1_COVHD	VAPOR	2		62828.2039	113.1798	27268.1504
NET	T1_COUT	LIQUID	2		62828.2039	113.1798	27268.1504
NET	T1_CONDL	LIQUID	1		62828.2039	113.1798	27268.1504
NET	T1_CRFLX	LIQUID	1		42315.9521	76.2287	18365.6013
NET	T1_RBFD	LIQUID	19		94988.1135	124.1528	19044.7580
TOTAL	T1_RBRT	VAPOR	20		50286.3655	68.2433	11935.6759

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GLP	1	1-	WT RATIO	9.990E-01	9.990E-01
2 (ACTIVE)	STRM LIQU	20	10-	WT RATIO	9.990E-01	9.990E-01

APÊNDICE E – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DA COLUNA DE DESTILAÇÃO COL-6

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 30
TOTAL ALL TRIALS 45

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID	NET FLOW RATES VAPOR KG/HR	FEED	PRODUCT	HEATER DUTIES M*KCAL/HR
1C	88.4	1.00	16902.0			25656.4L	-4.6470
2	149.6	1.00	21045.9	42558.5			
3	159.3	1.01	21636.0	46702.3			
4	162.3	1.02	21703.1	47292.4			
5	163.9	1.03	21671.6	47359.5			
6	164.9	1.04	21606.0	47328.1			
7	165.8	1.05	21524.0	47262.5			
8	166.6	1.06	21431.4	47180.4			
9	167.4	1.07	21329.0	47087.8			
10	168.1	1.08	21211.6	46985.5			
11	169.0	1.09	21062.2	46868.0			
12	170.0	1.10	20832.1	46718.6			
13	171.4	1.11	20327.2	46488.5			
14	174.0	1.12	17471.4	45983.7	21347.9V		
15	193.1	1.13	45100.9	21780.0	23353.9L		
16	200.9	1.14	47248.0	26055.6			
17	205.5	1.14	48548.1	28202.7			
18	208.7	1.15	49429.7	29502.8			
19	211.3	1.16	50093.2	30384.4			
20	213.6	1.16	50639.6	31047.9			
21	215.7	1.17	51127.2	31594.3			
22	217.8	1.18	51595.1	32081.9			
23	220.0	1.19	52071.7	32549.8			
24	222.7	1.19	52574.8	33026.4			
25	226.0	1.20	53089.5	33529.5			
26	230.9	1.21	53361.0	34044.2			
27	240.0	1.21	51481.3	34315.7			
28R	266.2	1.22		32436.0		19045.3L	2.9070

FEED AND PRODUCT STREAM RATES

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	WT RATE KG/HR	LV RATE M3/HR	GV RATE M3/HR
FEED	LIQUIDOS	MIXED		15	44701.7480	55.9095	7109.0822
PROD	GASOLINA	LIQUID	1		25656.4450	32.2459	5261.0811
PROD	DIESEL	LIQUID	28		19045.3030	23.6636	1848.0011

PSEUDO PRODUCT STREAM RATES

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	WT RATE KG/HR	LV RATE M3/HR	GV RATE M3/HR
NET	T2_COVHD	VAPOR	2		42558.4892	53.4890	8726.9948
NET	T2_COUT	LIQUID	2		42558.4892	53.4890	8726.9948
NET	T2_CONDL	LIQUID	1		42558.4892	53.4890	8726.9948
NET	T2_CRFLX	LIQUID	1		16902.0442	21.2431	3465.9137
NET	T2_RBFD	LIQUID	27		51481.2944	62.8300	6074.6655
TOTAL	T2_RBRT	VAPOR	28		32435.9914	39.1664	4226.6644

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GASO	1	10- 27	WT RATIO	9.500E-01	9.500E-01
2 (ACTIVE)	STRM DIES	28	29- 58	WT RATIO	9.990E-01	9.990E-01

APÊNDICE F – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO CONDENSADOR COND-1

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	FROM ZONES
DUTY, M*KCAL/HR	5.278	
LMTD, C	15.987	16.374
F FACTOR (FT)	0.919	0.919
MTD, C	14.699	15.055
U*A, KCAL/HR-C	359090.442	350597.157
HOT SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED	S2	
LIQUID PRODUCT		S3
VAPOR, KG-MOL/HR	1216.568	
K*KG/HR	62.828	
CP, KCAL/KG-C	0.455	
LIQUID, KG-MOL/HR		1216.568
K*KG/HR		62.828
CP, KCAL/KG-C		0.650
TOTAL, KG-MOL/HR	1216.568	1216.568
K*KG/HR	62.828	62.828
CONDENSATION, KG-MOL/HR		1216.568
TEMPERATURE, C	51.778	40.221
PRESSURE, KG/CM2	8.700	8.700
COLD SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
COOLING WATER, KG/HR	527824.108	527824.108
TEMPERATURE, C	25.000	35.000

APÊNDICE G – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO CONDENSADOR COND-2

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	FROM ZONES
DUTY, M*KCAL/HR	4.647	
LMTD, C	86.491	94.750
F FACTOR (FT)	0.986	0.986
MTD, C	85.277	93.420
U*A, KCAL/HR-C	54492.883	49743.068
HOT SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED	S4	
LIQUID PRODUCT		S5
VAPOR, KG-MOL/HR	389.355	
K*KG/HR	42.558	
CP, KCAL/KG-C	0.457	
LIQUID, KG-MOL/HR		389.355
K*KG/HR		42.558
CP, KCAL/KG-C		0.514
TOTAL, KG-MOL/HR	389.355	389.355
K*KG/HR	42.558	42.558
CONDENSATION, KG-MOL/HR		389.355
TEMPERATURE, C	149.620	88.391
PRESSURE, KG/CM2	1.000	1.000
COLD SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
COOLING WATER, KG/HR	464702.939	464702.939
TEMPERATURE, C	25.000	35.000

APÊNDICE H – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO REBOILER REB-1

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	FROM ZONES
	-----	-----
DUTY, M*KCAL/HR	6.518	
LMTD, C	186.612	186.190
F FACTOR (FT)	1.000	1.000
MTD, C	186.612	186.190
U*A, KCAL/HR-C	34927.300	35006.363
HOT SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
STEAM, KG-MOL/HR	6050.144	6050.144
K*KG/HR	108.995	108.995
SATURATION PRESSURE, KG/CM2	265.858	
SATURATION TEMPERATURE, C	390.000	
COLD SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
	-----	-----
FEED	S6	
MIXED PRODUCT		S7
VAPOR, KG-MOL/HR		532.697
K*KG/HR		50.306
CP, KCAL/KG-C		0.564
LIQUID, KG-MOL/HR	849.682	316.984
K*KG/HR	94.988	44.682
CP, KCAL/KG-C	0.635	0.679
TOTAL, KG-MOL/HR	849.682	849.682
K*KG/HR	94.988	94.988
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		532.697
TEMPERATURE, C	172.277	231.384
PRESSURE, KG/CM2	8.806	8.806

APÊNDICE I – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DO REBOILER REB-2

OPERATING CONDITIONS

DUTY, M*KCAL/HR	6.805
LMTD, C	250.107
F FACTOR (FT)	1.000
MTD, C	250.107
U*A, KCAL/HR-C	27208.588

HOT SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
STEAM, KG-MOL/HR	6316.749	6316.749
K*KG/HR	113.798	113.798
SATURATION PRESSURE, KG/CM2	265.858	
SATURATION TEMPERATURE, C	390.000	

COLD SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED	S8	
LIQUID PRODUCT		S9
LIQUID, KG-MOL/HR	271.021	271.021
K*KG/HR	51.481	51.481
CP, KCAL/KG-C	0.672	0.446
TOTAL, KG-MOL/HR	271.021	271.021
K*KG/HR	51.481	51.481
CONDENSATION, KG-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, C	239.976	2.907
PRESSURE, KG/CM2	1.214	1.214

APÊNDICE J – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DE TC-4

OPERATING CONDITIONS

DUTY, M*KCAL/HR	0.605
LMTD, C	24.348
F FACTOR (FT)	0.816
MTD, C	19.880
U*A, KCAL/HR-C	30457.040

HOT SIDE CONDITIONS

INLET

OUTLET

FEED	GASOLINA	
LIQUID PRODUCT		GAS_PROD
LIQUID, KG-MOL/HR	234.723	234.723
K*KG/HR	25.656	25.656
CP, KCAL/KG-C	0.514	0.462
TOTAL, KG-MOL/HR	234.723	234.723
K*KG/HR	25.656	25.656
CONDENSATION, KG-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, C	88.391	40.000
PRESSURE, KG/CM2	1.000	1.000

COLD SIDE CONDITIONS

INLET

OUTLET

COOLING WATER, KG/HR	60548.898	60548.898
TEMPERATURE, C	30.000	40.000

APÊNDICE K – ESPECIFICAÇÕES E DADOS DE TC-5

OPERATING CONDITIONS

DUTY, M*KCAL/HR	2.601
LMTD, C	69.326
F FACTOR (FT)	0.847
MTD, C	58.713
U*A, KCAL/HR-C	44296.722

HOT SIDE CONDITIONS

INLET

OUTLET

FEED	DIESEL	
LIQUID PRODUCT		DIESEL_PROD
LIQUID, KG-MOL/HR	82.449	82.449
K*KG/HR	19.045	19.045
CP, KCAL/KG-C	0.710	0.493
TOTAL, KG-MOL/HR	82.449	82.449
K*KG/HR	19.045	19.045
CONDENSATION, KG-MOL/HR		0.000
TEMPERATURE, C	266.222	40.000
PRESSURE, KG/CM2	1.221	1.221

COLD SIDE CONDITIONS

INLET

OUTLET

COOLING WATER, KG/HR	260083.810	260083.810
TEMPERATURE, C	30.000	40.000

APÊNDICE L – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR

Especificações	UNIDADE	C2-FEED	C3-FEED	DIESEL	DIESEL_PROD	GASOLINA	GAS_PROD	GLP	LÍQUIDOS
Fase		Mixed	Mixed	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Vazão molar total	kg-mol / hr	714,358741	714,358741	82,4479295	82,4479295	234,725543	234,7255433	397,185268	317,173473
Vazão mássica total	kg / hr	65214	65214	19045,1974	19045,19743	25656,6539	25656,65387	20512,1487	44701,8513
Temperatura	C	110	110	266,234103	40	88,3870296	40	40,2208704	231,40098
Pressão	kg/cm2	1	8,8	1,22078622	1,220786215	1	1	8,7	8,8125167
Peso molecular total		91,2902668	91,2902668	230,996673	230,9966732	109,304908	109,3049078	51,6437803	140,938178
Entalpia específica	kcal / kg	74,2183814	74,2183814	156,799107	20,23177651	40,934166	17,33637609	23,3736656	129,233515
Calor específico (Cp)	kcal / kg C	0,55105202	0,55105202	0,71030456	0,492736489	0,51352174	0,462186322	0,65014699	0,67881308
Vazão molar por componente	kg-mol / hr								
Hidrogênio		0	0	0	0	0	0	0	0
Metano		0	0	0	0	0	0	0	0
Eteno		0	0	0	0	0	0	0	0
Etano		0	0	0	0	0	0	0	0
Propeno		80,3695022	80,3695022	0	0	6,0856E-05	6,08563E-05	80,3694413	6,0856E-05
Propano		83,3625883	83,3625883	0	0	0,00012696	0,000126957	83,3624613	0,00012696
trans-2-Buteno		61,0791555	61,0791555	5,3588E-24	5,35883E-24	0,17893427	0,178934273	60,9002211	0,17893427
n-Butano		61,4210438	61,4210438	4,9618E-24	4,96184E-24	0,14583313	0,145833135	61,2752107	0,14583313
Isobutano		110,678312	110,678312	1,4124E-25	1,41237E-25	0,03568818	0,035688185	110,642624	0,03568818
1-Penteno		21,1451158	21,1451158	4,9851E-19	4,98506E-19	20,6040797	20,60407967	0,54103617	20,6040797
Isopentano		17,6160083	17,6160083	1,2338E-18	1,23384E-18	17,521735	17,521735	0,09427333	17,521735
trans-Octeno		40,8234207	40,8234207	5,7469E-09	5,74694E-09	40,8234207	40,82342069	1,5538E-13	40,8234207
1-Noneno		8,8718565	8,8718565	6,1279E-07	6,1279E-07	8,8718559	8,871855898	3,6142E-18	8,87185651
n-Decano		5,85445947	5,85445947	0,00097895	0,000978947	5,85348052	5,853480523	3,0247E-23	5,85445947
1-Undeceno		3,27941738	3,27941738	0,20259713	0,202597127	3,07682025	3,076820253	1,47E-26	3,27941738
n-Undecano		3,78090942	3,78090942	0,53226166	0,532261657	3,24864777	3,248647768	3,7538E-27	3,78090942
1-Dodeceno		3,44576642	3,44576642	3,4153366	3,415336604	0,03042982	0,030429823	0	3,44576643
n-Dodecano		3,69852025	3,69852025	3,67818709	3,67818709	0,02033316	0,020333164	0	3,69852025
Tolueno		6,83738286	6,83738286	2,6698E-11	2,66983E-11	6,83738287	6,837382868	1,841E-11	6,83738287
Etilbenzeno		15,6356853	15,6356853	6,4969E-08	6,49694E-08	15,6356852	15,63568524	5,4522E-15	15,6356853
p-Xileno		21,6262249	21,6262249	1,5714E-07	1,57143E-07	21,6262248	21,62622481	2,5357E-15	21,626225

APÊNDICE M – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR (CONTINUAÇÃO)

Especificações	UNIDADE	C2-FEED	C3-FEED	DIESEL	DIESEL_PROD	GASOLINA	GAS_PROD	GLP	LÍQUIDOS
Fase		Mixed	Mixed	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Vazão molar total	kg-mol / hr	714,358741	714,358741	82,4479295	82,4479295	234,725543	234,7255433	397,185268	317,173473
Vazão mássica total	kg / hr	65214	65214	19045,1974	19045,19743	25656,6539	25656,65387	20512,1487	44701,8513
Temperatura	C	110	110	266,234103	40	88,3870296	40	40,2208704	231,40098
Pressão	kg/cm2	1	8,8	1,22078622	1,220786215	1	1	8,7	8,8125167
Peso molecular total		91,2902668	91,2902668	230,996673	230,9966732	109,304908	109,3049078	51,6437803	140,938178
Entalpia específica	kcal / kg	74,2183814	74,2183814	156,799107	20,23177651	40,934166	17,33637609	23,3736656	129,233515
Calor específico (Cp)	kcal / kg C	0,55105202	0,55105202	0,71030456	0,492736489	0,51352174	0,462186322	0,65014699	0,67881308
Vazão molar por componente	kg-mol / hr								
Estireno		9,02531435	9,02531435	3,1255E-07	3,12555E-07	9,02531405	9,025314052	3,677E-16	9,02531436
1,2,3-trimetil-Benzeno		29,9598239	29,9598239	0,00589721	0,005897211	29,9539268	29,95392676	1,5121E-20	29,959824
Alfametilestireno		10,7126177	10,7126177	0,00018031	0,00018031	10,7124374	10,71243741	2,0456E-19	10,7126177
1-Metil-2-Etil-ciclopentano		13,0374731	13,0374731	1,9553E-08	1,95532E-08	13,0374731	13,03747313	1,4292E-14	13,0374731
1,2,4-trimetil-Benzeno		10,1086326	10,1086326	0,00042567	0,000425665	10,108207	10,10820697	1,8379E-20	10,1086326
1-Metil-2-Propil-Benzeno		14,7964696	14,7964696	0,10108024	0,101080236	14,6953893	14,69538935	4,3511E-23	14,7964696
1,2,3,5-Tetrametil-Benzeno		3,94125499	3,94125499	1,39605768	1,396057678	2,54519731	2,545197312	1,1558E-25	3,94125499
Naftaleno		3,9945857	3,9945857	3,85777448	3,857774479	0,13681122	0,136811223	1,5364E-25	3,9945857
1-Metil-Naftaleno		4,51475544	4,51475544	4,51474821	4,514748214	7,224E-06	7,224E-06	0	4,51475544
2-Metil-Naftaleno		1,62446808	1,62446808	1,62446519	1,624465188	2,8902E-06	2,89023E-06	0	1,62446808
2,6,-Dimetil-Naftaleno		3,49490785	3,49490785	3,49490786	3,494907856	1,0216E-09	1,02158E-09	0	3,49490786
1-Trideceno		2,84070039	2,84070039	2,84067749	2,840677494	2,2901E-05	2,29007E-05	0	2,84070039
n-Tridecano		2,98863188	2,98863188	2,98861693	2,988616932	1,4953E-05	1,49535E-05	0	2,98863189
1-Tetradeceno		3,55440046	3,55440046	3,55440044	3,554400444	1,7789E-08	1,7789E-08	0	3,55440046

APÊNDICE N – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR (CONTINUAÇÃO)

Especificações	UNIDADE	C2-FEED	C3-FEED	DIESEL	DIESEL_PROD	GASOLINA	GAS_PROD	GLP	LÍQUIDOS
Fase		Mixed	Mixed	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Vazão molar total	kg-mol / hr	714,358741	714,358741	82,4479295	82,4479295	234,725543	234,7255433	397,185268	317,173473
Vazão mássica total	kg / hr	65214	65214	19045,1974	19045,19743	25656,6539	25656,65387	20512,1487	44701,8513
Temperatura	C	110	110	266,234103	40	88,3870296	40	40,2208704	231,40098
Pressão	kg/cm2	1	8,8	1,22078622	1,220786215	1	1	8,7	8,8125167
Peso molecular total		91,2902668	91,2902668	230,996673	230,9966732	109,304908	109,3049078	51,6437803	140,938178
Entalpia específica	kcal / kg	74,2183814	74,2183814	156,799107	20,23177651	40,934166	17,33637609	23,3736656	129,233515
Calor específico (Cp)	kcal / kg C	0,55105202	0,55105202	0,71030456	0,492736489	0,51352174	0,462186322	0,65014699	0,67881308
Vazão molar por componente	kg-mol / hr								
n-Tetradecano		2,97894781	2,97894781	2,9789478	2,9789478	1,3874E-08	1,38744E-08	0	2,97894781
1-Pentadeceno		2,69957874	2,69957874	2,69957874	2,699578739	8,8318E-12	8,83185E-12	0	2,69957874
n-Pentadecano		3,2859569	3,2859569	3,2859569	3,285956901	1,068E-11	1,06802E-11	0	3,2859569
1-Hexadeceno		1,80457078	1,80457078	1,80457078	1,804570783	3,9477E-15	3,9477E-15	0	1,80457078
n-Hexadecano		3,23255877	3,23255877	3,23255877	3,232558771	1,0864E-14	1,08642E-14	0	3,23255877
1-Heptadeceno		1,9332626	1,9332626	1,9332626	1,933262597	5,7662E-18	5,76619E-18	0	1,9332626
n-Heptadecano		3,25192712	3,25192712	3,25192713	3,251927127	4,0234E-18	4,02344E-18	0	3,25192713
1-Octadeceno		1,62782724	1,62782724	1,62782724	1,627827244	3,4551E-21	3,45508E-21	0	1,62782724
n-Octadecano		3,00589751	3,00589751	3,00589752	3,005897517	4,9331E-21	4,93305E-21	0	3,00589752
1-Nonadeceno		1,39206412	1,39206412	1,39206412	1,392064124	2,3142E-24	2,31423E-24	0	1,39206412
n-Nonadecano		2,78557122	2,78557122	2,78557122	2,785571221	4,8574E-24	4,85739E-24	0	2,78557122
1-Eicosano		1,70387144	1,70387144	1,70387144	1,70387144	0	0	0	1,70387144
NC20		2,86671376	2,86671376	2,86671377	2,866713767	0	0	0	2,86671377
NC21		3,5673293	3,5673293	3,5673293	3,567329303	0	0	0	3,5673293

APÊNDICE O – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO COMPLEMENTAR (CONTINUAÇÃO)

Especificações	UNIDADE	C2-FEED	C3-FEED	DIESEL	DIESEL_PROD	GASOLINA	GAS_PROD	GLP	LÍQUIDOS
Fase		Mixed	Mixed	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Vazão molar total	kg-mol / hr	714,358741	714,358741	82,4479295	82,4479295	234,725543	234,7255433	397,185268	317,173473
Vazão mássica total	kg / hr	65214	65214	19045,1974	19045,19743	25656,6539	25656,65387	20512,1487	44701,8513
Temperatura	C	110	110	266,234103	40	88,3870296	40	40,2208704	231,40098
Pressão	kg/cm2	1	8,8	1,22078622	1,220786215	1	1	8,7	8,8125167
Peso molecular total		91,2902668	91,2902668	230,996673	230,9966732	109,304908	109,3049078	51,6437803	140,938178
Entalpia específica	kcal / kg	74,2183814	74,2183814	156,799107	20,23177651	40,934166	17,33637609	23,3736656	129,233515
Calor específico (Cp)	kcal / kg C	0,55105202	0,55105202	0,71030456	0,492736489	0,51352174	0,462186322	0,65014699	0,67881308
Vazão molar por componente	kg-mol / hr								
	NC22	3,1905248	3,1905248	3,1905248	3,1905248	0	0	0	3,1905248
	NC23	1,95912879	1,95912879	1,95912879	1,959128791	0	0	0	1,95912879
	NC24	1,75987191	1,75987191	1,75987191	1,759871912	0	0	0	1,75987191
	NC25	1,78628188	1,78628188	1,78628188	1,786281884	0	0	0	1,78628188
	NC26	1,41254179	1,41254179	1,41254179	1,412541795	0	0	0	1,41254179
	NC27	1,10836324	1,10836324	1,10836324	1,108363236	0	0	0	1,10836324
	NC28	1,09684538	1,09684538	1,09684538	1,096845385	0	0	0	1,09684538
	NC29	0,97848457	0,97848457	0,97848457	0,978484568	0	0	0	0,97848457
	NC30	0,8112155	0,8112155	0,8112155	0,8112155	0	0	0	0,8112155

APÊNDICE P – FLUXO DE CAIXA APÓS APLICAÇÃO DO FATOR DE VARIAÇÃO DOS PREÇOS DOS PRODUTOS

Fluxo de caixa	Fase de implementação		Fase de operação									
	0	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ano	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Ano correspondente												
Receita Operacional			287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167	287.221.167
PIS/COFINS			-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270	-17.233.270
ISSQN			-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635	-8.616.635
ICMS			0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Receita operacional bruta			261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262	261.371.262
Custos operacionais			-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536	-241.330.536
Custos com o pessoal			-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942	-6.182.942
Depreciação contábil (10 anos)			-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078	-1.668.078
Resultado antes do IR e CSLL			12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706	12.189.706
Imposto de renda			-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426	-3.042.426
CSLL			-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074	-1.097.074
Investimento	-30.897.445	-13.241.762	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Fluxo de caixa	-30.897.445	-13.241.762	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284	9.718.284
Fluxo de caixa descontado	-30.897.445	-13.241.762	-4.431.518	35.276.171	74.983.860	114.691.550	154.399.239	194.106.928	233.814.617	273.522.307	313.229.996	352.937.685
Valor presente	-30.897.445	-13.241.762	34.528.425	30.024.718	26.108.450	22.703.000	19.741.739	17.166.730	14.927.591	12.980.514	11.287.404	9.815.133
VPL		-44.139.207	-9.610.782	20.413.936	46.522.386	69.225.386	88.967.126	106.133.855	121.061.447	134.041.961	145.329.364	155.144.498

ANEXO A – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE

Nome da corrente	Units	A-F	AR	AROM	C1-BOT	C1-FEED	C1-TOP	C2-BOT	C2-TOP
Descrição									
De				COL-3	COL-1	TC-1	COL-1	COL-2	COL-2
Para		TC-1	R-COMB		COL-2	COL-1	SPUT-2	COL-3	
Classe da corrente		MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD
Temperatura	C	25,00	25,00	175,89	153,94	110,07	9,45	185,37	123,46
Pressão	bar	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fração molar (Vapor)		0,00	1,00	0,00	0,00	0,93	1,00	0,00	0,00
Fração molar (Líquido)		1,00	0,00	1,00	1,00	0,07	0,00	1,00	1,00
Fração molar (sólido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fração mássica (Vapor)		0,00	1,00	0,00	0,00	0,79	1,00	0,00	0,00
Fração mássica (Líquido)		1,00	0,00	1,00	1,00	0,21	0,00	1,00	1,00
Fração mássica (sólido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpia molar	cal/mol	-68.875,38	-1,58	-5.420,32	-30.268,10	-11.864,76	-9.672,07	-30.324,26	-26.679,57
Entalpia mássica	cal/gm	-3.823,16	-0,05	-45,04	-230,10	-255,98	-366,81	-215,50	-236,80
Entropia molar	cal/mol-K	-38,97	0,98	-112,39	-167,85	-49,77	-28,65	-170,82	-157,56
Entropia mássica	cal/gm-K	-2,16	0,03	-0,93	-1,28	-1,07	-1,09	-1,21	-1,40
Densidade molar	mol/cc	0,05	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01
Densidade mássica	gm/cc	0,96	0,00	0,77	0,68	0,00	0,00	0,68	0,64
Fluxo entálpico	cal/sec	-33.911.780,24	-7.198,74	-185.759,15	-2.624.107,94	-5.413.797,64	-3.574.765,75	-1.761.420,69	-756.581,89
Average MW		18,02	28,77	120,34	131,54	46,33	26,37	140,72	112,67
Fluxo molar	kmol/hr	1.772,51	16.440,77	123,38	312,10	1.642,65	1.330,55	209,11	102,09
Fluxo mássico	kg/hr	31.932,29	472.932,69	14.847,27	41.054,71	76.138,83	35.084,12	29.425,49	11.501,96
CAT	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	kg/hr	31.932,29	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	kg/hr	0,00	99.315,86	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	kg/hr	0,00	373.616,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
COQUE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PP	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PET	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PVC	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PA	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ABS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	976,14	976,14	0,00	0,00
CO	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.928,42	2.928,42	0,00	0,00
C2H4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.928,42	2.928,42	0,00	0,00
C2H6	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.928,42	2.928,42	0,00	0,00
C3H6	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.928,42	2.928,42	0,00	0,00
C3H8	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.904,56	3.904,56	0,00	0,00
C4H8	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.904,56	3.904,56	0,00	0,00
C4H10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.904,56	3.904,56	0,00	0,00
IC4H10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	6.832,97	6.832,97	0,00	0,00
CSH10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	1.952,28	1.952,28	0,00	0,00
CSH12	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	976,14	976,14	0,00	0,00
OLEF	kg/hr	0,00	0,00	0,08	9.892,33	9.761,39	669,06	0,08	9.892,25
PARAF	kg/hr	0,00	0,00	62,16	14.641,72	14.642,08	0,36	14.578,59	0,08
NAFT	kg/hr	0,00	0,00	0,04	1.716,85	1.952,28	235,43	0,04	1.716,81
AROM	kg/hr	0,00	0,00	14.784,99	15.603,81	15.618,22	14,41	14.846,78	892,82
Fração mássica	% (m/m)								
CAT	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	% (m/m)	1	0	0	0	0	0	0	0
O2	% (m/m)	0	0,21	0	0	0	0	0	0
N2	% (m/m)	0	0,79	0	0	0	0	0	0
COQUE	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PE	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PP	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PET	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PVC	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PA	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
ABS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	% (m/m)	0	0	0	1,10843E-88	0,012820513	0,027822814	0	0
CO	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	% (m/m)	0	0	0	3,33793E-72	0,038461538	0,083468443	0	0
C2H4	% (m/m)	0	0	0	2,57224E-61	0,038461538	0,083468443	0	0
C2H6	% (m/m)	0	0	0	5,3046E-58	0,038461538	0,083468443	0	0
C3H6	% (m/m)	0	0	0	8,208E-49	0,038461538	0,083468443	0	0
C3H8	% (m/m)	0	0	0	1,94307E-47	0,051282051	0,111291257	0	0
C4H8	% (m/m)	0	0	0	3,29124E-36	0,051282051	0,111291257	0	0
C4H10	% (m/m)	0	0	0	5,51373E-37	0,051282051	0,111291257	0	0
IC4H10	% (m/m)	0	0	0	1,2535E-39	0,08974359	0,1947597	0	0
CSH10	% (m/m)	0	0	0	3,32734E-27	0,025641026	0,055645629	0	0
CSH12	% (m/m)	0	0	0	1,09941E-27	0,012820513	0,027822814	0	0
OLEF	% (m/m)	0	0	5,37583E-06	0,221468581	0,128205128	0,019070346	2,71249E-06	0,7904956
PARAF	% (m/m)	0	0	0,004186664	0,356639176	0,192307692	1,03566E-05	0,495440859	6,93447E-06
NAFT	% (m/m)	0	0	2,56002E-06	0,041818626	0,025641026	0,006710329	1,29171E-06	0,14926269
AROM	% (m/m)	0	0	0,9958054	0,380073617	0,205128205	0,000410669	0,504555136	0,060234776
Fluxo volumétrico	l/min	554,6774665	6791570,169	322,74532	1007,592236	810485,2579	518208,6779	725,2041605	298,1102191

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

ANEXO B – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)

Nome da corrente	Units	CAT-COMB	CAT-FEED	CAT-PURG	CAT-REC	CYCL-PRD	FEED-F	FEED-Q	FUELGASE
Descrição									
De		CYCL-1		CYCL-2	CYCL-2	CYCL-1	MIX-1	TC-2	CYCL-2
Para		R-COMB	MIX-1		MIX-1	SPLIT-1	TC-2	R-PYR	TC-2
Classe da corrente		MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD
Temperatura	C	500,00	25,00	750,00	750,00	500,00	255,81	500,00	750,00
Pressão	bar	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fração molar (Vapor)		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,05	0,06	1,00
Fração molar (Líquido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,92	0,92	0,00
Fração molar (Sólido)		1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,02	0,02	0,00
Fração mássica (Vapor)		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,06	0,07	1,00
Fração mássica (Líquido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,85	0,84	0,00
Fração mássica (Sólido)		1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,09	0,09	0,00
Entalpia molar	cal/mol	-18.342,44	-618.075,86	-598.513,57	-598.513,57	775,39	-46.997,44	-85.077,91	-6.113,19
Entalpia mássica	cal/gm	-1.078,27	-3.814,21	-3.681,15	-3.681,15	16,73	-1.219,69	-1.169,87	-202,43
Entropia molar	cal/mol-K	0,34	-117,58	-80,90	-80,90	-27,01	-78,18	-75,20	10,83
Entropia mássica	cal/gm-K	0,02	-0,73	-0,50	-0,50	-0,58	-2,03	-1,95	0,36
Densidade molar	mol/cc	0,16	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidade mássica	gm/cc	2,76	5,40	5,40	5,40	0,00	0,01	0,01	0,00
Fluxo entálpico	cal/sec	-10.470.966,74	-587.918,08	-567.407,88	-10.780.749,63	393.116,57	-40.506.458,58	-38.852.045,47	-27.972.866,56
Average MW		17,01	162,05	162,05	162,05	46,35	38,53	38,53	30,20
Fluxo molar	kmol/hr	2.055,10	3,42	3,42	65,06	1.825,17	3.102,79	3.102,79	16.472,97
Fluxo mássico	kg/hr	34.359,17	534,90	534,90	10.543,10	84.598,70	119.557,87	119.557,87	497.467,75
CAT	kg/hr	11.098,00	534,90	534,90	10.543,10	0,00	11.098,00	11.098,00	0,00
H2O	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1.154,23
O2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	33.317,47
N2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	373.616,82
COQUE	kg/hr	23.861,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	59.100,00	59.100,00	0,00
PS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7.200,00	7.200,00	0,00
PP	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	25.000,00	25.000,00	0,00
PET	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.900,00	2.900,00	0,00
PVC	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PA	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.900,00	2.900,00	0,00
ABS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.900,00	2.900,00	0,00
H2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	1.084,60	108,46	108,46	0,00
CO	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	89.361,57
CH4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.253,80	325,38	325,38	0,00
C2H4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.253,80	325,38	325,38	0,00
C2H6	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.253,80	325,38	325,38	0,00
C3H6	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	3.253,80	325,38	325,38	0,00
C3H8	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	4.318,39	433,84	433,84	0,00
C4H8	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	4.318,39	433,84	433,84	0,00
C4H10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	4.318,39	433,84	433,84	0,00
IC4H10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	7.592,19	759,22	759,22	0,00
CSH10	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.169,20	216,92	216,92	0,00
CSH12	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	1.084,60	108,46	108,46	0,00
OLEF	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	10.845,99	1.084,60	1.084,60	12,85
PARAF	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	16.268,98	1.626,90	1.626,90	0,01
NAFT	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	2.189,20	216,92	216,92	4,52
AROM	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	17.353,58	1.735,36	1.735,36	0,28
Fração mássica	% (m/m)								
CAT	% (m/m)	0,317490037	1	1	1	0	0,092825341	0,092825341	0
H2O	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0,002320206
O2	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0,066974123
N2	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0,751037279
COQUE	% (m/m)	0,682543963	0	0	0	0	0	0	0
PE	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,494321286	0,494321286	0
PS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,060221883	0,060221883	0
PP	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,209103759	0,209103759	0
PET	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,024256036	0,024256036	0
PVC	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PA	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,024256036	0,024256036	0
ABS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0,024256036	0,024256036	0
H2	% (m/m)	0	0	0	0	0,012820513	0,000907175	0,000907175	0
CO	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0,179632898
CH4	% (m/m)	0	0	0	0	0,038461538	0,002721524	0,002721524	0
C2H4	% (m/m)	0	0	0	0	0,038461538	0,002721524	0,002721524	0
C2H6	% (m/m)	0	0	0	0	0,038461538	0,002721524	0,002721524	0
C3H6	% (m/m)	0	0	0	0	0,038461538	0,002721524	0,002721524	0
C3H8	% (m/m)	0	0	0	0	0,051282051	0,003628699	0,003628699	0
C4H8	% (m/m)	0	0	0	0	0,051282051	0,003628699	0,003628699	0
C4H10	% (m/m)	0	0	0	0	0,051282051	0,003628699	0,003628699	0
IC4H10	% (m/m)	0	0	0	0	0,08974359	0,006350223	0,006350223	0
CSH10	% (m/m)	0	0	0	0	0,025641026	0,001814349	0,001814349	0
CSH12	% (m/m)	0	0	0	0	0,012820513	0,000907175	0,000907175	0
OLEF	% (m/m)	0	0	0	0	0,128205128	0,009071747	0,009071747	2,58331E-05
PARAF	% (m/m)	0	0	0	0	0,192307892	0,01360762	0,01360762	1,40295E-08
NAFT	% (m/m)	0	0	0	0	0,025641026	0,001814349	0,001814349	9,09006E-06
AROM	% (m/m)	0	0	0	0	0,205128205	0,014514795	0,014514795	5,56307E-07
Fluxo volumétrico	l/min	230,9912487	1,712172587	1,712172586	32,53127914	1955383,327	138416,6882	209575,253	23362720,73

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

ANEXO C – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)

Nome da corrente	Units	FUEL GAS2	FUEL GAS3	G-FLUID1	G-FLUID2	HOT-CAT	LEV-COMB	LEVES	PARAF
Descrição									
De		TC-2	TC-3	SPLIT-1	COMP-1	R-COMB	SPLIT-2	SPLIT-2	COL-3
Para		TC-3		COMP-1	MIX-1	CYCL-2	R-COMB		
Classe da corrente		MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD
Temperatura	C	707,40	697,19	500,00	523,36	750,00	9,45	9,45	234,73
Pressão	bar	1,00	1,00	1,00	1,49	1,00	1,00	1,00	1,00
Fração molar (Vapor)		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Fração molar (Líquido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Fração molar (sólido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fração mássica (Vapor)		1,00	1,00	1,00	1,00	0,98	1,00	1,00	0,00
Fração mássica (Líquido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Fração mássica (sólido)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
Entalpia molar	cal/mol	-6.474,74	-6.560,93	775,39	1.635,51	-8.557,63	-9.672,07	-9.672,07	-64.089,42
Entalpia mássica	cal/gm	-214,40	-217,26	16,73	35,29	-278,34	-366,81	-366,81	-376,91
Entropia molar	cal/mol-K	10,47	10,38	-27,01	-26,71	10,45	-28,65	-28,65	-253,48
Entropia mássica	cal/gm-K	0,35	0,34	-0,58	-0,58	0,34	-1,09	-1,09	-1,49
Densidade molar	mol/cc	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidade mássica	gm/cc	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,59
Fluxo entálpico	cal/sec	-29.627.279,85	-30.021.648,59	39.311,66	82.918,77	-39.321.024,07	-88.663,35	-3.506.102,40	-1.526.311,39
Average MW		30,20	30,20	46,35	46,35	30,74	26,37	26,37	170,04
Fluxo molar	kmol/hr	16.472,97	16.472,97	182,52	182,52	16.541,45	25,56	1.394,99	85,74
Fluxo mássico	kg/hr	497.467,75	497.467,75	8.459,87	8.459,87	508.565,75	673,89	34.410,23	14.578,22
CAT	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	11.098,00	0,00	0,00	0,00
H2O	kg/hr	1.154,23	1.154,23	0,00	0,00	1.154,23	0,00	0,00	0,00
O2	kg/hr	33.317,47	33.317,47	0,00	0,00	33.317,47	0,00	0,00	0,00
N2	kg/hr	373.616,82	373.616,82	0,00	0,00	373.616,82	0,00	0,00	0,00
COQUE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PP	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PET	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PVC	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PA	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ABS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2	kg/hr	0,00	0,00	108,46	108,46	0,00	18,75	957,39	0,00
CO	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	kg/hr	89.361,57	89.361,57	0,00	0,00	89.361,57	0,00	0,00	0,00
CH4	kg/hr	0,00	0,00	325,38	325,38	0,00	56,25	2.872,17	0,00
C2H4	kg/hr	0,00	0,00	325,38	325,38	0,00	56,25	2.872,17	0,00
C2H6	kg/hr	0,00	0,00	325,38	325,38	0,00	56,25	2.872,17	0,00
C3H6	kg/hr	0,00	0,00	325,38	325,38	0,00	56,25	2.872,17	0,00
C3H8	kg/hr	0,00	0,00	433,84	433,84	0,00	75,00	3.829,56	0,00
C4H8	kg/hr	0,00	0,00	433,84	433,84	0,00	75,00	3.829,56	0,00
C4H10	kg/hr	0,00	0,00	433,84	433,84	0,00	75,00	3.829,56	0,00
IC4H10	kg/hr	0,00	0,00	759,22	759,22	0,00	131,25	6.701,73	0,00
CSH10	kg/hr	0,00	0,00	216,92	216,92	0,00	37,50	1.934,78	0,00
CSH12	kg/hr	0,00	0,00	108,46	108,46	0,00	18,75	957,39	0,00
OLEF	kg/hr	12,85	12,85	1.084,60	1.084,60	12,85	12,85	656,21	0,00
PARAF	kg/hr	0,01	0,01	1.626,90	1.626,90	0,01	0,01	0,36	14.516,43
NAFT	kg/hr	4,52	4,52	216,92	216,92	4,52	4,52	230,90	0,00
AROM	kg/hr	0,28	0,28	1.735,36	1.735,36	0,28	0,28	14,13	61,79
Fração mássica	% (m/m)								
CAT	% (m/m)	0	0	0	0	0,021822154	0	0	0
H2O	% (m/m)	0,002320206	0,002320206	0	0	0,082269574	0	0	0
O2	% (m/m)	0,066974123	0,066974123	0	0	0,065512604	0	0	0
N2	% (m/m)	0,751037279	0,751037279	0	0	0,734648028	0	0	0
COQUE	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PE	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PP	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PET	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PVC	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
PA	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
ABS	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	% (m/m)	0	0	0,012820513	0,012820513	0	0,027822814	0,027822814	0
CO	% (m/m)	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	% (m/m)	0,179632898	0,179632898	0	0	0,175712921	0	0	0
CH4	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,038461538	0	0,083468443	0,083468443	0
C2H4	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,038461538	0	0,083468443	0,083468443	0
C2H6	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,038461538	0	0,083468443	0,083468443	0
C3H6	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,038461538	0	0,083468443	0,083468443	0
C3H8	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,051282051	0	0,111291257	0,111291257	0
C4H8	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,051282051	0	0,111291257	0,111291257	0
C4H10	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,051282051	0	0,111291257	0,111291257	0
IC4H10	% (m/m)	0	0	0,08974359	0,08974359	0	0,1947597	0,1947597	0
CSH10	% (m/m)	0	0	0,025641026	0,025641026	0	0,055645629	0,055645629	0
CSH12	% (m/m)	0	0	0,012820513	0,012820513	0	0,027822814	0,027822814	0
OLEF	% (m/m)	2,58335E-05	2,58335E-05	0,128205128	0,128205128	2,52694E-05	0,019070146	0,019070146	7,61208E-14
PARAF	% (m/m)	1,40295E-08	1,40294E-08	0,192307892	0,192307892	1,37233E-08	1,03566E-05	1,03566E-05	0,995761265
NAFT	% (m/m)	9,09008E-06	9,08972E-06	0,025641026	0,025641026	8,8917E-06	0,006710329	0,006710329	6,72992E-14
AROM	% (m/m)	5,56307E-07	5,56341E-07	0,205128205	0,205128205	5,44167E-07	0,000410669	0,000410669	0,004238735
Fluxo volumétrico	l/min	22390263,89	22157296,17	195538,3327	135183,121	23362754,97	9953,64395	508255,0339	410,5218512

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).

ANEXO D – DADOS OBTIDOS DA SIMULAÇÃO BASE (CONTINUAÇÃO)

Nome da corrente	Units	POI-FEED	POI-Q	PROD-GAS	PIR-PROD	VAP
Descrição						
De		TC-3	TC-3	SPLIT-1	R-PYR	TC-1
Para		TC-3	MIX-1	TC-1	CYCL-1	
Classe da corrente		MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD	MIXCISLD
Temperatura	C	25	100	499,999745	499,9997419	100,9371457
Pressão	bar	1,01	1,01	1,00	1,00	1,00
Fração molar (Vapor)		0,00	0,00	1,00	0,47	1,00
Fração molar (Líquido)		1,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Fração molar (Sólido)		0,00	0,00	0,00	0,53	0,00
Fração mássica (Vapor)		0,00	0,00	1,00	0,71	1,00
Fração mássica (Líquido)		1,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Fração mássica (Sólido)		0,00	0,00	0,00	0,29	0,00
Entalpia molar	cal/mol	-37.385,07	-36.887,23	775,39	-9.349,94	-57.161,28
Entalpia mássica	cal/gm	-1.666,14	-1.051,95	16,73	-303,45	-3.172,93
Entropia molar	cal/mol-K	-83,66	-82,17	-27,01	-12,33	-6,78
Entropia mássica	cal/gm-K	-2,39	-2,34	-0,58	-0,41	-0,49
Densidade molar	mol/cc	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Densidade mássica	gm/cc	0,12	0,12	0,00	0,00	0,00
Fluxo entálpico	cal/sec	-29.615.078,71	-29.220.709,64	353.804,92	-10.077.850,17	-28.144.177,15
Average MW		35,07	35,07	46,35	30,81	18,02
Fluxo molar	kmol/hr	2.851,79	2.851,79	1.642,65	3.880,27	1.772,51
Fluxo méssico	kg/hr	106.000,00	100.000,00	76.138,83	119.557,87	31.932,29
CAT	kg/hr	0,00	0,00	0,00	11.098,00	0,00
H2O	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	31.932,29
O2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
COQUE	kg/hr	0,00	0,00	0,00	23.881,17	0,00
PE	kg/hr	59.100,00	59.100,00	0,00	0,00	0,00
PS	kg/hr	7.200,00	7.200,00	0,00	0,00	0,00
PP	kg/hr	25.000,00	25.000,00	0,00	0,00	0,00
PET	kg/hr	2.900,00	2.900,00	0,00	0,00	0,00
PVC	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PA	kg/hr	2.900,00	2.900,00	0,00	0,00	0,00
ABS	kg/hr	2.900,00	2.900,00	0,00	0,00	0,00
H2	kg/hr	0,00	0,00	976,14	1.084,60	0,00
CO	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4	kg/hr	0,00	0,00	2.928,42	3.253,80	0,00
C2H4	kg/hr	0,00	0,00	2.928,42	3.253,80	0,00
C2H6	kg/hr	0,00	0,00	2.928,42	3.253,80	0,00
C3H6	kg/hr	0,00	0,00	2.928,42	3.253,80	0,00
C3H8	kg/hr	0,00	0,00	3.904,56	4.338,39	0,00
C4H8	kg/hr	0,00	0,00	3.904,56	4.338,39	0,00
C4H10	kg/hr	0,00	0,00	3.904,56	4.338,39	0,00
IC4H10	kg/hr	0,00	0,00	6.832,97	7.592,19	0,00
CSH10	kg/hr	0,00	0,00	1.952,28	2.169,20	0,00
CSH12	kg/hr	0,00	0,00	976,14	1.084,60	0,00
OLEF	kg/hr	0,00	0,00	9.761,39	10.845,99	0,00
PARAF	kg/hr	0,00	0,00	14.642,08	16.268,98	0,00
NAFT	kg/hr	0,00	0,00	1.952,28	2.169,20	0,00
AROM	kg/hr	0,00	0,00	15.618,22	17.353,58	0,00
Fração mássica	% (m/m)					
CAT	% (m/m)	0	0	0	0,092825341	0
H2O	% (m/m)	0	0	0	0	1
O2	% (m/m)	0	0	0	0	0
N2	% (m/m)	0	0	0	0	0
COQUE	% (m/m)	0	0	0	0,199578425	0
PE	% (m/m)	0,591	0,591	0	0	0
PS	% (m/m)	0,072	0,072	0	0	0
PP	% (m/m)	0,25	0,25	0	0	0
PET	% (m/m)	0,029	0,029	0	0	0
PVC	% (m/m)	0	0	0	0	0
PA	% (m/m)	0,029	0,029	0	0	0
ABS	% (m/m)	0,029	0,029	0	0	0
H2	% (m/m)	0	0	0,012820513	0,009071747	0
CO	% (m/m)	0	0	0	0	0
CO2	% (m/m)	0	0	0	0	0
CH4	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,02721524	0
C2H4	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,02721524	0
C2H6	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,02721524	0
C3H6	% (m/m)	0	0	0,038461538	0,02721524	0
C3H8	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,036286986	0
C4H8	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,036286986	0
C4H10	% (m/m)	0	0	0,051282051	0,036286986	0
IC4H10	% (m/m)	0	0	0,08974359	0,063502226	0
CSH10	% (m/m)	0	0	0,025641026	0,018143493	0
CSH12	% (m/m)	0	0	0,012820513	0,009071747	0
OLEF	% (m/m)	0	0	0,128205128	0,090717466	0
PARAF	% (m/m)	0	0	0,192307692	0,136076199	0
NAFT	% (m/m)	0	0	0,025641026	0,018143493	0
AROM	% (m/m)	0	0	0,205128205	0,145147946	0
Fluxo volumétrico	l/min	14214,79824	14380,17527	1759844,994	1955594,31	911252,6228

Fonte: Vitor Pereira e Thyago da Silva (2021).



Datas e horários baseados no fuso horário (GMT -3:00) em Brasília, Brasil
Sincronizado com o NTP.br e Observatório Nacional (ON)
Certificado de assinatura gerado em 08/12/2022 às 11:09:03 (GMT -3:00)

Nikole Klotz 2022_TCC Versão Final V2

 ID única do documento: #6c9fb632-1a0e-404f-b7b0-60a42bccbea2

Hash do documento original (SHA256): fbe60476e8c793d19f425452b5c822d853d86a92c8351917b4a2bf54cd619bd1

Este Log é exclusivo ao documento número #6c9fb632-1a0e-404f-b7b0-60a42bccbea2 e deve ser considerado parte do mesmo, com os efeitos prescritos nos Termos de Uso.

Assinaturas (4)

- ✓ Alex Vazzoler (Participante)
Assinou em 08/12/2022 às 08:09:28 (GMT -3:00)
- ✓ Lizandro de Sousa Santos (Participante)
Assinou em 08/12/2022 às 15:13:51 (GMT -3:00)
- ✓ Rafael Araujo (Participante)
Assinou em 08/12/2022 às 10:08:27 (GMT -3:00)
- ✓ Hector Silva (Participante)
Assinou em 08/12/2022 às 09:16:22 (GMT -3:00)

Histórico completo

Data e hora

08/12/2022 às 13:08:27
(GMT -3:00)

Evento

Rafael Araujo (Autenticação: e-mail rsaraujo@cetiqt.senai.br; IP: 177.38.98.94) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10º, §2.



Data e hora

08/12/2022 às 12:16:22
(GMT -3:00)

Evento

Hector Silva (Autenticação: e-mail hnsilva@cetiqt.senai.br; IP: 177.38.98.94) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.

08/12/2022 às 11:09:03
(GMT -3:00)

Alex Vazzoler solicitou as assinaturas.

08/12/2022 às 11:09:28
(GMT -3:00)

Alex Vazzoler (Autenticação: e-mail vazzoleralex@hotmail.com; IP: 177.38.98.94) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.

08/12/2022 às 18:13:51
(GMT -3:00)

Lizandro de Sousa Santos (Autenticação: e-mail lizandrossantos@gmail.com; IP: 177.12.17.218) assinou. Autenticidade deste documento poderá ser verificada em <https://verificador.contraktor.com.br>. Assinatura com validade jurídica conforme MP 2.200-2/01, Art. 10o, §2.