

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
ESCOLA DE QUÍMICA
CURSO DE BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA



**DESENVOLVIMENTO DE MODELOS REDUZIDOS PARA
AUXILIAR NA TOMADA DE DECISÃO ESTRATÉGICA DE
INVESTIMENTO EM TERMOELÉTRICAS DE CICLO
COMBINADO A PARTIR DE GÁS NATURAL**

GUSTAVO BRÊTAS FERNANDES DA SILVA

ORIENTADORES:

ARGIMIRO RESENTE SECCHI

RAPHAEL VASCONCELOS PAES DE MELLO

JEIVEISON GOBÉRIO SOARES SANTOS MAIA

RIO DE JANEIRO, 2022

**DESENVOLVIMENTO DE MODELOS REDUZIDOS PARA
AUXILIAR NA TOMADA DE DECISÃO ESTRATÉGICA DE
INVESTIMENTO EM TERMOELÉTRICAS DE CICLO
COMBINADO A PARTIR DE GÁS NATURAL**

GUSTAVO BRÊTAS FERNANDES DA SILVA

Projeto final em Engenharia Química
submetida ao Corpo Docente da Escola
de Química como parte dos requisitos
necessários à obtenção do grau de
Bacharel em Engenharia Química.

Aprovada por:

Argimiro Resende Secchi, D.Sc, COPPE/UFRJ.

Raphael Vasconcelos Paes de Mello, B. Sc., SENAI CETIQT

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, D. Sc., SENAI CETIQT

Banca Avaliadora:

Fabio de Almeida Oroski, D. Sc., EQ/UFRJ

João Bruno Valentim Bastos, M. Sc., SENAI CETIQT

RIO DE JANEIRO, 2022

FICHA CATALOGRÁFICA

Silva, Gustavo Brêtas Fernandes

Desenvolvimento de Modelos Reduzidos Para Auxiliar na Tomada de Decisão Estratégica de Investimento em Termoelétricas de Ciclo Combinado a Partir de Gás Natural/ Gustavo Brêtas Fernandes da Silva. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2022

127 p.: il

Orientadores: Argimiro Resende Secchi; Raphael Vasconcelos Paes de Mello; Jeiveison Gobério Soares Santos Maia.

Projeto Final – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2022.

1. Cogeração
2. Análise técnico-econômica
3. Gás natural
4. Caldeira
5. Turbina a gás
6. Projeto Final

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, em primeiro lugar, aos meus pais que renunciaram a muitas coisas em suas vidas para que eu e meu irmão tivéssemos acesso a um ensino de qualidade. Obrigado pelas oportunidades e por sempre nos colocarem em primeiro plano, mesmo quando não merecemos. Obrigado à minha avó por ter feito parte da minha educação e construção do meu caráter. Continue olhando por mim todos os dias de onde a senhora estiver. Sem vocês eu não seria nada.

Gostaria de agradecer a Eliane Seixas, minha professora de química do ensino médio, por ser a primeira pessoa que acreditou no meu potencial e viu algo diferente dos demais em mim. Obrigado Eliane por não ser apenas uma professora, e sim uma agente transformadora. Obrigado por ter plantado a semente na qual, hoje, eu consigo colher frutos.

Aos meus amigos, Antônio Lima, Bernardo Sanches e Luiz Henrique gostaria de agradecer. Obrigado por compartilhar tantos momentos de sufoco, risadas e lágrimas. Obrigado por estarem sempre ao meu lado. Saibam que vocês foram fundamentais para que eu pudesse chegar até o fim dessa jornada.

Obrigado a equipe de engenharia de processos do ISI Biossintéticos e Fibras por acreditarem no meu potencial e me ajudarem a lapidar meu início da minha carreira. Obrigado Raphael Mello, por ser um mais que um colega de trabalho, e sim um amigo que só me enriquece de conhecimento todos os dias. Você me inspira.

RESUMO

Resumo do projeto final em Engenharia Química submetida ao Corpo Docente da Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Desenvolvimento de Modelos Reduzidos Para Auxiliar na Tomada de Decisão Estratégica de Investimento em Termoelétricas de Ciclo Combinado a Partir de Gás Natural

Gustavo Bretas Fernandes da Silva

O objetivo geral desse trabalho é realizar uma avaliação técnico-econômica de uma unidade de cogeração de energia via ciclo combinado, utilizando-se turbina a gás e turbinas à vapor, gerando-se energia elétrica e vapor de processo para o parque industrial. Além disso, a análise foi realizada em diferentes capacidades de potência líquida e quantidade de vapor de média e de baixa enviados ao processo, com auxílio do simulador Aspen Plus® Versão 11. Para cada caso base avaliado, estimou-se os custos de investimento (CAPEX), custos operacionais (OPEX) e preço mínimo de venda (MSP) para a eletricidade. As capacidades base foram definidas de acordo com os valores mapeados na literatura de termelétricas brasileiras em operação. Os resultados gerais mostram que mesmo para a planta de menor potência simulada de 100 MW, do ponto de vista econômico, a produção de energia elétrica via ciclo combinado apresenta grande competitividade frente ao preço da energia médio do setor industrial em 2021 (135 USD/MWh). O CAPEX específico obtido no caso de 100 MW foi de 1.369 USD/kW, para o caso de 300 MW foi de 1.198 USD/kW e para o caso de 500 MW foi de 1.049 USD/kW. Os resultados foram comparados com dados do trabalho de GWT handbook (2018) e se enquadram dentro de sua faixa de acurácia de 15%. Além disso, os resultados foram comparados com os valores de CAPEX específico para plantas em operação no Brasil, apresentando erros relativos próximos a 5%. Os modelos de equações de potência e CAPEX apresentaram fator de escala de 0,81, sendo esse valor próximo ao 0,82 apresentado na literatura. Além disso, o modelo apresenta um diferencial quando comparado com o modelo da literatura (GTW handbook, 2018), pois é capaz de associar informações não apenas da potência da planta, mas também, de vazão de gás natural e vapor para o processo, configurando-se assim maior versatilidade ao estudo.

Palavras-Chave: Cogeração; Simulação de processo; Análise técnico-econômica; Ciclo combinado; Gás Natural; Aspen Plus.

ABSTRACT

The main objective of the present work is to carry out a technical-economic feasibility evaluation of a combined cycle power plant. This cogeneration system bases at the usage of gas and steam turbines aiming to generate electrical power and process steam for the whole industrial plant. In addition, the analysis was performed at different capacities of net power and different compositions of steam for the process. The concept of the process was proposed and adapted to the computational system of Aspen Plus[®] Version 11. For each evaluated simulation, the investment costs (CAPEX), the operational costs (OPEX) and the minimum selling price for electricity (MSP) were calculated. The base capacities were defined according to the values of the thermoelectric plant operating in Brazil. A general result is that even for the lowest capacity evaluated (100 MW), from an economic point of view, the process appears to be highly competitive when compared against the energy price for the industrial sector average in 2021 (135 USD/MWh). The specific CAPEX evaluated at the 100 MW plant was 1,369 USD/kW, for the case of 300 MW it was 1,198 USD/kW and for the case of 500 MW it was 1,049 USD/ kW. These results were compared with the data from the GTW Handbook (2018) and fall within its 15% accuracy range. The results were also compared with the values for the operating thermoelectric plants in Brazil and showed relative errors close to 5%. Besides, the net power and CAPEX proposed equations models exhibit a scale factor of 0,81, which is close to the 0,82 presented in the literature. At the end, the model showed a better analysis when compared to the literature model, because it can associate information not only on the net power, but also on the gas natural and steam mass flow for the process, configuring then a greater ranges of operation for the study.

Key words: Cogeneration; Process simulation; Technical-economic analysis; Combined cycle; Natural gas; Aspen Plus.

Lista de Figuras

Figura 1.1 – Composição das fontes de geração de energia elétrica brasileira em 2021 .	2
Figura 1.2 – Unidades termoeletricas no território brasileiro e seus respectivos combustíveis utilizados.	3
Figura 1.3 - Evolução da produção textual em relação ao processo de cogeração ao longo dos anos.	6
Figura 2.1 - Vista lateral de uma turbina a gás.	7
Figura 2.2 - Vista lateral de uma turbina a vapor em contrapressão.	12
Figura 2.3 – Ciclo Brayton e seu diagrama temperatura-entropia.	14
Figura 2.4 – Ciclo de Rankine e seu diagrama temperatura-entropia.	15
Figura 2.5 – Exemplo de um ciclo combinado.	16
Figura 2.6 - Exemplo de fluxo de caixa genérico.	28
Figura 3.1 - Diagrama de blocos da metodologia aplicada.	30
Figura 3.2 - Fluxograma do processo de cogeração de energia com ciclo combinado. .	33
Figura 4.1 – Composição dos custos de aquisição dos equipamentos.	53
Figura 4.2 – Composição dos custos operacionais totais dos casos base avaliados.	59
Figura 4.3 – Comparação entre os resultados de potência da simulação e do modelo aplicado.	60
Figura 4.4 – Comparação entre os resultados observados de potência líquida e o predito pelo modelo.	61
Figura 4.5 – Comparação entre os resultados de CAPEX da simulação e dos modelos.	62
Figura 4.6 – Comparação entre os resultados observados de CAPEX e o predito pelo modelo.	63
Figura 4.7 – CAPEX específico por potência líquida da planta de cogeração.	67
Figura 4.8 – CAPEX específico comparativo entre o processo em estudo e plantas de cogeração operantes no Brasil.	69
Figura 4.9 – Composição dos MSP de acordo com os casos base avaliados.	71
Figura 4.10 – Fluxo de caixa do processo de cogeração com ciclo combinado.	72
Figura 4.11 – Fluxo de caixa do processo de cogeração com balanço de carbono.	73
Figura 4.12 – Resultados da análise de incerteza do sistema de cogeração para a planta de 500 MW.	75
Figura 4.13 – Resultados complementares da análise de incerteza do sistema de cogeração para a planta de 500 MW.	77

Figura 4.14 – Diagrama Monte Carlo do projeto de cogeração de energia.....	80
Figura 4.15 – Resultados da análise de sensibilidade variando-se o preço do vapor de processo.	81
Figura B.1 - Fluxograma de simulação do processo de cogeração via ciclo combinado.	103

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 – Comparação de dados provenientes de diferentes ciclos termodinâmicos.	16
Tabela 2.2 - Matriz de classificação de estimativas de custo.	19
Tabela 2.3 – Porcentagens típicas dos valores de custos diretos e indiretos baseados no capital de investimento fixo para plantas em multipropósito.	21
Tabela 2.4 - Principais fatores que impactam o OPEX (continua).	23
Tabela 3.1 – Componentes utilizados na simulação (continua)	35
Tabela 3.2 – Reações aplicadas na simulação.	36
Tabela 3.3 – Operações unitárias utilizadas na simulação (continua).	36
Tabela 3.4 – Planejamento de simulações (continua).	39
Tabela 3.5 – Taxas de contingência de projeto	41
Tabela 3.6 – Valores típicos para a composição do OPEX (continua).	42
Tabela 3.7 – Premissas adotadas para cálculo do valor mínimo de venda.	45
Tabela 4.1 – Resultados gerais referentes ao processo de cogeração com ciclo combinado.	48
Tabela 4.2 – Resultados para os índices técnicos do processo.	49
Tabela 4.3 – Resultados da área das plantas de cogeração de energia.	50
Tabela 4.4 – Composição do CAPEX estimado para os casos 500, 300 e 100 MW de potência líquida com fração de MPS de 25% e LPS de 25% (continua).	51
Tabela 4.5 – Composição do OPEX estimado para o caso de 100 MW com 25% de MPS e LPS (continua).	54
Tabela 4.6 – Composição do OPEX estimado para o caso de 300 MW com 25% de MPS e LPS (continua).	55
Tabela 4.7 – Composição do OPEX estimado para o caso de 500 MW com 25% de MPS e LPS (continua).	57
Tabela 4.8 – Resultados dos diferentes modelos aplicados.	61
Tabela 4.9 – Resultados da calculadora utilizando os parâmetros estimados e modelos desenvolvidos.	64
Tabela 4.10 – Resultados operacionais e financeiros a partir dos custos de investimento utilizando os parâmetros e equações modelada.	65
Tabela 4.11 – Resultados operacionais e financeiros a partir da vazão de gás natural utilizando os parâmetros e equações modelada.	66
Tabela 4.12 – Dados das termelétricas em operação no Brasil.	68

Tabela 4.13 – Resultados comparativo entre potência provenientes da simulação e do modelo de equação proposto.	70
Tabela 4.14 – Resultados comparativo entre CAPEX provenientes do APEA e do modelo de equação proposto.	70
Tabela 4.15 – Composição do MSP nas capacidades base avaliadas.....	71
Tabela 4.16 – Parâmetros base e seus valores para a análise de incerteza.	74
Tabela 4.17 – Variação do preço mínimo de venda frente à variação do preço de venda da eletricidade na planta de cogeração.	79
Tabela A.1 – Resultados das correntes de processo do caso de 100 MW (continua). ...	90
Tabela A.2 Resultados das correntes de processo do caso de 300 MW (continua).	93
Tabela A.3 – Resultados das correntes de processo do caso de 500 MW (continua). ...	97
Tabela B.1 - Resultados de vazão de ar aplicadas para cada capacidade.	102
Tabela B.2 - Dados dos equipamentos das turbinas a gás.	102
Tabela B.3 – Resultados das quantidades de calores fornecidos nas simulações realizadas e suas respectivas vazões.	107
Tabela B.4 – Resultados das quantidades de água de make-up necessária nas simulações realizada.....	108
Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (continua).....	109
Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (continua).....	113
Tabela C.3 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 500 MW (continua).....	117
Tabela E.1 – Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS (continua).	124
Tabela E.2 – Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS aplicado os custos dos débitos de carbono (continua).	126

Lista de Abreviaturas e Siglas

AAEC	<i>Association for the Advancement of Cost Engineering</i>
APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
CAPEX	<i>Capital Expenditures</i>
CG	Capital de giro
CT	Custo de terra
DPC	<i>Direct Production Costs</i>
GN	Gás Natural
HRSG	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
IEMA	Instituto de Energia e Meio Ambiente
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
LPS	<i>Low Pressure Steam</i>
MME	Ministério das Minas e Energia
MMUSD	Milhões de dólares
MPS	<i>Medium Pressure Steam</i>
MSP	<i>Minimum Selling Price</i>
MW	Mega Watts
ONS	Operador Nacional do Sistema
OPEX	<i>Operacional Expenditures</i>
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
PNE	Plano Nacional de Energia
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>
PSD	<i>Process Simulation Diagram</i>
ROI	<i>Return of Investment</i>
ROE	<i>Returno of Equity</i>
SEB	Sistema Elétrico Brasileiro
SIN	Sistema Interligado Nacional
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
TIR	Taxa Interna de Retorno
UTE	Unidade Termelétrica
VPL	Valor Presente Líquido
VR	Valor Residual

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	1
1.1.	CONTEXTUALIZAÇÃO	1
1.2.	OBJETIVO	4
1.2.1.	Objetivo Geral	4
1.2.2.	Objetivos Específicos	4
1.3.	DELIMITAÇÕES DO TEMA.....	5
1.4.	JUSTIFICATIVA	5
2.	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
2.1.	EQUIPAMENTOS DA COGERAÇÃO	7
2.1.2.	Caldeira de Recuperação de Calor.....	9
2.1.3.	Turbina a Vapor.....	11
2.2.	CICLOS TERMODINÂMICOS	12
2.2.1.	Ciclo Brayton.....	13
2.2.2.	Ciclo Rankine	14
2.2.3.	Ciclo Combinado.....	15
2.3.	SIMULAÇÃO	16
2.4.	ENGENHARIA ECONÔMICA.....	18
2.4.1.	Acurácia e objetivo das estimativas de custo de capital.....	19
2.4.2.	Investimento em Bens de Capitais (CAPEX).....	20
2.4.3.	Custos operacionais (OPEX).....	23
2.4.4.	Indicadores financeiros.....	24
3.	METODOLOGIA.....	30
3.1.	Conceito do Processo	31
3.1.1.	Premissas Adotadas	31
3.1.2.	Diagrama do Processo de Cogeração	32
3.2.	AMBIENTE DE SIMULAÇÃO	34
3.2.1.	Definição do Pacote Termodinâmico	34
3.2.2.	Listagem de componentes em Aspen Plus®	35
3.2.3.	Modelagem das reações químicas	35
3.2.4.	Operações unitárias do processo.....	36
3.2.5.	Cálculos de Eficiência	37
3.2.6.	Planejamento de simulações.....	38

3.3.	ANÁLISE ECONÔMICA.....	40
3.2.1.	Investimento em Bens de Capitais (CAPEX).....	40
3.2.2.	Cálculo das áreas	41
3.2.3.	Custos operacionais (OPEX).....	42
3.2.4.	Estimativa do Custo de Equidade.....	43
3.2.5.	Preço mínimo de venda (MSP).....	45
3.2.6.	Modelos reduzidos.....	46
4.	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	47
4.1.	RESULTADOS DA SIMULAÇÃO.....	47
4.2.	ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA	49
4.2.1.	Avaliação técnica.....	49
4.2.2.	Estimativa das áreas das plantas.....	50
4.2.3.	Custo de investimento (CAPEX).....	50
4.2.4.	Custos Operacionais (OPEX)	53
4.2.5.	Modelagem e estimação dos parâmetros	59
4.2.6.	Modelo reduzido.....	63
4.2.7.	Validação dos Resultados.....	66
4.2.8.	Preço Mínimo de Venda.....	70
4.2.9.	Fluxo de Caixa.....	72
4.2.10.	Análise de Incerteza.....	74
4.2.11.	Análise sensibilidade	80
5.	CONCLUSÃO.....	82
6.	SUGESTÕES	84
7.	REFERÊNCIAS	85
	APÊNDICE A	90
	APÊNDICE B.....	101
	APÊNDICE C.....	109
	APÊNDICE D	122
	APÊNDICE E.....	123

1. INTRODUÇÃO

1.1. CONTEXTUALIZAÇÃO

O aumento da demanda por energia elétrica no mundo, resultado da crescente urbanização, se apresenta como um dos principais desafios a serem solucionados para esta e para as próximas gerações. No Brasil, onde a principal forma de geração de eletricidade são as hidrelétricas, situações climáticas desfavoráveis, que resultam na redução do nível dos reservatórios, comprometem as suas operações. Dessa forma, quando a geração energética das hidrelétricas está em baixa, a oferta de eletricidade diminui, o que potencializa a viabilidade da produção de energia elétrica por rotas alternativas, como as termelétricas, parques de energia eólica e solar.

Segundo o Plano Nacional de Energia (PNE) 2030 realizado pelo Ministério de Minas e Energia em 2007, estima-se que o consumo de energia elétrica se situe entre 859 TWh e 1245 TWh considerando os cenários otimistas e pessimistas ao fim de 2030 (MME, 2007). A diferença entre esses valores corresponde a 386 TWh, sendo esse valor 6,6% superior ao consumo atual de energia elétrica de todo o país. Essa expansão segue a tendência histórica de aumento pois segundo ao MME (2007) a eletricidade tem características específicas como:

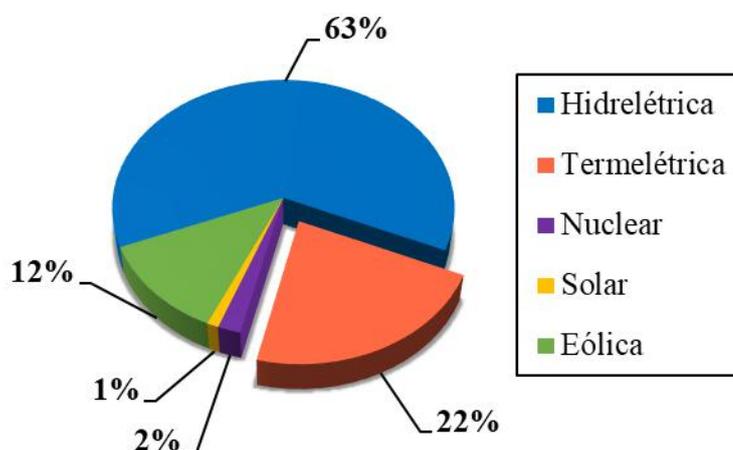
- ❖ Ubiquidade: utilização mais intensa de energia em atividades sociais e econômicas;
- ❖ Vetor de modernidade: maior utilização de energia nos setores residências, públicos e industriais;
- ❖ Alto rendimento no uso: fator essencial para produção nas atividades industriais;
- ❖ Capilaridade: sistema de distribuição que chega a todos os municípios e localidades;
- ❖ Catalisador de outros serviços: devido à capilaridade, a eletricidade potencializa outros serviços como saneamento básico, iluminação pública, etc.

O Brasil, por ter dimensões territoriais continentais, apresenta um sistema de energia elétrica com características próprias. As usinas centralizadas de energia eólica, térmicas, solar e hidrelétrica são integradas às redes de transmissão, que por sua vez, fazem parte do Sistema Interligado Nacional (SIN). Esse sistema, é dividido em quatro subsistemas que abastecem as

cinco macrorregiões brasileiras, facilitando e viabilizando as conexões entre geração, distribuição e consumo final. O SIN é controlado pelo Operador Nacional do Sistema (ONS), o qual é responsável pelo planejamento e controle das operações das usinas de geração (EPE, 2022).

Além disso, por ter em sua base energética as hidrelétricas, as usinas térmicas surgem como aliadas para complementar a oferta de energia elétrica no país, auxiliando na operação do Sistema Elétrico Brasileiro (SEB). Segundo a ONS (2022), em 2021 a matriz elétrica do país era composta majoritariamente por hidrelétricas, seguida por termelétricas como pode ser observado na Figura 1.1.

Figura 1.1 – Composição das fontes de geração de energia elétrica brasileira em 2021

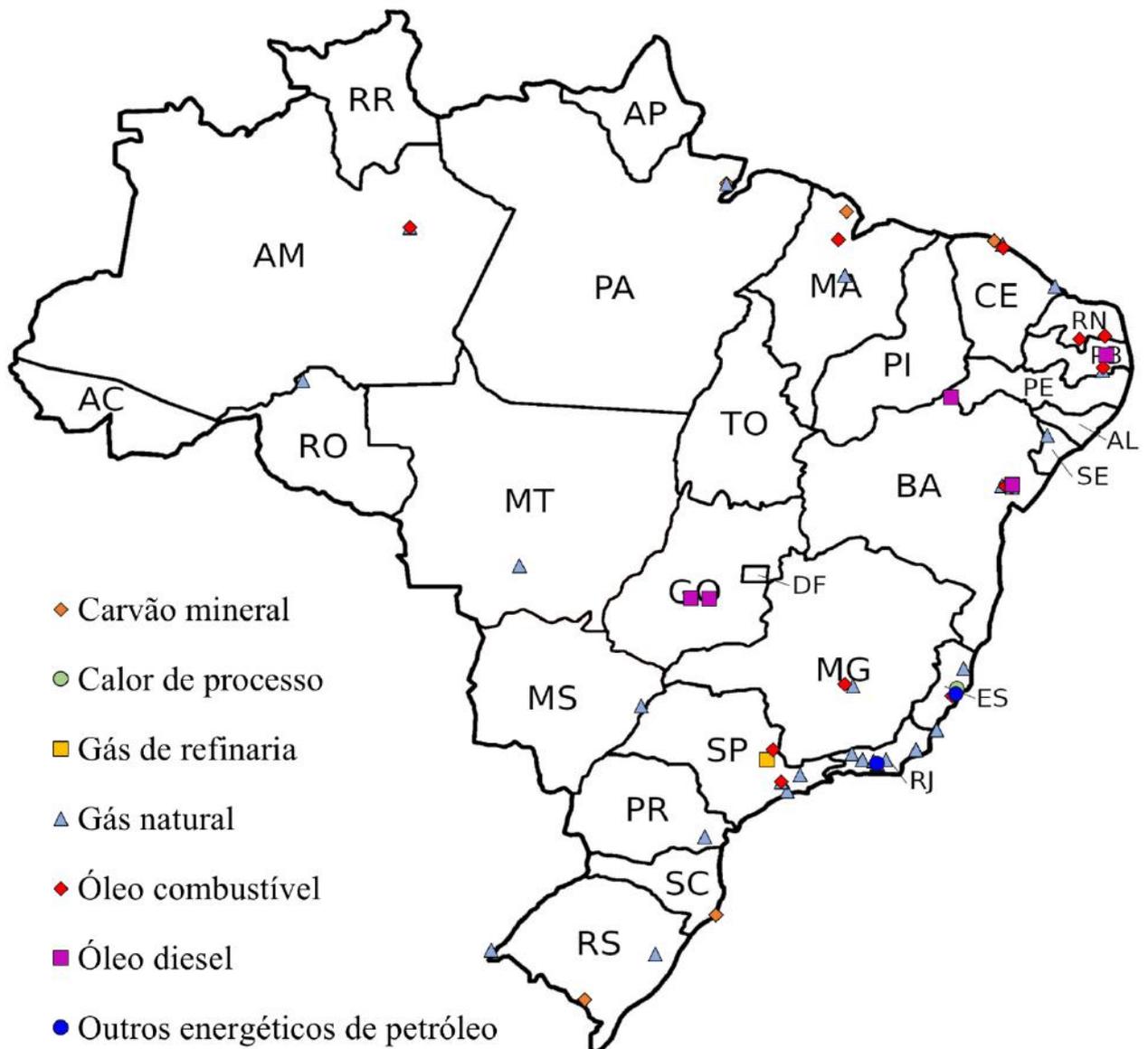


Fonte: Adaptado de (ONS, 2022).

As UTEs apresentam vantagens quando comparadas a outras fontes de energia como as hidrelétricas, por exemplo. Elas podem apresentar facilidade de instalação e baixas perdas durante a transmissão energética, por se localizarem, em sua maioria, próximas ao consumidor final. Porém, quando utilizado combustíveis de origem fóssil há o aumento nos impactos ambientais como incremento para o efeito estufa e a deposição ácida. Quando a matéria-prima é a biomassa, entende-se que o carbono emitido é o mesmo absorvido pelas plantas durante a fotossíntese, e assim, o balanço de carbono é nulo. Além disso, caso seja empregado gás natural, entende-se que esse combustível libera menos CO₂ que outros combustíveis de origem fóssil como gasolina, diesel e querosene, sendo assim ele pode ser considerado um combustível de queima mais limpa que os demais combustíveis de origens fósseis. Segundo o Balanço Energético Nacional (BEN) de 2020, o combustível mais comumente utilizado nas termelétricas é o gás natural com 36,5%, seguido pela biomassa com 33,1%, carvão e derivados 12,9%, nuclear com 9,7% e derivados de petróleo com 7,8% (EPE, 2020).

Através dos dados fornecidos pelo Instituto de Energia e Meio Ambiente (IEMA), o Brasil apresentava 75 unidades termoeletricas em operação em 2021, somando-se uma capacidade total de 28.098 MW (IEMA, 2021). A maior parte dessas usinas se encontram na região sudeste e litorânea, como é possível visualizar na Figura 1.2. Além disso, essas unidades termoeletricas utilizam turbinas a gás ou a vapor, operando em diferentes ciclos como: ciclo Brayton, ciclo Rankine, ciclo combinado e motor a combustão. Nas 75 unidades mapeadas, 16 operavam sob ciclo Rankine, 28 sob ciclo combinado, 7 sob ciclo Brayton, 21 sob motor a combustão e 3 não foram especificados (EPE, 2020).

Figura 1.2 – Unidades termoeletricas no território brasileiro e seus respectivos combustíveis utilizados.



Fonte: Adaptado de (EPE, 2020).

Devido à representação das termoeletricas na composição energética brasileira e seu grande impacto na complementação de energia elétrica do país, no presente trabalho de conclusão de curso, foram avaliadas termelétricas operando sobre ciclo combinado e empregando gás natural como combustível, por serem o ciclo e matéria-prima mais empregados. Para os sistemas em questão, foram realizados estudos de viabilidade técnico-econômica para diferentes condições operacionais, visando a construção de modelos reduzidos para auxiliar nas tomadas de decisão estratégicas de investimento frente à projeção de demanda crescente de energia elétrica para os próximos anos.

1.2.OBJETIVO

1.2.1. Objetivo Geral

O objetivo deste trabalho é a construção de um modelo reduzido para auxiliar nas tomadas de decisão estratégicas de investimento em unidades de cogeração em ciclo combinado operando a gás natural.

1.2.2. Objetivos Específicos

No que tange a análise técnica:

- ❖ Desenvolver o conceito dos processos a partir dos dados obtidos da literatura e propor um diagrama de processo (PFD; *Process Flow Diagram*);
- ❖ Por meio do *software Aspen PLUS*[®], adaptar o diagrama de processo elaborado em um diagrama de simulação de processo (PSD; *Process Simulation Diagram*);
- ❖ Realizar simulações em diferentes capacidades de potência líquida e quantidade de vapor de média e de baixa enviados ao processo.

No que tange a análise econômica:

- ❖ Estimar os custos de capital (CAPEX), custos operacionais (OPEX) e preço mínimo de venda (MSP) para a energia elétrica do caso base;
- ❖ Confeccionar um fluxo de caixa acumulado e avaliar os resultados de tempo de *payback*, valor presente líquido (NPV) e taxa interna de retorno (TIR);
- ❖ Desenvolver um modelo reduzido para a estimativa de CAPEX e potência líquida a partir da energia elétrica e vapor desejados para o processo;

- ❖ Realizar a análise de incertezas variando diferentes parâmetros operacionais e avaliando os impactos nos resultados financeiros.

1.3. DELIMITAÇÕES DO TEMA

O presente trabalho considera a construção de uma unidade de cogeração de energia elétrica via ciclo combinado utilizando como matéria-prima gás natural. Além disso, apresenta como produto energia elétrica, vapor de baixa pressão e vapor de média pressão. Não foram enquadradas como escopo do projeto as formas de obtenção das matérias-primas citadas e nem a logística do produto. Por fim, com objetivo de obter uma análise econômica simplificada, os sistemas de tratamento de efluentes gasosos e líquidos não foram considerados.

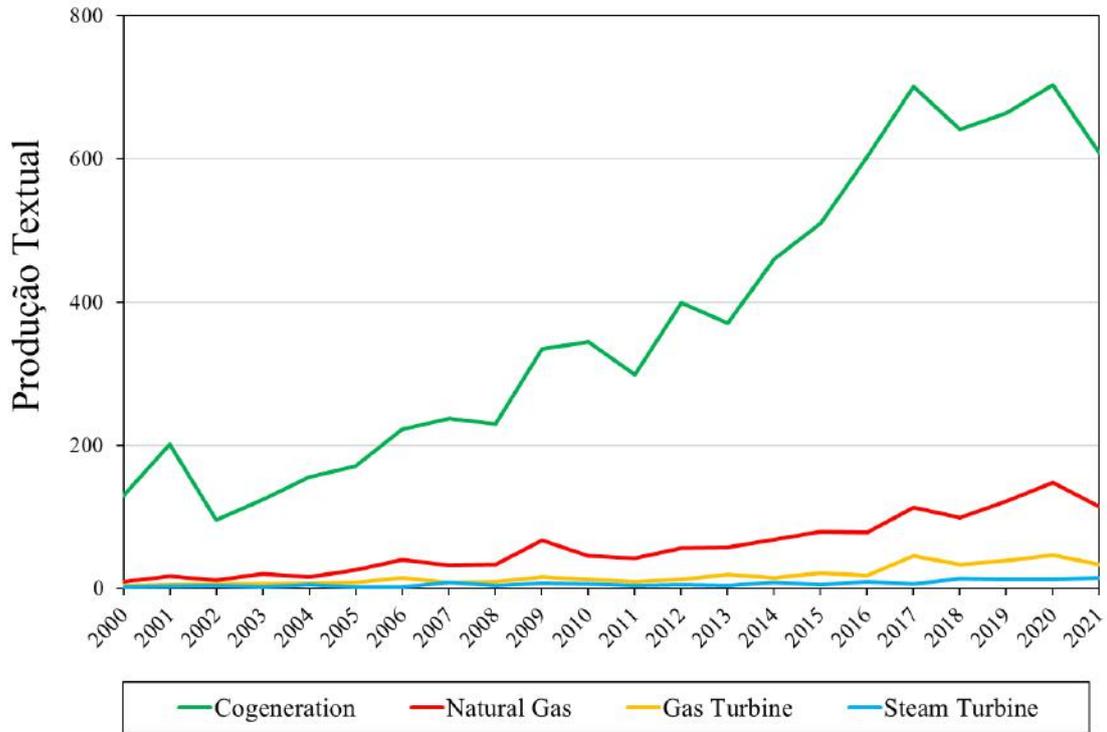
1.4. JUSTIFICATIVA

O processo de cogeração de energia é o processo no qual o calor proveniente das reações químicas resultantes da queima de um combustível é convertido em energia térmica útil, isto é, vapor de processo e energia elétrica. Como a maior parte dos processos químicos requerem energia térmica e elétrica para garantir funcionamento de suas atividades, a cogeração se enquadra como uma alternativa para redução de gastos e até mesmo gerar créditos às empresas.

Apesar de diversas vantagens quando comparada com a aquisição direta de energia de fontes externas, como a redução de custos com energia e a maior eficiência energética devido à baixa perdas durante a transmissão, a cogeração apresenta desvantagens como a necessidade de um processo *on-site*, isto é, a cogeração deve estar próxima do local de uso final, ela também apresenta um elevado custo de investimento, poluição sonora, etc.

Além disso, segundo a base de dados *Web of Science*, nos últimos anos houve um aumento de cerca de 470% na produção textual e intelectual a respeito do processo de cogeração, como é possível observar na Figura 1.3. Contudo, quando as pesquisas foram refinadas e combinadas com outras palavras-chave como gás natural, turbinas a gás e turbinas a vapor foi possível observar uma redução significativa no número de trabalhos publicados. Dessa forma, é possível observar que o tema vem sendo explorado e estudado, contudo, ainda há pouco conhecimento mapeado na literatura sobre o tema, sendo assim necessário explorá-lo. Cabe ressaltar que a pesquisa na base de dados *Web of Science* foi realizada em fevereiro de 2022.

Figura 1.3 - Evolução da produção textual em relação ao processo de cogeração ao longo dos anos.



Fonte: Elaboração própria.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. EQUIPAMENTOS DA COGERAÇÃO

Nessa seção são descritos os principais equipamentos e configurações usuais empregadas no processo de cogeração de energia em termelétricas e em processos industriais. Dessa forma, são apresentadas e descritas as turbinas a gás, turbinas à vapor, caldeiras de recuperação de calor e os principais vasos do processo.

2.1.1. Turbina a gás

As turbinas a gás podem ser subdivididas em três grandes regiões, como é possível observar na Figura 2.1. A primeira região é um compressor responsável por comprimir o gás comburente ao sistema até que seja atingida a pressão de combustão. Em seguida, o gás comprimido é misturado ao gás combustível, usualmente gás natural, e introduzidos à câmara de combustão. Ao fim, os gases quentes provenientes da combustão passam por uma turbina, no qual são expandidos, gerando-se trabalho mecânico que é posteriormente convertido em energia elétrica por um gerador. Após os gases quentes sofrerem o processo de expansão, podem ser introduzidos em uma caldeira de recuperação de calor para gerar vapor de processo.

Figura 2.1 - Vista lateral de uma turbina a gás.



Fonte: Adaptado de (GHOREYSHI, 2018)

Segundo Perry e Green (1999) existem dois tipos de compressores utilizados nas turbinas a gás de fluxo contínuo, sendo os axiais e os centrífugos. Os compressores de fluxo axial são utilizados em cerca de 95% de todas as turbinas a gás produzidas. Nessa configuração, o ar é inicialmente acelerado por um rotor e difundido por uma fileira de lâminas estacionárias que promovem o aumento de pressão, chamadas de estator. Um compressor de fluxo axial é usualmente constituído de 15-17 estágios e o conjunto rotor-estator é designado como um estágio dentro do processo. O uso de vários estágios permite um aumento de pressão gradual, resultando em altas eficiências de compressão, na ordem de 85-90%.

No compressor centrífugo, o gás comburente (geralmente o ar) entra no compressor em uma direção axial, isto é, ele passa por uma curva de 90°, sai em difusor por direção radial se encaminhando posteriormente para um coletor. Os compressores centrífugos usualmente apresentam eficiências menores quando comparados ao de fluxo axial, na ordem de 78-83%, contudo com uma margem de operação maior por apresentarem razões de pressurização maiores e se enquadrarem em altas vazões mássicas.

Apesar das diferentes configurações de turbinas, os combustores são formados por três regiões (PERRY e GREEN, 1999): (1) zona de recirculação; (2) zona de queima com recirculação; (3) zona de diluição. Na zona de recirculação o gás é queimado parcialmente, assim o gás combustível é preparado para uma queima rápida dentro da zona de queima. Na zona de queima, o gás é totalmente queimado e encaminhado para a zona de diluição. Por sua vez, essa zona é responsável por misturar o ar quente da combustão com o ar frio promovendo-se a diluição do calor para que o ar saia da câmara com uma temperatura e velocidade aceitável para os bicos aspersores da turbina. A queda de pressão dentro do combustor é o grande problema desse processo pois afeta diretamente o consumo de combustível e a sua potência de saída. Além disso, as temperaturas de saída do combustor podem variar de 815°C (1500°F) à 1649°C (3000°F).

Por fim, as turbinas a gás propriamente ditas apresentam duas geometrias mais usadas no mercado, a de fluxo axial e a de fluxo radial, sendo a primeira a mais utilizada usualmente. As turbinas de fluxo radial apresentam um compressor centrífugo com fluxo reverso e rotação em sentido oposto. Esse tipo de turbina é usado devido aos baixos custos de produção e por serem mais robustas, porém, são usadas para temperaturas de entradas mais baixas. Ademais, as turbinas de fluxo axial apresentam um fluxo de ar que entram e saem em sentido axial. Esse tipo de turbina por apresentar uma eficiência mais elevada (88-92%) são mais amplamente difundidas (PERRY e GREEN, 1999).

2.1.2. Caldeira de Recuperação de Calor

As caldeiras de recuperação de calor são equipamentos responsáveis por recuperar o calor dos gases exaustos das plantas químicas e através dele gerar vapor de processo. Ela pode ser descrita de forma semelhante às caldeiras convencionais, contudo, não apresentam as zonas de combustão embutidas em seu sistema. Esse equipamento é composto por três zonas principais, os superaquecedores, evaporadores e economizadores (ÇENGEL e BOLES, 2015).

Os superaquecedores são feixes tubulares que tem como objetivo elevar a temperatura do vapor advindos do tubulão até uma temperatura definida. São instalados na entrada da caldeira, recebendo diretamente os gases de exaustão provenientes da turbina a gás. Segundo Monteiro (2013), os principais parâmetros a serem mapeados e controlados no projeto de um superaquecedor são:

- ❖ Temperatura e velocidade dos gases e do vapor;
- ❖ Disposição dos tubos;
- ❖ Tipo de material recomentado para os tubos (material ideal para a faixa de temperatura).

Os economizadores são trocadores de calor que tem como objetivo principal pré-aquecer a água antes de sua entrada no evaporador. O processo se dá pelo aproveitamento da energia térmica residual disponível nos gases de exaustão após as trocas térmicas do superaquecedor e evaporador, aumentando-se o rendimento térmico na caldeira (BAZZO, 1992). A temperatura é uma variável a ser controlada nesse equipamento pois deve-se evitar a evaporação da água entre o economizador e evaporador para não haver problemas de corrosão e instabilidade.

Os evaporadores são trocadores de calor que tem como objetivo principal vaporizar a água advinda dos economizador à vapor saturado, sendo esse equipamento extremamente importante para a definição da configuração da caldeira de recuperação. Como as temperaturas de entrada e saída da água são próximas a temperatura de saturação para a pressão do sistema, a quantidade de calor que pode ser trocada/removida dos gases de exaustão é limitada (HUNT, 2008).

Além disso, existem os equipamentos periféricos responsáveis pelo funcionamento da caldeira como bombas de circulação, desaerador e sistema de tratamento de água. As bombas de circulação são responsáveis pela circulação de água, já o desaerador é responsável por

remover, em sua maioria, o gás oxigênio dissolvido na água, para que não haja corrosão dos equipamentos. Por fim, os sistemas de tratamento de água são responsáveis por manter a qualidade da água, removendo-se assim as partículas sólidas e outras impurezas que podem prejudicar a eficiência do processo.

Ademais, as caldeiras podem ser divididas conforme a circulação de água e dos gases quentes em seu interior. Podendo-se ser classificadas como aquatubulares ou flamotubulares (LAGEMANN, 2016). Nas caldeiras aquatubulares a água e vapor circularam por dentro dos tubos e os gases aquecidos circularam por fora, na câmara externa aos tubos. Esse sistema é adequado quando o vapor apresenta altos níveis de pressão e há a necessidade de geração de altos volumes de vapor. As caldeiras aquatubulares apresentam fácil manutenção e limpeza, e apresentam tempo de vida e operação mais longos. Já nas caldeiras flamotubulares, os gases quentes circulam dentro dos tubos e a troca térmica entre água/vapor ocorre no exterior dos tubos. Elas apresentam menores rendimentos térmicos, operam em menores pressões de operação, são recomendadas para pequenas instalações e são menos complexas para construção.

As caldeiras também podem ser classificadas de acordo com o tipo de circulação a qual estão submetidas, sendo elas de circulação natural ou circulação forçada (NIFES, 1981). Nas caldeiras de circulação forçada são utilizadas bombas de circulação de água dentro das caldeiras. Nesse processo há uma bomba de alimentação que eleva a pressão da água que entra ao sistema. Já em uma caldeira de circulação natural, a circulação da água ocorre devido à redução da densidade da água durante o processo de aquecimento. Conforme a água é aquecida e se transforma em vapor, a densidade diminui encaminhando a água quente e o vapor para o topo dos tubos verticais. Nessa configuração, não há necessidade de aquisição de bombas de circulação, fazendo com que esse tipo de caldeira seja mais barato. Apesar disso, as caldeiras de circulação forçada, por apresentarem bombas que aceleram esse fluxo ascendente são capazes de gerar volumes de vapor muito mais elevados sendo assim mais vantajosas de serem aplicadas em determinados processos (NIFES, 1981).

Por fim, as caldeiras também podem ser divididas quanto as suas características construtivas, como as caldeiras de recuperação com queima suplementar, sem queima suplementar e com queima total (KEHLHOFER, 1997). As caldeiras sem queima suplementar são, em resumo, trocadores de calor convencionais que são projetados para recuperar o calor proveniente dos gases de exaustão das turbinas e gerar vapor. Já nas caldeiras com queima suplementar, há a queima suplementar de combustível, ocorrendo um aumento na temperatura dos gases de exaustão. Nessa configuração há um aumento no volume de vapor produzido. Nas

caldeiras de queima total há a similaridade com as caldeiras convencionais, admite-se apenas a quantidade necessária de gás para agir como comburente gerando-se vapor em proporções superiores às caldeiras sem queima suplementar (KEHLHOFER, 1997).

2.1.3. Turbina a Vapor

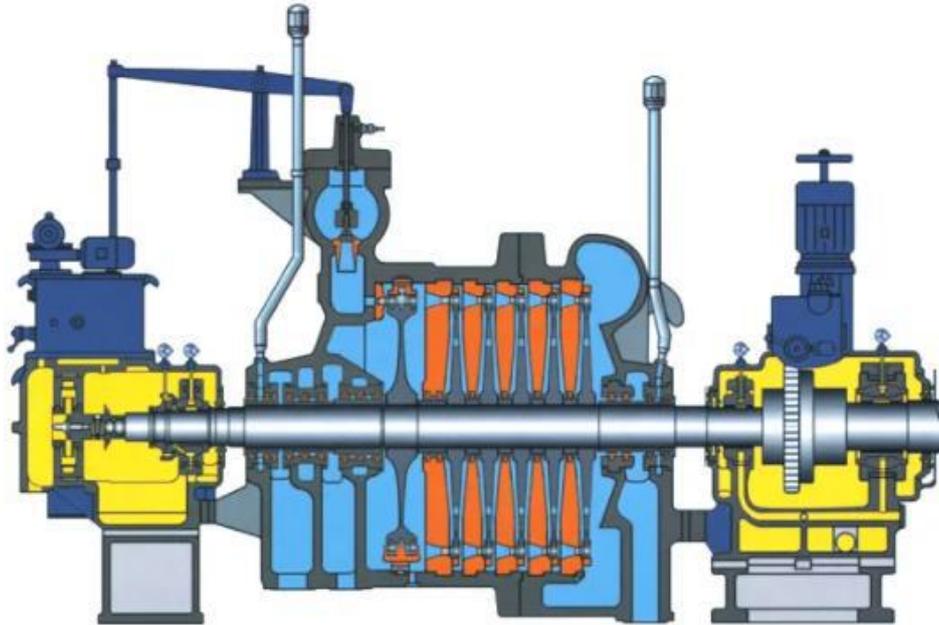
As turbinas a vapor são caracterizadas como dispositivos mecânicos responsáveis por transformar energia presente no vapor em trabalho mecânico. Esse equipamento é comumente utilizado em processos industriais nos quais há a necessidade de cogeração de energia. A transformação de energia do vapor em energia elétrica ocorre resumidamente em três etapas: conversão de energia térmica em cinética; conversão de energia cinética em mecânica; conversão de energia mecânica em elétrica (ÇENGEL e BOLES, 2015).

É possível classificar as turbinas a vapor em diferentes classes, como a direção do movimento que o vapor realiza em relação ao rotor. Sendo classificadas em axiais, radiais ou tangenciais. As turbinas a vapor axial são aquelas nas quais o vapor se desloca de forma paralela ao eixo, e são mais comumente empregadas. As turbinas radiais o vapor se desloca perpendicularmente em relação ao eixo, formando-se um ângulo de 90° . Por fim, nas turbinas tangenciais o vapor circula tangencialmente ao rotor.

Além disso, há a classificação quanto a atuação do rotor, dividindo-se em turbinas de ação e reação. As turbinas a vapor de ação são caracterizadas pelo vapor se expandir nos bocais e pás, isto é, nas partes fixas do equipamento, fazendo com que a pressão fique constante no sistema. Nessa configuração, o choque entre vapor e paletas impulsiona e faz com que o rotor se movimente. Já as turbinas de reação, a energia potencial se converte diretamente em energia mecânica ao se passar pelas paletas. Durante essa passagem o vapor gera uma forma de reação que movimenta o rotor (RAMOS; SILVA, 2009).

Ademais, as turbinas podem ser classificadas quanto à extração do vapor de escape, sendo dadas em condensantes e não condensantes (contrapressão). Em turbinas condensantes todo o vapor que entra no sistema deixa as turbinas a pressões inferiores à pressão atmosférica, logo o vapor não é capaz de ser reaproveitado para a geração de energia, sendo encaminhado diretamente para os condensadores. Em turbinas não condensantes, o vapor que deixa a turbina apresenta pressão igual ou maior que a pressão atmosférica, podendo ser reutilizado como vapor de processo. É possível observar na Figura 2.2 um exemplo de turbina a vapor em contrapressão.

Figura 2.2 - Vista lateral de uma turbina a vapor em contrapressão.



Fonte: Adaptado de (TURBIVAP, 2020)

Por fim, existem diversas outras classificações de turbinas, seja do tipo de estágios, extração e válvulas, etc. Contudo, segundo Perry e Green (1999), as principais variáveis que afetam a seleção da turbina são as seguintes:

- ❖ Potência e velocidade da máquina acionada;
- ❖ Pressão e temperatura do vapor disponíveis ou a serem decididas;
- ❖ Vapor necessário para o processo;
- ❖ Custo do vapor e valor da eficiência da turbina;
- ❖ Uso de engrenagens de redução ou aumento de velocidade;
- ❖ Extração para aquecimento de água de alimentação.

2.2. CICLOS TERMODINÂMICOS

Nessa seção são abordados os ciclos termodinâmicos presentes em plantas termoelétricas que operam com gás natural como combustível. Com isso, são apresentados os ciclos Brayton, ciclo Rankine e o ciclo que é a associação dos dois anteriores, denominado ciclo combinado. Para esse trabalho, o foco da simulação e das avaliações está no ciclo combinado.

2.2.1. Ciclo Brayton

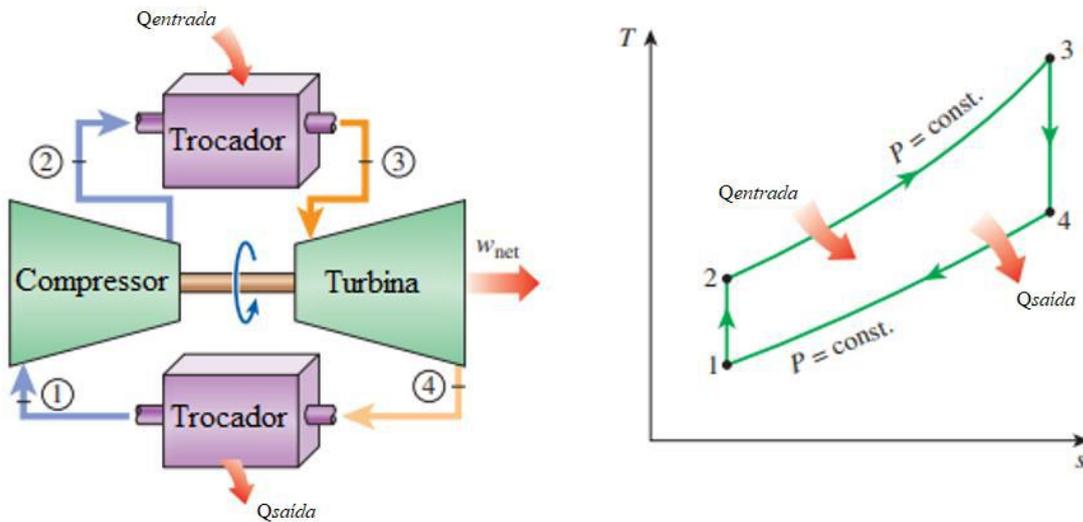
O ciclo de Brayton foi um ciclo desenvolvido por George Brayton em 1870, originalmente aplicado para queimadores à óleo. Contudo, hoje o ciclo é comumente aplicado para uma gama maior de combustíveis e utilizam-se turbinas a gás onde a compressão do ar, a queima de combustível e a expansão dos gases ocorrem no interior do mesmo equipamento. Usualmente, as turbinas a gás operam em ciclo aberto, no qual o gás comburente, em condições ambientes, é aspergido pelo compressor para o interior da turbina e comprimido até a pressão de combustão. Em seguida, o gás comprimido é encaminhado para a zona de combustão, na qual o gás combustível é queimado à pressão constante. Os gases resultantes à alta temperatura e pressão são encaminhadas para a turbina, onde serão expandidos até a pressão atmosférica, fornecendo trabalho mecânico ao processo. Os gases residuais podem ser rejeitados, classificando-se o ciclo como aberto (ÇENGEL e BOLES, 2015).

Esse processo pode ser adaptado para ciclo fechado caso a combustão seja substituída por um processo de adição de calor à pressão constante e a exaustão por um processo de rejeição de calor à pressão constante até a temperatura ambiente, como pode ser observado na Figura 2.3. Esse processo pode ser descrito como o ciclo Brayton e resumido em quatro etapas:

- ❖ Compressão isentrópica dos gases;
- ❖ Adição de calor à pressão constante;
- ❖ Expansão isentrópica pela turbina;
- ❖ Rejeição isentrópica de calor.

Pelo diagrama de temperatura-entropia apresentado na Figura 2.3, pode-se observar que a reta 1-2 representa o processo de compressão isentrópica dos gases, a curva 2-3 representa a adição de calor à pressão constante, a reta 3-4 representa a expansão isentrópica dos gases promovendo a redução da temperatura e a curva 4-1 representa o processo de rejeição de calor isentrópica, reiniciando-se o ciclo (ÇENGEL e BOLES, 2015).

Figura 2.3 – Ciclo Brayton e seu diagrama temperatura-entropia.



Fonte: Adaptado de (ÇENGEL e BOLES, 2015).

2.2.2. Ciclo Rankine

O ciclo de Rankine é o ciclo ideal para o vapor em plantas de potência e não envolve nenhuma irreversibilidade de processo. Os equipamentos comumente utilizados para tal ciclo são: turbina a vapor, condensador, bomba de alimentação e caldeira. Quatro processos seguem-se para formar o ciclo, sendo eles:

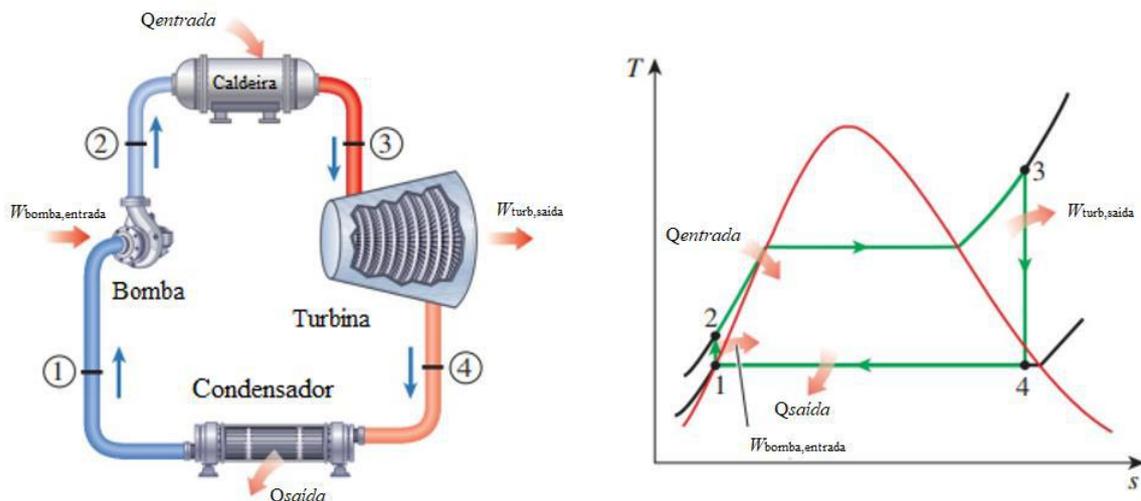
- ❖ Compressão isentrópica na bomba de alimentação;
- ❖ Aquecimento isobárico na caldeira;
- ❖ Expansão isentrópica na turbina;
- ❖ Rejeição de calor à pressão constante no condensador.

Seguindo o diagrama apresentado na Figura 2.4, a água é bombeada no estágio 1 como líquido saturado e então comprimida de maneira isentrópica até a pressão de operação da caldeira. A temperatura do fluido aumenta durante esse processo de compressão devido à pequena redução de volume específico da água. Em seguida, a água após o processo de compressão é ingressada para a caldeira no estágio 2 e sai como vapor saturado no estágio 3. A caldeira funciona como um grande trocador de calor na qual os gases de combustão transferem calor para água à pressão constante até sua mudança de fase e posterior superaquecimento do vapor. Após o processo de vaporização da água, o vapor superaquecido é encaminhado para a turbina a vapor na qual o expande de forma isentrópica gerando trabalho mecânico para a planta.

Há queda de temperatura e pressão durante esse processo, e o vapor é encaminhado para o condensador, como pode ser observado no estágio 4. Nessa etapa, há uma mistura líquido-vapor que é condensada até a pressão atmosférica. Por fim, a água sai do condensador como líquido saturado e é reencaminhada para bomba de alimentação, reiniciando-se assim o ciclo (ÇENGEL e BOLES, 2015).

É possível observar pela Figura 2.4 o diagrama temperatura-entropia que representa o processo reversível que ocorre durante as transferências de calor no ciclo. A curva 2-3 representa o calor transferido para a água durante o processo de aquecimento na caldeira sob pressão constante e a curva 4-1 representa a rejeição de calor pelo condensador. A diferença entre as áreas representa o trabalho gerado durante o ciclo de Rankine.

Figura 2.4 – Ciclo de Rankine e seu diagrama temperatura-entropia.

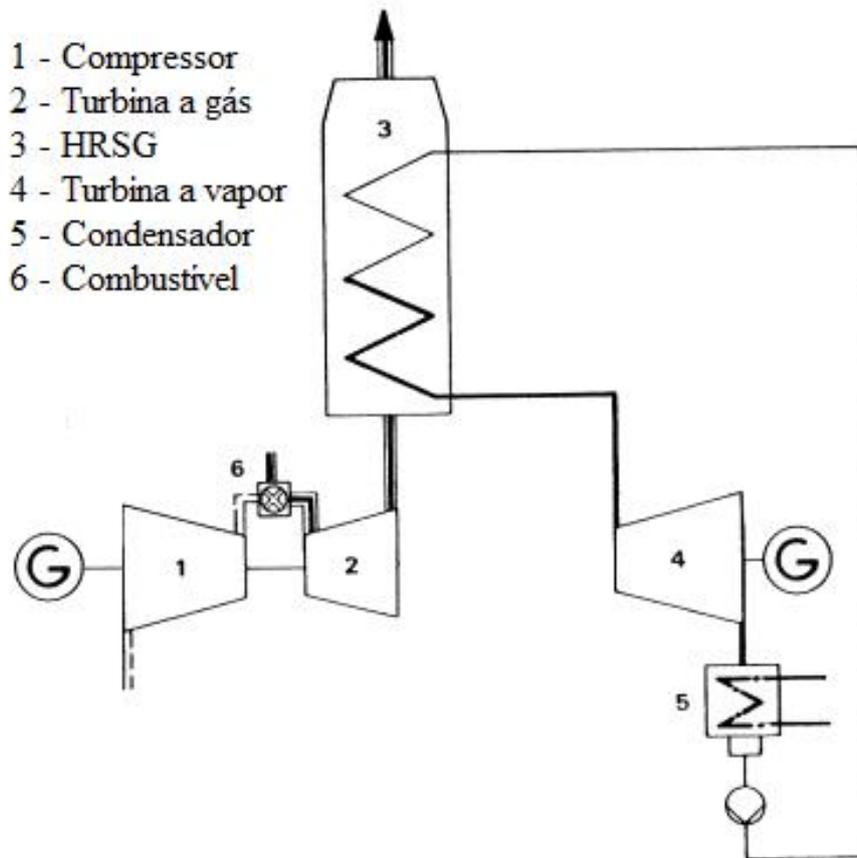


Fonte: Adaptado de (ÇENGEL; BOLES, 2015).

2.2.3. Ciclo Combinado

É possível adaptar dois ou mais ciclos térmicos em uma mesma planta industrial. Nesse caso, o calor rejeitado por um ciclo é encaminhado para o outro e reaproveitado. A intenção além de poder gerar mais energia elétrica ou vapor de processo, é aumentar a eficiência global dos ciclos como pode ser observado na Tabela 2.1. O ciclo combinado é a junção do ciclo de Brayton com o ciclo de Rankine, isto é, a combinação da turbina a gás com a turbina a vapor e caldeira de recuperação de calor. Um exemplo de uma planta operando em ciclo combinado é apresentado pela Figura 2.5. Os gases de exaustão quentes da turbina a gás são encaminhados diretamente para a caldeira de recuperação de calor (HRSG; *Heat Recovery Steam Generator*) e em seguida o vapor superaquecido é encaminhado para as turbinas a vapor gerando trabalho mecânico para a planta (KEHLHOFER, 1997).

Figura 2.5 – Exemplo de um ciclo combinado.



Fonte: Adaptado de (KEHLHOFER, 1997).

Tabela 2.1 – Comparação de dados provenientes de diferentes ciclos termodinâmicos.

Parâmetro	Turbina a Gás (Rankine)	Turbina a Vapor (Ciclo Aberto)	Ciclo Combinado
Temperatura de combustão (K)	950-1000	640-700	950-1000
Temperatura de exaustão dos gases (K)	500-550	320-350	320-350
Eficiência de Carnot (%)	42-47	45-54	63-68

Fonte: Adaptado de (KEHLHOFER, 1997).

2.3. SIMULAÇÃO

No passado, os processos químicos eram controlados, em resumo, de formas manuais, poucos controladores eram utilizados e, caso houvesse, suas aplicações eram restritas a poucas variáveis de controle. Nesse sentido, muitos tanques pulmões eram necessários para

equalização de perturbações e com isso havia a necessidade do emprego de muitos operadores para a manutenção e o controle das plantas industriais. Com o passar dos anos, tornou-se economicamente inviável manter as operações das grandes fábricas sem automação de sistemas e análises dinâmicas, surgindo-se as teorias de controle de processo (LUYBEN, 1990).

Cada vez mais, os processos foram se tornando mais tecnológicos, robustos e complexos. Diante disso, com objetivo de redesenhar plantas já existentes, modelar, controlar ou otimizar processos já mapeados surgem *softwares* de simulação que hoje são as principais ferramentas de trabalho dos engenheiros químicos e de processo.

Existem diversos *softwares* de simulação de processos químicos e bioquímicos difundidos pelo mundo, sendo exemplos: o Aspen Plus[®], o Aspen HYSYS[®], o ChemCAD, o COCO Simulator e o EMSO[®]. O Aspen Plus[®] é um simulador que apresenta um vasto banco de dados, sendo capaz de descrever processos complexos com múltiplos reatores, colunas de destilação, soluções eletrolíticas, etc.

Segundo os estudos realizados por Monteiro (2013) foi possível simular a central de cogeração de energia da refinaria de Matosinhos (Petrogal), utilizando-se o simulador de processos Aspen Plus[®]. Inicialmente, o projeto teve como objetivo elaborar um modelo que descrevesse os turbogeradores e a caldeira de recuperação de calor na unidade em estudo. Com isso, aplicou-se à simulação os valores reais de operação da planta e em seguidas valores de projeto estabelecendo um comparativo entre os resultados. Para a convergência da simulação, foram introduzidos os parâmetros de processo dos equipamentos e as características-chave das correntes de entradas, como temperatura, composição e pressão. Nesse sistema, o conjunto de turbogeradores foram capazes de produzir 92 t/h de vapor à 450 °C e uma potência de 40 MW.

Segundo os resultados obtidos da simulação realizada por Monteiro (2013), ao serem aplicados os valores reais da refinaria de Matosinho na simulação, foi possível obter 92 t/h de vapor à 447 °C e potência de 40 MW. Quando a simulação foi adaptada para os valores de projeto, foi possível obter 83 t/h de vapor à 448 °C. Dessa forma, devido aos baixos desvios entre os resultados (cerca de 3,5% de variação), pôde-se concluir que o modelo proposto no simulador se mostrou eficaz para reprodutibilidade de um processo real. Mediante aos resultados satisfatórios obtidos nesse trabalho, utilizou-se alguns dos parâmetros dos equipamentos e configurações aplicados por Monteiro (2013), para realização deste trabalho.

Branco (2005) realizou análises termodinâmicas e termoeconômicas de uma usina termelétrica a gás natural considerando quatro fluxogramas diferentes. O primeiro sendo uma

planta operando em ciclo aberto e as outras três plantas operando com 1, 2 e 3 níveis de pressão associadas às turbinas a vapor. Foram realizadas análises técnico-econômicas dos diferentes cenários para comparações. Através delas, foi possível mapear os custos de capital e combustível na composição dos custos da eletricidade. Segundo os resultados obtidos por Branco (2005), foi possível descrever que os principais parâmetros não construtivos que afetam a produção de potência em ciclos combinados são a temperatura ambiente e a perda de carga dos gases da caldeira de recuperação. Os parâmetros construtivos que mais afetam a potência são as extrações e o ponto de estrangulamento (*pinch point*) dos trocadores de calor. Além disso, foi verificado que o processo operando com apenas um nível de pressão se mostrou mais atrativo economicamente, porém essa configuração é limitada apenas para a produção de energia elétrica, descartando-se a possibilidade de geração de vapor para a comercialização.

No trabalho proposto por Kislansky (2017), realizou-se a modelagem e simulação do ciclo combinado de turbina a gás com caldeira de recuperação de calor de uma unidade termoelétrica da empresa Braskem, localizada em Camaçari/BA, utilizando-se os *softwares* Aspen Hysys V8.8 e o Exchanger, Design & Rating V8.8. Através de sua pesquisa criou-se um modelo com parâmetros de processos otimizados e avaliadas novas formas operacionais para esse sistema objetivando elevar a eficiência do ciclo combinado. Segundo os resultados obtidos por Kislansky (2017), foi possível obter um modelo computacional robusto, com erros inferiores a 5 % quando comparado os dados obtidos da planta real em operação. Através da modelagem construída, foi possível mensurar o impacto da mudança nas variáveis de processo dos gases quentes exaustos, sendo obtida uma eficiência para o conjunto de 81 %. A otimização do ciclo Brayton apresentou resultados expressivos de eficiência e sustentabilidade, reduzindo o consumo de combustível gasoso e fornecendo um crédito de 5,5 milhões de reais por ano. Além disso, mediante os resultados satisfatórios de seu trabalho, da grande quantidade de informações, parâmetros de processo e especificação do pacote termodinâmico utilizado no simulador, aplicou-se esse trabalho como referência para construção deste trabalho de conclusão de curso.

2.4. ENGENHARIA ECONÔMICA

A presente seção deste trabalho tem como objetivo apresentar os principais parâmetros de uma análise econômica e financeira. Dessa forma, são apresentados os conceitos que definem os custos de capital (CAPEX), os custos operacionais (OPEX) e os indicadores de rentabilidade de um projeto.

2.4.1. Acurácia e objetivo das estimativas de custo de capital

Segundo a Associação para o Avanço da Engenharia de Custos (AACE; *Association for the Advancement of Cost Engineering*) a estimativa para os custos de capital pode ser dividida em diferentes classes. Para essas estimativas, existe a dependência da quantidade de detalhamento do processo em estudo, da precisão dos dados disponíveis, da complexidade técnica do projeto, do grau de definição de projeto e da inclusão da contingência adequada, fazendo com que as faixas de precisão sofram alterações. Diante disso, unindo-se as informações provenientes de cada processo avaliado, é possível obter uma faixa de acurácia esperada para um projeto. Dessa forma, as estimativas de custo de capital são divididas em 5 categorias que podem ser observadas no Tabela 2.2 (AACE, 2019).

Tabela 2.2 - Matriz de classificação de estimativas de custo.

Classe de Estimativa	Característica Principal		Características Secundárias	
	Nível de maturidade das entregas e definição do projeto	Uso final	Metodologia	Faixa de precisão esperada
	<i>Expresso como % da definição do projeto completa</i>	<i>Finalidade típica da estimativa</i>	<i>Método geralmente utilizado para estimativas</i>	<i>Intervalos típicos nas faixas mínimas e máximas</i>
Classe 5	0% a 2%	Análise da adequação do conceito	Índices de capacidade, modelos paramétricos, julgamento ou analogia	Mín: -20% a -50% Máx: +30% a +100%
Classe 4	1% a 15%	Estudo de viabilidade	Fatores relativos a equipamentos ou modelos paramétricos	Mín: -15% a -30% Máx: +20% a +50%
Classe 3	10% a 40%	Autorização ou controle de orçamento	Custos unitários semidetalhados com itens de linha lançados em nível de detalhe de conjunto	Mín: -10% a -20% Máx: +10% a +30%
Classe 2	30% a 75%	Controle ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado obrigatório	Mín: -5% a -15% Máx: +5% a +20%
Classe 1	65% a 100%	Verificação da estimativa ou licitação/proposta	Custos unitários detalhados com levantamento detalhado	Mín: -3% a -10% Máx: +3% a +15%

Fonte: Adaptado de (AACE, 2019).

2.4.2. Investimento em Bens de Capitais (CAPEX)

Segundo Sadhukan (2014) o custo de capital (CAPEX; *Capital Expenditures*) é o custo de implantação e construção de uma planta, dividindo-se em custos de capital direto e indireto. Os custos de capital direto podem ser divididos em investimentos dentro do limite de bateria (ISBL; *Inside Battery Limits*) e investimentos fora do limite de bateria (OSBL; *Outside Battery Limits*). Por outro lado, os custos de capital indireto englobam os custos de projeto e engenharia e os custos referentes à contingência de projeto.

Além disso, segundo Towler (2018) o ISBL é caracterizado como custo de aquisição e instalação de todos os equipamentos referentes ao processo em estudo. Dentre eles estão os custos diretos que representam:

- ❖ Todos os principais equipamentos de processo como: vasos, reatores, resfriadores, bombas, compressores, turbinas, filtros e centrifugas;
- ❖ Tubulações, válvulas, fiação, instrumentação, estruturas físicas e isolamento;
- ❖ Obras civis como a construção de escadas, fundações, estacas, edifícios, obras de saneamento, etc.;
- ❖ Trabalhos relacionados à instalação e supervisão.

Já os custos indiretos podem ser descritos e representados por:

- ❖ Custos com aluguel de equipamentos de construção, água e energia, oficinas de construção, etc.;
- ❖ Despesas e serviços de campo como cantinas e cafeterias, custos com especialista, férias, horas extras a se pagar;
- ❖ Custos com seguros de construção;
- ❖ Benefícios e encargos trabalhistas (indenizações, seguros sociais, etc.);
- ❖ Itens gerais como taxas de importação, fretes, taxas de patentes e royalties.

Ainda segundo Towler (2018), cabe ressaltar que no início de um projeto, é essencial definir o ISBL com cuidado pois ele é a base para definição de outros custos do projeto. Caso contrário, a economia geral do projeto pode ser mal estimada, comprometendo-se a qualidade e confiabilidade dos resultados gerados. Além disso, são apresentadas na Tabela 2.3 variações típicas nos custos de alguns dos componentes supracitados em função de porcentagens de investimento de capital fixo (FCI, *Fixed Capital Investment*).

Tabela 2.3 – Porcentagens típicas dos valores de custos diretos e indiretos baseados no capital de investimento fixo para plantas em multipropósito.

Fator	Faixa de FCI (%)
<i>Custos diretos</i>	
Aquisição dos equipamentos	15 – 40
Instalação dos equipamentos	6 – 14
Instrumentação e controle	2 – 12
Tubulações	4 -17
Sistemas de eletricidade	2 – 10
Construção (inclui serviços)	2 – 18
Despesas de campo	2 – 5
Instalações de serviços	8 – 30
Custos de terra	1 – 2
<i>Custos Indiretos</i>	
Supervisão e engenharia	4 – 20
Despesas de construção	4 – 17
Despesas legais	1 – 3
Taxas de contratos	2 – 6
Contingência	5 – 15

Fonte: Adaptado de (PETERS, TIMMERHAUS, 2003)

Ademais, através dos custos com OSBL é possível incluir custos adicionais que são realizadas nas infraestruturas da planta com objetivo de acomodar uma nova planta ou aumentar a capacidade de uma planta já existente. Nessa área podem se encontrar (TOWLER, 2018):

- ❖ Subestações elétricas, transformadores e linhas de energia;
- ❖ Usinas de geração de energia, turbinas e geradores reservas;
- ❖ Caldeiras, linhas de condensado e estação de tratamento de água;
- ❖ Torres de resfriamento, bombas de circulação e redes de resfriamento de água;
- ❖ Tubulações de água desmineralizada, sistemas de drenagem, tratamento de águas residuais e esgotos;
- ❖ Plantas de separação de ar, fornecimento de gás nitrogênio;
- ❖ Secadores e sopradores;
- ❖ Tubulações de alimentação e correntes de produtos;
- ❖ Instalações de carregamento, transportes, armazéns, ferrovias e elevadores;
- ❖ Laboratórios, equipamentos analíticos, escritórios e refeitórios;
- ❖ Oficinas de instalação e manutenção;
- ❖ Serviços de emergência e equipamentos de combate a incêndios.

Por fim, os encargos de contingência de projeto são definidos como custos extras adicionados aos orçamentos dos projetos para permitir variações das estimativas de custos. Como todas as estimativas apresentam incertezas, os custos finais de diversos itens podem apresentar flutuações que através da contingência podem ser assegurados. Cabe ressaltar que em processos nos quais as empresas apresentam larga experiência, os custos de contingência são menores quando comparados com novas plantas em projeção (SEIDER *et al.*, 2002). Ainda segundo Seider *et al.*, (2002) para a definição desse valor, três grupos de perguntas devem ser respondidas:

- 1) O quão bem o produto ou o processo é conhecido? O processo já foi demonstrado em uma planta piloto ou em escala laboratorial? Quanto tempo o processo foi executado? As taxas de corrosão associadas aos equipamentos são bem definidas?

- 2) O quão completo é o design do projeto? Houve um modelo de simulação para planta? Qual o nível de informação sobre a localização da planta?
- 3) O quão acuradas são as estimativas? Os equipamentos são convencionais ou novos?

2.4.3. Custos operacionais (OPEX)

Os custos operacionais (OPEX; *Operational Expenditures*) podem ser classificados de acordo com duas categorias principais: os custos operacionais fixos e os custos operacionais variáveis. Os custos operacionais fixos são independentes das taxas e quantidades de produção, podendo incluir os custos de manutenção, seguros, etc. Eles são estimados usando fatores que tem como base os custos de capital (SADHUKAN, 2014). Assim, são apresentados na Tabela 2.4 os principais fatores associados que compõem os custos operacionais.

Tabela 2.4 - Principais fatores que impactam o OPEX (continua).

Fator	Definição
Custos variáveis	Fatores que variam com a taxa de produção.
Matéria-prima	Custos de insumos químicos necessários para o processo.
Utilidades	Custos das utilidades necessárias para a operação do processo.
Custos Fixos Diretos	Fatores diretamente ligados à produção.
Equipe de operação	Custos de mão-de-obra necessária para a operação da planta.
Equipe de supervisão	Custo de mão-de-obra de supervisão.
Despesas de Laboratório	Custos com equipe e com testes laboratoriais, tanto para o controle de qualidade quanto para solução de problemas.
Mão-de-obra de escritório	Custos com mão-de-obra de administração, engenharia e suporte associado à produção.
Manutenção e reparos	Custo de mão-de-obra de manutenção e materiais associados à manutenção da planta
Suprimentos de operação	Custos de suprimentos diversos que suportam a operação diária da unidade.
<i>Overhead</i> administrativo	Engloba todos os custos associados a operações de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem folhas de pagamento, serviços de contabilidade, serviços médicos e benefícios aos funcionários.

Tabela 2.2 - Principais fatores que impactam o OPEX (conclusão).

Fator	Definição
<i>Overhead</i> de manufatura	Engloba todos os custos associados a operações de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem proteção contra incêndio, serviços de segurança, refeitório, instalações recreativas e custos com engenharia geral.
<i>Overhead</i> de manufatura	Engloba todos os custos associados a operações de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem proteção contra incêndio, serviços de segurança, refeitório, instalações recreativas e custos com engenharia geral.
Taxas e seguros	Custos associados à impostos sobre a propriedade e seguro de responsabilidade.
Patentes e Royalties	Custos com patentes e licenciamento de tecnologia.
Custos Fixos Indiretos	Fatores que não estão diretamente ligados à produção.
Custo administrativos	Custos associados à salários e outras atividades e instalações administrativas.
Custos gerais	Custos associados aos edifícios e outras atividades auxiliares.
Distribuição e venda	Custos de vendas e <i>marketing</i> necessários para vender os produtos, incluindo salários e outros custos diversos.
Pesquisa e desenvolvimento	Custos das atividades de pesquisa relacionadas ao processo e ao produto, incluindo salários e fundos para equipamentos e suprimentos relacionados à pesquisa
Custos Operacionais Totais	Custos Variáveis + Custos Fixos Diretos + Custos Fixos Indiretos

Fonte: Adaptado de (TURTON *et al.*, 2018)

2.4.4. Indicadores financeiros

Segundo Sadhukan (2014) a análise de rentabilidade é fundamental para justificar a viabilidade econômica de um projeto. Existem diversos métodos para essa estimativa dependendo do nível de detalhamento de cada processo em estudo. Os principais indicadores quantitativos são valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (IRR; *Internal Rate of Return*) e o tempo de *payback*.

O VPL indica o valor presente de um conjunto de fluxos de caixa futuros descontados no tempo sob uma taxa de custo de capital, conforme descrito na equação a seguir:

$$VPL(j, P) = \sum_{i=0}^{n+EPC} \frac{F_C(P)_i}{(1+j)^i} \quad \text{Equação 2.1}$$

tal que o $F_C(P)_i$ é o fluxo de caixa, referente a cada ano “ i ” aplicado sobre o preço de um produto P , “ j ” é a taxa anual de juros de retorno sobre o investimento, “ n ” é o horizonte de investimento do projeto e EPC (*Engineering, Procurement and Construction Time*) é o período de construção da planta em que não há produção.

A taxa de juros “ j ”, pode ser descrita, usualmente, como o percentual mínimo de rendimento definido pelo investidor para justificar o risco de uma aplicação financeira. Sendo assim, essa taxa passa a ser conhecida como taxa mínima de atratividade (TMA) e pode ser observada na equação a seguir:

$$VPL(TMA, P) = \sum_{i=0}^{n+EPC} \frac{F_C(P)_i}{(1+TMA)^i} \quad \text{Equação 2.2}$$

É possível, também, realizar uma análise, partindo-se da equação Equação 2.1, na qual seja obtida uma taxa de juros que resulte em um VPL nulo. A partir disso, a taxa de juros passa a ser conhecida como a Taxa Interna de Retorno (TIR), como pode ser observado na equação abaixo:

$$VPL(TIR, P) = \sum_{i=0}^{n+EPC} \frac{F_C(P)_i}{(1+TIR)^i} = 0 \quad \text{Equação 2.3}$$

Em oposição à TMA, a TIR é um resultado do modelo, podendo ser maior, menor ou igual à TMA dado um preço de venda. Quando a TIR é maior que a TMA, o resultado do VPL é positivo, potencializando a viabilidade financeira. Quando a TIR é menor que a TMA, o resultado do VPL é negativo, o que aumenta a probabilidade de o investimento resultar em prejuízos. Por outro lado, quando a TIR é equivalente à TMA, ou seja, VPL nulo, atinge-se a condição particular para o preço de venda do produto, conhecida como preço mínimo de venda (MSP; *Minimum Selling Price*), conforme a equação abaixo. Esse valor representa o preço mínimo de venda de um produto para que seja gerado um retorno mínimo esperado dado um horizonte de investimento.

$$VPL(TIR, MSP) = \sum_{i=0}^{n+EPC} \frac{F_C(MSP)_i}{(1+TIR)^i} = 0, \text{ tal que } TIR = TMA \quad \text{Equação 2.4}$$

Além disso, um outro indicador de rentabilidade é o tempo de *payback*. Ele pode ser definido como o período desde o início do projeto até o momento em que todo o investimento somado aos valores do custo de terra, capital de giro e valor residual corrigidos no tempo, sejam recuperados no momento da interrupção da operação da planta. Quando o tempo de *payback* é menor que o horizonte de investimento, significa que o projeto rendeu mais que o mínimo aceitável e quanto menor esse valor, mais promissor é o projeto avaliado. Ademais, quando não há tempo de *payback* significa que o retorno de capital investido não foi atingido dentro do horizonte de investimento predefinido. Esse parâmetro representa a variável “*n*” da Equação 2.3 e pode se observar a equação abaixo:

$$VPL(TIR, P) = \sum_{i=0}^{Payback+EPC} \frac{F_C(P)_i}{(1+TIR)^i} + \frac{CT + CG + VR}{(1+TIR)^{Payback+EPC}} = 0 \quad \text{Equação 2.5}$$

tal que o CT é o custo de terra, CG é o capital de giro e VR é o valor residual.

Cabe ressaltar que, conceitualmente, a Equação 2.5 é a descrição do tempo de *payback*, porém sabe-se que o parâmetro “*i*” é um número inteiro e que, comumente, o tempo *payback* é um número racional. Com isso, para encontrar este parâmetro, é necessário realizar todo o fluxo de caixa acumulado, no horizonte de investimento avaliado, e caso esse valor se encontre entre dois valores de “*i*” é necessário realizar a interpolação para encontrar o valor do parâmetro.

Um outro indicador temporal que é possível de ser avaliado é o ponto de *break-even*, ou ponto de equilíbrio do investimento. Esse ponto é o instante em que ocorre a inversão do valor do fluxo de caixa acumulado, ou seja, de um valor negativo para um positivo. Esse parâmetro representa a variável “*n*” da Equação 2.3 e pode se observar a equação a seguir. Quando o tempo de *payback* é menor que o horizonte de investimento, o ponto de *break-even* se encontra entre os 2 pontos. Para o tempo de *payback* igual ao horizonte de investimento, o *break-even* se encontra no mesmo ponto. Por fim, quando não há *payback*, também não há *break-even*. Além disso, cabe ressaltar que a mesma estratégia de interpolação usada para o tempo de *payback* é aplicada para encontrar o valor do *break-even*.

$$VPL(TIR, P) = \sum_{i=0}^{Break-even+EPC} \frac{F_C(P)_i}{(1+TIR)^i} = 0 \quad \text{Equação 2.6}$$

O capital de giro, por sua vez, pode ser descrito como um item financeiro avaliado durante os processos de avaliação econômica. Essa despesa é descrita como um conjunto de fundos necessários para se pagar salários, comprar matérias-primas, suprimentos, dentre outros. Ele é considerado um item de investimento pois é continuamente liquidado e regenerados, não estando disponível para outras finalidades. Esse investimento pode ser recuperado após a venda da planta passado o horizonte de investimento e pode ser definido como a subtração entre ativo circulante e passivo circulante. Um outro custo que pode ou não ser recuperado ao fim do horizonte de investimento das plantas é o custo de aquisição de terra que pode, também, ser englobado como uma parcela do investimento total de capital. Para plantas em geral, devem ser avaliados esses custos, seja por aluguel ou por compra podendo-se variar de acordo com o local.

Ademais, dentro de uma avaliação econômica há o valor residual, que pode ser definido como o valor de recuperação dos equipamentos quando vendidos para outras plantas ou como sucata. Em casos de plantas químicas, o valor residual do investimento é frequentemente considerado zero, visto que a planta geralmente continua a operar por muitos anos além do final da vida depreciável (TURTON *et al.*, 2018; TOWLER e SINNOTT, 2013). Dito isso, o valor padrão pode ser considerado 0% para o valor residual do investimento.

Além disso, um outro parâmetro financeiro é o ROE (*Return of Equity*). Esse parâmetro pode ser descrito como a razão entre a receita líquida da empresa e seu patrimônio líquido, isto é, seu CAPEX. Ele pode ser definido como a capacidade que uma empresa tem de gerar valor ao seu negócio, e a partir desse valor, é possível avaliar qual tipo de empreendimento é mais vantajoso de se investir. Já o ROI (*Return of Investment*) pode ser descrito como o retorno que uma empresa apresenta em um dado investimento (SADHUKAN, 2014). Por avaliar a proporção entre custo do investimento e o seu lucro, esse parâmetro é uma forma de se avaliar o custo-benefício de um investimento dentro de uma empresa, avaliando-se o seu potencial retorno. Esses dois parâmetros podem ser descritos segundo as equações abaixo:

$$ROE = \frac{\text{Receita líquida}}{\text{CAPEX}} \quad \text{Equação 2.7}$$

aquisição e instalação de equipamentos, supervisão, mão de obra e outros custos indiretos.

2) Ao fim da construção da planta, iniciam-se as vendas do produto principal, resultando em um saldo financeiro positivo; no entanto, o fluxo de caixa acumulado continua negativo. Esse cenário se mantém até o momento no qual o valor do investimento inicial é recuperado. A partir de um preço de venda para o produto principal, podem-se observar três comportamentos distintos:

Caso I. Se o preço de venda para o produto principal avaliado for menor que o preço mínimo de venda (MSP), o fluxo de caixa acumulado se mantém negativo e o retorno do capital investido definido pela TMA não é atingido no horizonte de investimento. Por esses motivos, não ocorre o *payback* do projeto.

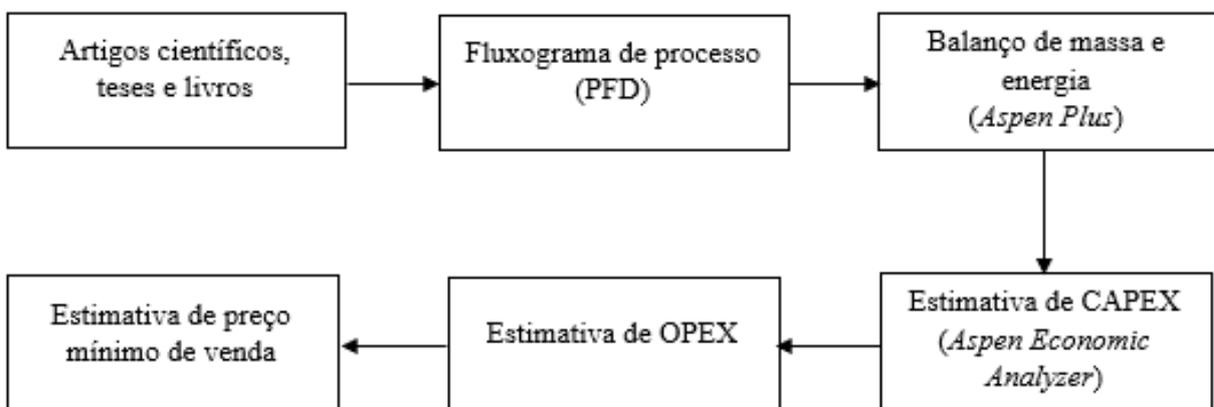
Caso II. Se o preço de venda para o produto principal avaliado for igual ao preço mínimo de venda (MSP), o fluxo de caixa acumulado é zero, significando que o investimento rendeu o valor mínimo aceitável. O *payback* do projeto ocorre, portanto, no último período do horizonte de investimento.

Caso III. Se o preço de venda para o produto principal avaliado for maior que preço mínimo de venda (MSP), o fluxo de caixa acumulado é positivo, significando que o investimento rendeu mais do que o mínimo aceitável. O *payback* ocorre, portanto, dentro do intervalo do horizonte de investimento.

3. METODOLOGIA

A metodologia utilizada neste trabalho consiste em cinco macro atividades principais. A primeira, está relacionada com o desenvolvimento da estrutura do projeto e a construção de um PFD (*Process Flow Diagram*) a partir de dados e conceitos pré-estabelecidos da literatura. Em seguida, realizar a adaptação do diagrama de processo para o ambiente de simulação computacional, construindo-se assim um PSD (*Process Simulation Diagram*). Nesse procedimento são definidos os componentes químicos da simulação, as reações químicas, o pacote termodinâmico, as capacidades aplicadas e equações desenvolvidas. Para tal, utilizou-se o *Aspen Plus*® Versão 11, *software* comercial de propriedade da Aspen Technology®. A terceira etapa consiste em avaliar os cenários propostos em diferentes capacidades e condições operacionais com os objetivos de obter uma análise técnico-econômica do processo. Para quarta etapa, definiu-se o custo de instalação da unidade de processo, usualmente chamado de CAPEX, através do *Aspen Process Economic Analyzer*® Versão 11. Já os custos operacionais da unidade, usualmente chamados de OPEX, são estimados com base nos resultados de balanços de massa e de energia e nos princípios gerais de engenharia econômica (TURTON *et al.*, 2018). Ao fim, após a obtenção de todos os resultados citados anteriormente, foi possível determinar o valor do preço mínimo de venda da eletricidade no processo de cogeração. É possível observar pelo diagrama de blocos apresentado abaixo na Figura 3.1 a metodologia aplicada nesse projeto.

Figura 3.1 - Diagrama de blocos da metodologia aplicada.



Fonte: Elaboração própria

3.1. Conceito do Processo

O conceito do processo definido no trabalho é uma adaptação dos conceitos presentes na literatura. Para tal, utilizou-se como base os trabalhos de Branco (2005), Monteiro (2013) e Kislansky (2017) que apresentam bases, premissas, conceitos e parâmetros essenciais para o processo de cogeração de energia elétrica. Dessa forma, o processo de cogeração por ciclo combinado pôde ser adaptado em uma única seção que englobasse todos os equipamentos utilizados na planta.

3.1.1. Premissas Adotadas

As premissas foram definidas com base em conceitos mapeados da literatura e são imprescindíveis para a realização da simulação computacional e para análise técnico-econômica do processo de cogeração de energia. A lista de premissas pode ser observada abaixo:

- ❖ Processo: **Cogeração de energia por ciclo combinado;**
- ❖ Produto: **Energia elétrica;**
- ❖ Matéria-prima: **Gás natural;**
- ❖ Volume de controle: **Da alimentação da turbina a gás à geração de energia elétrica e vapor para o processo;**
- ❖ Número de dias de operação: **333 dias por ano;**
- ❖ Horas de operação por ano: **8000 horas por ano;**
- ❖ Capacidade nominal de produção da planta base: **100 MW; 300 MW; 500 MW;**
- ❖ Local do banco de dados econômicos: **Estados Unidos;**
- ❖ Período de referência do banco de dados econômicos: **1º semestre de 2018.**

3.1.2. Diagrama do Processo de Cogeração

O presente módulo representa o processo de cogeração de energia via ciclo combinado. O processo se inicia na alimentação de gás natural e ar na turbina a gás e se estende até a geração de vapor de processo e energia elétrica. É possível observar pela Figura 3.2 o fluxograma proposto para essa seção.

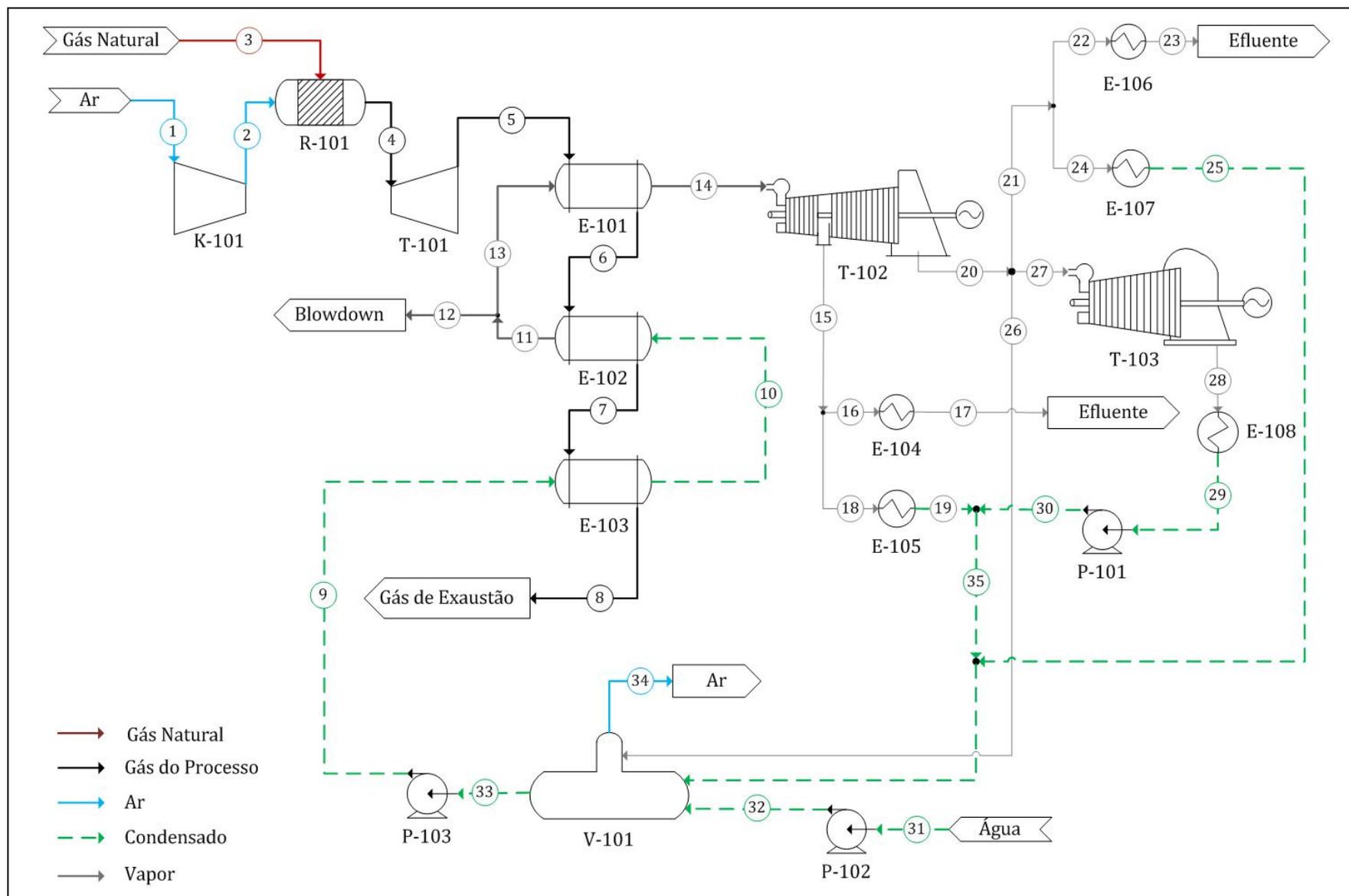
Inicialmente, o ar (1) é encaminhado a um compressor (K-101) e pressurizado até que seja atingida a pressão ótima de combustão. Em seguida, o ar pressurizado (2) é enviado ao reator de combustão (R-101) junto a uma corrente de gás natural (3). No reator de combustão (R-101) ocorre a queima de gás natural gerando-se gases de alta temperatura e pressão que são encaminhados para a turbina a gás (T-101) no qual são expandidos, fornecendo trabalho mecânico para a planta.

Após a expansão, os gases residuais (5) são encaminhados para uma bateria de trocadores de calor que representam a caldeira de recuperação (HRSG; *Heat Recovery Steam Generator*) e tem como objetivo extrair calor dessa corrente e gerar vapor para o processo. A princípio, os gases de exaustão (5) são encaminhados para o superaquecedor (E-101) promovendo o aumento da temperatura do vapor (13) até uma temperatura definida. Em seguida, os gases exaustos (6) são encaminhados para o evaporador (E-102) vaporizando a corrente de água (10), advinda do economizador (E-103). Parte da corrente vaporizada é perdida durante o processo (12), sendo rejeitada pela purga (*blowdown*). Ao fim, os gases exaustos (7) são encaminhados para o economizador (E-103), onde a água é pré-aquecida (9) antes de sua entrada no evaporador (E-102). Ao fim, os gases de exaustão são descartados do processo (8).

O vapor de alta pressão gerado na caldeira de recuperação (14) é posteriormente encaminhado para uma turbina de contrapressão (T-102) com dois níveis de pressão, o primeiro a 12 bar e o segundo a 3,5 bar. A corrente contendo vapor de média pressão (15) é então dividida em duas correntes, a primeira (16) será utilizada como vapor direto para a planta, a segunda (18) como vapor indireto para a planta.

A corrente contendo vapor de média pressão utilizado de forma direta (16) é encaminhada para um trocador de calor (E-104) que representa o calor fornecido ao processo. A corrente residual (17) é então descartada do processo. A corrente contendo vapor de média pressão (18) utilizada como vapor indireto para o processo é encaminhada para um trocador de calor (E-105) que simula a troca térmica que ocorrerá em uma planta. A corrente residual (19) é então encaminhada para o desaerador (V-101).

Figura 3.2 - Fluxograma do processo de cogeração de energia com ciclo combinado.



A corrente de vapor de baixa pressão (20), de forma similar ao descrito anteriormente, é dividida em: vapor direto para o processo (22), vapor indireto para o processo (24), vapor para o desaerador (26) e uma corrente de vapor (27) que será encaminhado para uma turbina de condensação (T-103).

A corrente contendo vapor de baixa pressão utilizado de forma direta (22) é encaminhada para um trocador de calor (E-106) que tem como objetivo simular a troca térmica que ocorre na planta. A corrente residual (23) é então descartada do processo. A corrente contendo vapor de baixa pressão (24) utilizada como vapor indireto para o processo é encaminhada para um trocador de calor (E-107) que simula a troca térmica que ocorrerá em uma planta. A corrente residual (25) é então encaminhada para o desaerador (V-101). Além disso, uma corrente contendo vapor de baixa pressão (26) é enviada diretamente para o desaerador (V-101) com o objetivo de manter o vaso aquecido e remover os gases solubilizados do meio. Por fim, uma corrente contendo vapor de baixa pressão (27) é encaminhada para uma turbina de condensação (T-103), sendo expandido até 0,1 bar.

Após a expansão do vapor pela turbina de condensação, o vapor gerado (28) é condensado por um trocador (E-108) e então bombeado (P-101) para o desaerador. Esse vaso também é alimentado por uma corrente contendo água de *make-up* (32) que por sua vez é bombeada (P-102) ao tanque. Por fim, o ar que estava solubilizado na água é separado e descartado do processo (34), a corrente livre de ar (33) é bombeada (P-103) para o economizador (E-103), reiniciando-se o ciclo térmico da cogeração.

3.2.AMBIENTE DE SIMULAÇÃO

Nessa seção descreve-se o ambiente de simulação computacional utilizado para a cogeração de energia via ciclo combinado. A seguir são descritas as principais configurações dos equipamentos, parâmetros e informações essenciais para a construção do modelo. Todo o processo foi construído no *software* comercial Aspen Plus[®] versão 11 adaptando-se os conceitos pré-definidos na Seção 3.1.2.

3.2.1. Definição do Pacote Termodinâmico

A simulação foi realizada utilizando o pacote termodinâmico mais adequado segundo a literatura. A equação de estado que mais se ajusta aos sistemas de cogeração é o modelo de Peng-Robinson, sendo o coeficiente de atividade dado por Boston-Mathias. Através desse

método é possível prever os coeficientes de fugacidade do gás natural e dos produtos de combustão resultantes (Kislansky, 2017). Além disso, para os sistemas no qual apenas foram utilizados apenas água e vapor empregou-se o pacote termodinâmico STEAM-TA como padrão.

3.2.2. Listagem de componentes em Aspen Plus®

Os componentes utilizados para realização da simulação foram listados em formato de tabela com suas respectivas fórmulas químicas, referências e composições, podendo ser observados na Tabela 3.1. Cabe ressaltar que o banco de dados utilizados no simulador foi o APV100.PURE37 para todos os componentes empregados.

Tabela 3.1 – Componentes utilizados na simulação (continua)

Componente	ID do Componente	Fórmula	Composição Molar (%)
<i>Gás Natural</i>			
Metano	METHANE	CH ₄	91,8
Etano	ETHANE	C ₂ H ₆	5,58
Propano	PROPANE	C ₃ H ₈	0,97
Iso-Butano	BUTANE	C ₄ H ₁₀	0,03
N-Butano	I-BUTANE	C ₄ H ₁₀	0,02
Pentano	PENTANE	C ₅ H ₁₂	0,10
Dióxido de Carbono	CO2	CO ₂	0,08
Nitrogênio	N2	N ₂	1,42
Água	H2O	H ₂ O	-
<i>Ar</i>			
Nitrogênio	N2	N ₂	0,21
Oxigênio	O2	O ₂	0,79

Fonte: Adaptado de (Branco, 2005)

3.2.3. Modelagem das reações químicas

De forma a empregar um modelo simplificado, definiu-se a conversão total para os componentes orgânicos que compõem o gás natural. As seis reações mapeadas podem ser observadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Reações aplicadas na simulação.

Número da reação	Reação
1	$\text{CH}_4 + 2 \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$
2	$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5 \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CO}_2 + 3 \text{H}_2\text{O}$
3	$\text{C}_3\text{H}_8 + 5 \text{O}_2 \rightarrow 3 \text{CO}_2 + 4 \text{H}_2\text{O}$
4	$\text{C}_4\text{H}_{10} + 5 \text{O}_2 \rightarrow 4 \text{CO}_2 + 5 \text{H}_2\text{O}$
5	$\text{C}_5\text{H}_{10} + 6,5 \text{O}_2 \rightarrow 4 \text{CO}_2 + 5 \text{H}_2\text{O}$
6	$\text{C}_6\text{H}_{12} + 8 \text{O}_2 \rightarrow 5 \text{CO}_2 + 6 \text{H}_2\text{O}$

3.2.4. Operações unitárias do processo

As operações unitárias típicas para o processo foram especificadas em três categorias para o processo de cogeração de energia, sendo elas: turbina a gás, caldeira de recuperação de calor e turbina a vapor. As respectivas operações, as *tags* (etiquetas) usadas na simulação, o nome do bloco utilizado e a finalidade de cada operação são apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Operações unitárias utilizadas na simulação (continua).

Operação	TAG	Bloco Aspen Plus®	Finalidade
<i>Turbina a gás</i>			
Compressor	K-101	Compr	Comprimir o gás comburentes.
Combustor	R-101	RStoic	Queimar gás natural.
Turbina	T-101	Compr	Expandir os gases de exaustão e gerar energia elétrica.
<i>Caldeira de Recuperação</i>			
Superaquecedor	E-101	HeatX	Superaquecer o vapor saturado.
Evaporador	E-102	HeatX	Vaporizar a água.
Economizador	E-103	HeatX	Pré-aquecer a água.
<i>Casa de Força</i>			
Turbina de contrapressão	T-102	Compr	Fornecer vapor de média e energia elétrica.
Turbina de contrapressão	T-103	Compr	Fornecer vapor de baixa e energia elétrica.

Tabela 3.3 – Operações unitárias utilizadas na simulação (conclusão).

Operação	TAG	Bloco Aspen Plus®	Finalidade
Turbina de condensação	T-104	Compr	Fornecer energia elétrica e condensar parcialmente o vapor alimentado.
Trocador de calor	E-104	Heater	Simular a troca térmica do vapor de média pressão direto.
Trocador de calor	E-105	Heater	Simular a troca térmica vapor de média pressão indireto.
Trocador de calor	E-106	Heater	Simular a troca térmica vapor de baixa pressão indireto.
Trocador de calor	E-107	Heater	Simular a troca térmica vapor de baixa pressão direto.
Trocador de calor	E-108	Heater	Condensar totalmente o vapor após a turbina condensante.
Desaerador	V-101	Sep	Remover gases solubilizados na água.
Bomba centrífuga	P-101	Pump	Bombear o vapor condensado.

Fonte: Elaboração Própria

3.2.5. Cálculos de Eficiência

A energia de um sistema pode ser definida como a razão entre a energia produzida sobre a energia fornecida a esse sistema. No que tange o ciclo termodinâmico avaliado neste trabalho, calculou-se a eficiência do ciclo segundo a equação proposta por Perry e Green (1999) apresentada abaixo:

$$\eta = \frac{\text{Energia Produzida}}{\text{Energia Fornecida}} \quad \text{Equação 3.1}$$

A partir da estrutura base de cálculo de eficiência apresentada acima, a eficiência da caldeira de recuperação foi calculada segundo a equação apresentada abaixo (WINTERBONE, TURAN, 2015):

$$\eta_{cr} = \frac{Q_{cr}}{\dot{m}_{gases} \cdot h_{gases}} \quad \text{Equação 3.2}$$

tal que η_{cr} representa eficiência da caldeira de recuperação de calor, Q_{cr} representa o calor transferido para a água, \dot{m}_{gases} é a vazão mássica dos gases de exaustão e h_{gases} é a entalpia dos gases de exaustão.

Neste trabalho, foi considerada a eficiência da caldeira de recuperação como 80%, sendo esse valor a média de eficiência encontrada na literatura (AHMED *et al.*, 2018). Para tal, variou-se a proporção vapor/gás natural para atingir a eficiência requerida. Importante salientar que os cálculos realizados de eficiência, tem como base o balanço energético e material obtidos pelo simulador.

Por fim, para o cálculo da eficiência total do ciclo combinado, utilizou-se a equação apresentada abaixo (WINTERBONE, TURAN, 2015):

$$\eta_{ciclo} = \frac{\dot{W}_{TG} + \dot{W}_{TV} - \dot{W}_c - \dot{W}_b}{\dot{m}_{gn} \cdot PCI_{gn}} \quad \text{Equação 3.3}$$

tal que η_{ciclo} é a eficiência do ciclo, \dot{W}_{TG} é o trabalho mecânico da turbina a gás, \dot{W}_{TV} é o trabalho mecânico das turbinas a vapor, \dot{W}_c é o trabalho do compressor, \dot{W}_b é o trabalho das bombas, \dot{m}_{gn} é a vazão mássica do gás natural e PCI_{gn} é o poder calorífico inferior do gás natural.

3.2.6. Planejamento de simulações

Com o objetivo de ser avaliar os impactos nos custos de aquisição dos equipamentos, custos operacionais e os principais indicadores financeiros decorrentes da variação na capacidade produtiva da planta, avaliou-se o processo em diferentes potências líquidas. Dessa forma, o processo de cogeração de energia estudado nesse trabalho foi dimensionado para a produção de 100 MW, 300 MW e 500 MW de energia elétrica. A capacidade de 500 MW é referente a média das capacidades das unidades termoelétricas brasileiras (UTES) que utilizam gás natural como combustível em seu processo e a capacidade de 100 MW foi definida com base na planta brasileira de menor capacidade, sendo propriedade da empresa Braskem localizada em Camaçari (IEMA, 2021). Ao fim, a capacidade de 300 MW foi definida como valor médio entre as duas capacidades supracitadas.

Além disso, foi observado durante a análise que as proporções de vapor encaminhadas para o processo impactavam diretamente no dimensionamento dos equipamentos e na potência líquida da planta. Como exemplo, conforme mais vapor é encaminhado para o processo,

maiores são as turbinas e mais energia é produzida. Com isso, a partir das capacidades definidas, estimou-se três proporções de produção de vapor para o processo, sendo elas 90%, 50% e 10% do vapor de alta pressão (HPS; *High Pressure Steam*). Esses valores foram escolhidos de forma arbitrária para que fosse possível obter o vapor de baixa e média pressão em quantidades significativa para o processo. Como existem dois níveis de pressão de vapor na planta e sabendo-se que a quantidade de vapor para o processo se resume na soma de vapor de baixa pressão e média pressão, aplicou-se essas frações para cada tipo de vapor. Como exemplo, avaliou-se cenários nos quais fossem produzidos 90% de MPS (*Medium Pressure Steam*) dos 90% totais gerados, resultando em 81% de MPS e 9% de LPS (*Low Pressure Steam*). Ao todo 27 cenários foram avaliados e os valores adotados para cada cenário são apresentados na Tabela 3.4.

Importante salientar que a potência líquida da planta foi estimada de acordo com o ajuste da vazão de gás natural. Para isso, três casos bases foram definidos de acordo com o valor médio entre os cenários, sendo eles: 100 MW com 25% de MPS e LPS, 300 MW com 25% de MPS e LPS e 500 MW com 25% de MPS e LPS. Após o ajuste da vazão de gás natural para os casos base, estimou-se a mesma vazão de gás natural para o mesmo conjunto de dados.

Tabela 3.4 – Planejamento de simulações (continua).

Casos	Vazão de gás natural (t/h)	% HPS	% MPS	% LPS
1	16,06	90%	45%	45%
2	16,06	90%	9%	81%
3	16,06	90%	81%	9%
4	16,06	50%	25%	25%
5	16,06	50%	5%	45%
6	16,06	50%	45%	5%
7	16,06	10%	5%	5%
8	16,06	10%	1%	9%
9	16,06	10%	9%	1%
10	48,18	90%	45%	45%
11	48,18	90%	9%	81%
12	48,18	90%	81%	9%
13	48,18	50%	25%	25%
14	48,18	50%	5%	45%
15	48,18	50%	45%	5%
16	48,18	10%	5%	5%

Tabela 3.4 – Planejamento de simulações (conclusão).

Casos	Vazão de gás natural (t/h)	% HPS	% MPS	% LPS
17	48,18	10%	1%	9%
18	48,18	10%	9%	1%
19	80,30	90%	45%	45%
20	80,30	90%	9%	81%
21	80,30	90%	81%	9%
22	80,30	50%	25%	25%
23	80,30	50%	5%	45%
24	80,30	50%	45%	5%
25	80,30	10%	5%	5%
26	80,30	10%	1%	9%
27	80,30	10%	9%	1%

3.3. ANÁLISE ECONÔMICA

A presente seção do trabalho tem como objetivo descrever a metodologia e premissas utilizadas para a avaliação econômica do processo de cogeração de energia via ciclo combinado. Após o processo de adaptação do fluxograma do processo para o ambiente computacional, foi possível estimar através do balanço de massa e energia os custos de implementação da planta pelo *software Aspen Process Economic Analyzer (APEA) Versão 11*. Além disso, como apresentado na Seção 3.1, a metodologia a ser aplicada para avaliação econômica segue-se como classe 5, isto é, um estudo de adaptação de conceito. Dessa forma, os resultados esperados devem estar contidos na faixa de acurácia de 20% a 50% para baixo e 30% a 100% para cima.

3.2.1. Investimento em Bens de Capitais (CAPEX)

Os custos referentes a aquisição dos equipamentos foram determinados pelo *software APEA*. Além disso, a contingência do projeto pode variar de acordo com a severidade do processo e da maturidade da tecnologia identificada durante a pesquisa inicial como pode ser observado na Tabela 3.5.

Tabela 3.5 – Taxas de contingência de projeto

Maturidade	Severidade do Projeto		
	Baixa	Média	Alta
Industrial	15%	20%	25%
Piloto	20%	25%	30%
Bancada	25%	30%	35%
Teórico	30%	35%	40%

Fonte: Adaptado de (*Intratec Solutions*, 2021).

O processo avaliado neste trabalho de conclusão de curso foi definido como alta severidade por apresentar temperaturas e pressões elevadas cerca de 1200°C e 110 bar. Além disso, a planta pôde ser definida como industrial por possuir operação comercial e sistemas completos validados. Dessa forma, o fator de contingência aplicado foi de 25% sobre a soma dos valores de ISBL e OSBL. Por fim, são adicionadas taxas de fator de localização de 1,05 e ajuste temporal de 1,10 (*Intratec Solutions*, 2021), pois a análise realizada no APEA tem como base os valores do primeiro semestre de 2018 para os Estados Unidos. Com isso, esses fatores têm como finalidade ajustar a análise para o ano e local em estudo, no caso desse trabalho o ano de 2021 no Brasil.

3.2.2. Cálculo das áreas

Para o cálculo da área de cada uma das plantas em estudo, faz-se necessário mapear o diâmetro, comprimento e largura de cada um dos equipamentos cotados para o processo através de sua vista ortográfica superior. As equações abaixo são referentes aos cálculos necessários para delimitação das áreas seguindo a norma proposta pela CONTEC (2008). Caso o equipamento seja vertical, apenas usa-se o diâmetro do equipamento nos cálculos. Contudo, caso o equipamento seja horizontal, são necessários o diâmetro e o comprimento do equipamento. Por fim, é acrescido uma distância de 1,5 metros para cada lado de cada equipamento, com o objetivo de manter a seguridade da planta.

$$\text{ATE (Área total dos equipamentos)} = \sum_{i=1}^n (D_i + 1,5 + 1,5)^2 \quad \text{Equação 3.4}$$

$$\text{ATE (Área total dos equipamentos)} = \sum_{i=1}^n (L_i + 1,5 + 1,5) \cdot (D_i + 1,5 + 1,5) \quad \text{Equação 3.5}$$

Seguidamente, a área total do terreno da planta (ATTP) é calculada através da raiz quadrada da área total dos equipamentos, acrescido de 7,5 metros para cada um de seus lados conforme abaixo. Por fim, é possível obtermos todas as informações referentes as dimensões da macro área analisada. A expressão para obtenção da ATTP é apresentada a seguir:

$$ATTP = (\sqrt{ATE} + 2 \cdot 7,5)^2 \quad \text{Equação 3.6}$$

Além disso, é importante ressaltar que o tipo de solo aplicado na avaliação do APEA foi argila, o tipo de área foi definido como *grade* e o sistema de controle foi definido como digital. Esses três parâmetros foram escolhidos por serem mais usuais nesse tipo de avaliação dentro do *software*.

3.2.3. Custos operacionais (OPEX)

Através dos custos operacionais (OPEX) é possível determinar os custos operacionais variáveis, os custos operacionais fixos diretos e indiretos. Neste trabalho foi utilizada a metodologia apresentada por Turton *et al.* (2018) para determinação de cada fração que compõe os custos operacionais. É possível observar pela Tabela 3.6 as equações com os intervalos típicos (fatores multiplicativos) que podem ser usados para estimar cada item individualmente, além de apresentar os valores escolhidos para representar o processo em estudo.

Tabela 3.6 – Valores típicos para a composição do OPEX (continua).

Fator	Faixas Típicas	Valores escolhidos
Matéria-prima	C_{MP}	C_{MP}
Utilidades	C_{UT}	C_{UT}
Custos variáveis (VC)		$C_{MP} + C_{UT}$
Equipe de operação	C_{OP}	C_{OP}
Despesas de laboratório	$(0,1-0,2) C_{OP}$	$0,1 C_{OP}$
Mão-de-obra de escritório	$(0,1-0,25) C_{OP}$	$0,1 C_{OP}$
Suprimentos operacionais	$(0,1-0,2) (0,06 CAPEX)$	$0,002 CAPEX$
Manutenção e reparos	$(0,02-0,1) CAPEX$	$0,01 CAPEX^1$
<i>Overhead</i> administrativo	$(0,5-0,7) 1,18 C_{OP}$	$0,55 C_{OP}$
<i>Overhead</i> de manufatura	$(0,5-0,7) 0,06 CAPEX$	$0,007 CAPEX$
Taxas e seguros	$(0,014-0,05) CAPEX$	$0,05 CAPEX$
Patentes e royalties	$(0,00-0,06) OPEX$	$0,01 OPEX$

Tabela 3.6 - Valores típicos para a composição do OPEX (conclusão).

Fator	Faixas Típicas	Valores escolhidos
Custos Fixos Diretos (CFD)	0,75 C_{OP} + 0,069 CAPEX + 0,01 OPEX	
Custos administrativos	(0,165-0,1875) C _{OP}	0,165 C _{OP}
Custos gerais	0,0015 CAPEX	0,0015 CAPEX
Distribuição e vendas	(0,02-0,2) OPEX	0,08 OPEX
Pesquisa e desenvolvimento	0,05 OPEX	0,02 OPEX
Custos Fixos Indiretos (CFI)	0,165 C_{OP} + 0,002 CAPEX + 0,1 OPEX	
Custo Operacional Total (OPEX)	0,079 CAPEX + 2,152 C_{OP} + 1,124 VC	

Fonte: Adaptado de (TURTON *et al.*, 2018), ¹*Intratec Solutions* (2021).

Os valores selecionados são funções de diversas características do processo em estudo como: a severidade do projeto, a sua maturidade, os fluidos empregados e o setor produtivo. Algumas informações referentes a determinados fatores não foram encontradas na literatura, com isso, utilizou-se o ponto médio dentre sua faixa típica, objetivando-se estimar os custos envolvidos. Apenas para o fator de manutenção e reparos aplicou-se o valor proveniente da *Intratec Solutions* (2021), pois acredita-se que essa referência apresente um banco de dados mais robusto quanto a esse tipo de parâmetro.

3.2.4. Estimativa do Custo de Equidade

O custo de equidade (COE; *Cost of equity*) é uma taxa gerada pelas empresas que está associada à emissão de ações e sobretudo ao pagamento dos acionistas. O método utilizado para o cálculo dessa variável é o CAPM (*Capital Asset Pricing Model*), empregado pelo PricewaterhouseCoopers (2019), na qual considera o retorno de um ativo financeiro, seus riscos e os respectivos prêmios para os acionistas. A equação aplicada pode ser observada abaixo:

$$\text{COE} = \left[(1 + r_f) \frac{(1 + I_{\text{País}})}{(1 + I_{\text{EUA}})} - 1 \right] + \beta_a (r_M - r_f) + P_{\text{rp}} \quad \text{Equação 3.7}$$

tal que COE representa o custo de equidade, r_f é a taxa livre de riscos, $I_{\text{País}}$ representa a taxa de inflação do Brasil, I_{EUA} é a taxa de inflação dos Estados Unidos, β_a representa o beta alavancado, $(r_M - r_f)$ é o prêmio de mercado e, por fim, P_{rp} é o prêmio de risco país.

Cabe ressaltar que o beta é uma medida relativa que compara os ativos específicos de uma empresa ou setor, com a média do mercado. Assim, ativos que apresentam beta maior que 1, indicam maior fluuabilidade em relação ao mercado, isto é, apresentam mais riscos. Com a mesma lógica, ativos com betas inferiores a 1 apresentam menores volatilidades frente ao mercado, sendo mais estáveis e apresentando menos riscos (BREALEY e MYERS, 2003). O risco país é, conceitualmente, o risco de crédito ao qual os investidores estrangeiros estão submetidos quando investem em um país. No Brasil, os indicadores diários mais utilizados para essa finalidade são o EMBI+Br e o Credit Default Swap (CDS) do Brasil (BCD, 2009). Já o risco de mercado é a possibilidade de uma empresa ter resultado financeiro negativo ou positivo. Esse risco pode ser resultado de mudanças de preços e parâmetros do mercado em que a companhia está inserida (PricewaterhouseCoopers, 2019).

Além disso, o beta alavancado pode ser calculado segundo a seguinte expressão:

$$\beta_a = \beta_d \left[1 + (1 - t) \left(\frac{D}{1 - D} \right) \right] \quad \text{Equação 3.8}$$

tal que β_d representa o beta desalavancado, “ t ” representa a taxa de impostos sobre a renda, D representa a fração de débito do investimento e $1 - D$ representa a fração de equidade do investimento.

Cabe ressaltar que o beta desalavancado é uma forma de se avaliar o risco de uma empresa frente ao mercado de capitais. Esse parâmetro é usado para mensurar o risco de uma empresa sem considerar as dívidas do balanço financeiro. Por sua vez, o beta alavancado é um indicador que relaciona a sensibilidade de uma determinada empresa frente a tendencia do mercado. Esse indicador demonstra quanto as movimentações positivas e negativas do mercado influenciam no desempenho de uma empresa de capital aberto (BREALEY e MYERS, 2003).

Para a taxa livre de risco empregou-se a média de 2021 como 1,44% (MACROTRENDS, 2022), para a inflação brasileira empregou-se a média de 2021 como 10,42% (IBGE, 2022) e para inflação americana como 4,8% (FEDERAL REVERSE BANK OF MINNEAPOLIS, 2022). Além disso, para prêmio de risco mercado utilizou a média dos últimos 30 anos, como 8,63% (GOOGLE FINANCE, 2022), para o prêmio de risco país empregou-se 3,01% (IPEA DATA, 2022), para a taxa de impostos brasileira utilizou 34% (OECD, 2022). Ademais, o beta desalavancado e o fator de endividamento foram calculados segundo as médias das empresas do setor energético disponibilizadas na bolsa de valores

brasileira, sendo eles 0,39 e 0,998, respectivamente. (YAHOO FINANCE, 2022). Ao fim, obteve-se o custo de equidade de 9,05% ao ano que será utilizado posteriormente como premissa para a análise financeira.

3.2.5. Preço mínimo de venda (MSP)

Na Tabela 3.7 são apresentadas as premissas adotadas para a análise do MSP da energia elétrica. Algumas premissas seguem-se iguais as apresentadas nas seções anteriores, como o custo de equidade e impostos sobre lucro, outras são aproximações delimitadas com objetivo de simplificar a análise como o valor residual e custos anuais com custos fixos. Além disso, segundo Towler e Sinnott (2013), o custo do terreno pode ser aproximado como 1% do valor de ISBL somados ao OSBL para uma planta que com poucos edifícios, dessa forma esse valor foi adotado nessa avaliação.

Tabela 3.7 – Premissas adotadas para cálculo do valor mínimo de venda.

Componente	Valor
<i>Premissas financeiras</i>	
Horizonte de investimento (anos)	20
Custo de terreno (MMUSD)	1,0% do CAPEX
Tempo de engenharia, compras e produção (anos)	1
<i>Financiamento do projeto</i>	
Tipo de financiamento	Sem financiamento
<i>Depreciação, custo de equidade e impostos</i>	
Custo de equidade (%)	9,05
Impostos sobre lucro (%)	34
Método de depreciação	Linear
Período de depreciação (anos)	10
<i>Distribuição do CAPEX</i>	
Ano 1 (%)	100
Custos anuais com custos fixos	
Ano 1, 2 e 3 (%)	100
Anos intermediários (%)	100
Último ano (%)	100
<i>Capacidade total por ano</i>	
Ano 1, 2 e 3(%)	100
Anos intermediários (%)	100
Último ano (%)	100

3.2.6. Modelos reduzidos

Após a realização das simulações computacionais alterando-se a fração de vapor de baixa pressão para o processo, a fração de vapor de média pressão para o processo e capacidade da planta, realizou-se um procedimento de estimação de parâmetros com objetivo de se obter um modelo de equação capaz de prever a potência líquida da planta e os custos de investimento com base nas variáveis de processo.

O modelo de equação da potência líquida da planta foi estruturado para minimizar o somatório dos quadrados dos erros entre a potência líquida proveniente da simulação e a potência pelo modelo proposto. Diferentes modelos de equações foram utilizados nessa estimativa, e através da função *solver* do *software Excel* avaliou-se os erros residuais de cada modelo. Dessa forma, foi possível escolher o modelo que melhor se adequava ao processo em estudo, delimitar seus parâmetros e encontrar, ao fim, uma equação capaz de prever com acurácia a potência líquida da planta dado uma vazão de gás natural e frações de vapor de baixa e vapor de média para o processo.

Em seguida, o modelo de custo de investimento foi elaborado com base na potência líquida da planta e na vazão de gás natural utilizada. Nesse modelo, minimizou-se o somatório dos quadrados dos erros entre o CAPEX proveniente dos resultados atualizados do APEA e os custos de investimento previstos pelo modelo. De forma semelhante ao modelo anterior, diferentes modelos de equações foram utilizados nessa estimativa, e através da função *solver* do *software Excel* avaliou-se os erros residuais de cada modelo. Com isso, foi possível encontrar o modelo que melhor se ajustava ao processo, seus parâmetros e, por fim, uma equação capaz de associar a capacidade da planta e vazão de gás natural para predição do custo de investimento final.

Por fim, cabe ressaltar que todos esses modelos foram elaborados de forma empírica, propondo-se equações e estimando-se parâmetros que minimizassem o somatório de seus quadrados residuais. Com isso, foi possível encontrar um modelo capaz de prever diferentes resultados a partir de diferentes variáveis de entrada para uma planta de cogeração de energia.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados e discussões apresentados nessa seção foram estruturados de forma semelhante ao processo apresentado na metodologia deste trabalho. Inicialmente, são apresentados os resultados da simulação do processo de cogeração via ciclo combinado e posteriormente os resultados econômicos das análises realizadas. Cabe ressaltar que para a cogeração via ciclo combinado foram realizadas vinte e sete simulações variando capacidade, fração de vapor de média pressão para o processo e fração de vapor de baixa pressão para o processo. Após isso, são apresentados os resultados referentes a análise técnico-econômica para as condições de 100 MW, 300 MW e 500 MW. Ao fim, são obtidos índices técnicos, econômicos e resultados referentes ao preço mínimo de venda da eletricidade. Além disso, é importante salientar que os resultados das correntes dos processos dos casos base propostos foram disponibilizados no **APÊNDICE A**.

4.1. RESULTADOS DA SIMULAÇÃO

Nessa seção, são apresentados os principais resultados de cada uma das 27 simulações realizadas, como pode ser observado na Tabela 4.1. A adaptação do PFD ao PSD, tal como: variáveis de entrada do processo, artifícios de simulação e fluxograma do ambiente computacional estão dispostas no **APÊNDICE B**.

Tabela 4.1 – Resultados gerais referentes ao processo de cogeração com ciclo combinado.

Casos	MPS para o Processo	LPS para o Processo	Vazão de gás natural (t/h)	Potência Líquida (MW)	Eficiência Caldeira de Recuperação (%)	Eficiência da Cogeração (%)	Heat-to-Power	Power-to-Heat
1	45%	45%	16,06	93,4	80,1	46,9	0,70	1,43
2	9%	81%	16,06	95,6	80,1	46,9	0,66	1,51
3	81%	9%	16,06	91,2	80,1	46,9	0,74	1,35
4	25%	25%	16,06	100,0	80,1	40,3	0,36	2,75
5	5%	45%	16,06	101,2	80,1	40,3	0,35	2,88
6	45%	5%	16,06	98,8	80,1	40,3	0,38	2,63
7	5%	5%	16,06	106,6	80,1	33,7	0,07	14,67
8	1%	9%	16,06	106,9	80,1	33,7	0,07	15,21
9	9%	1%	16,06	106,4	80,1	33,7	0,07	14,17
10	45%	45%	48,18	280,3	80,1	46,9	0,70	1,43
11	9%	81%	48,18	286,8	80,1	46,9	0,66	1,51
12	81%	9%	48,18	273,7	80,1	46,9	0,74	1,35
13	25%	25%	48,18	300,1	80,1	40,3	0,36	2,75
14	5%	45%	48,18	303,7	80,1	40,3	0,35	2,88
15	45%	5%	48,18	296,4	80,1	40,3	0,38	2,63
16	5%	5%	48,18	319,9	80,1	33,7	0,07	14,67
17	1%	9%	48,18	320,6	80,1	33,7	0,07	15,21
18	9%	1%	48,18	319,1	80,1	33,7	0,07	14,17
19	45%	45%	80,30	467,1	80,1	46,9	0,70	1,43
20	9%	81%	80,30	478,0	80,1	46,9	0,66	1,51
21	81%	9%	80,30	456,1	80,1	46,9	0,74	1,35
22	25%	25%	80,30	500,1	80,1	40,3	0,36	2,75
23	5%	45%	80,30	506,2	80,1	40,3	0,35	2,88
24	45%	5%	80,30	494,0	80,1	40,3	0,38	2,63
25	5%	5%	80,30	533,1	80,1	33,7	0,07	14,67
26	1%	9%	80,30	534,3	80,1	33,7	0,07	15,21
27	9%	1%	80,30	531,9	80,1	33,7	0,07	14,17

4.2. ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA

Na presente seção, são apresentados os resultados referentes à análise técnico-econômica do processo de cogeração de energia via ciclo combinado. Para isso, dividiu-se a análise em duas vertentes, a primeira relacionada à análise técnica, na qual são apresentados os índices técnicos do processo, e a segunda referente à análise econômica na qual são apresentados os resultados dos custos de investimento, custos operacionais e preço mínimo de venda. Os índices econômicos, custos de matéria-prima e preço dos produtos foram mapeados segundo dados da literatura, em sua maioria pelo banco de dados da *Intratec Solutions* (2021).

4.2.1. Avaliação técnica

Através dos resultados obtidos em cada simulação, foi possível determinar em função da capacidade energética líquida da planta os índices técnicos do processo. Com isso, mapeou-se os consumos de matérias-primas e coprodutos do processo. Como não houve a necessidade de se mapear utilidades e insumos, esses parâmetros não foram incorporados na análise. Assim, os resultados dos índices técnicos para o caso base de 500 MW de potência líquida com fração de MPS de 25% e LPS de 25% foram calculados e apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Resultados para os índices técnicos do processo.

	Capacidade horária		Capacidade Anual		Índice Técnico
Produto					
Energia elétrica	500,00	MWh	4000,00	GWh/a	-
Matéria-prima					
Gás natural	80,30	t/h	642,40	kta	0,1606 t/MWh
Água de <i>make-up</i>	139,03	t/h	1112,24	kta	0,2781 t/MWh
Créditos					
Vapor de baixa pressão	128,59	t/h	1028,72	kta	0,2572 t/MWh
Vapor de média pressão	128,59	t/h	1028,72	kta	0,2572 t/MWh

4.2.2. Estimativa das áreas das plantas

Com base nas dimensões dos equipamentos e aplicando-se as premissas e bases de projeto descrito na Seção 3.2.2, foi possível determinar a área da planta de cogeração. Importante ressaltar que para simulações que utilizassem a mesma vazão de gás natural, isto é, que fossem aproximadamente de mesma capacidade, considerou-se a mesma área no *software* APEA. Assim os resultados podem ser observados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Resultados da área das plantas de cogeração de energia.

Capacidade (MW)	Área Total (m ²)	Largura (m)	Comprimento (m)
100	1715	41	41
300	3042	55	55
500	3755	61	61

4.2.3. Custo de investimento (CAPEX)

Tomando-se como base as premissas abordadas na Seção 3.2.1, foi possível determinar o custo de investimento da planta de cogeração de energia para todas as simulações estudadas neste trabalho de conclusão de curso. Para essa estimativa, dividiu-se o CAPEX em custos diretos de campo, custos indiretos de campo e custos fora de campo. Para os custos diretos, encontram-se os custos de aquisição e instalação equipamentos cotados, tubulações, isolamento, aço, pintura, dentre outros. Já para os custos indiretos, encontram-se os custos de design, engenharia, escritório, supervisão, etc. Por fim, nos custos fora de campo são englobados os custos de frete, taxas e licenças, despesas administrativas, contratos, etc.

Ao fim, são adicionados os fatores de contingência, localização e tempo discutidos na metodologia deste trabalho, sendo possível determinar assim o custo de investimento total do projeto em estudo para as diferentes capacidades-base. Resumidamente, apresentou-se os resultados e fatores aplicados para os cenários de 100 MW, 300 MW e 500 MW de potência líquida com fração de MPS de 25% e LPS de 25% na Tabela 4.4. Além disso, é possível observar no **APÊNDICE C** os custos de todos os equipamentos cotados de forma individual para as diferentes capacidades aplicadas.

Tabela 4.4 – Composição do CAPEX estimado para os casos 500, 300 e 100 MW de potência líquida com fração de MPS de 25% e LPS de 25% (continua).

Componente	Capacidade		
	100 MW	300 MW	500 MW
Custos com equipamento	\$60.535.800	\$164.170.700	\$240.699.000
Custo com peças sobressalentes	\$5.883.300	\$16.282.000	\$25.606.400
Custo de instalação	\$212.847	\$489.131	\$639.756
Custo total de equipamentos	\$66.631.947	\$180.941.831	\$266.945.156
Tubulação	\$1.724.582	\$4.802.260	\$5.973.081
Construção civil	\$2.358.204	\$6.880.467	\$11.157.944
Aço	\$12.558	\$6.677	\$14.170
Instrumentação	\$1.040.717	\$1.430.916	\$1.831.030
Sistemas elétricos	\$1.884.032	\$2.221.788	\$1.782.312
Isolamento	\$196.107	\$391.007	\$506.826
Pintura	\$33.258	\$65.504	\$79.124
Custo direto total	\$73.881.405	\$196.740.450	\$288.289.644
Escritório	\$791.400	\$1.642.400	\$2.263.500
Custos indiretos de construção	\$1.898.400	\$4.552.400	\$6.338.500
Custos indiretos totais	\$2.689.800	\$6.194.800	\$8.602.000
Frete	\$2.866.101	\$7.655.001	\$11.232.701
Taxas e licenças	\$4.478.301	\$11.960.901	\$17.551.100
Engenharia	\$1.712.900	\$2.448.900	\$3.018.900
Overhead geral	\$2.517.466	\$6.676.543	\$9.770.492
Taxas de contrato	\$2.142.323	\$5.305.515	\$7.609.961

Tabela 4.4 - Composição do CAPEX estimado para os casos 500, 300 e 100 MW de potência líquida com fração de MPS de 25% e LPS de 25% (conclusão).

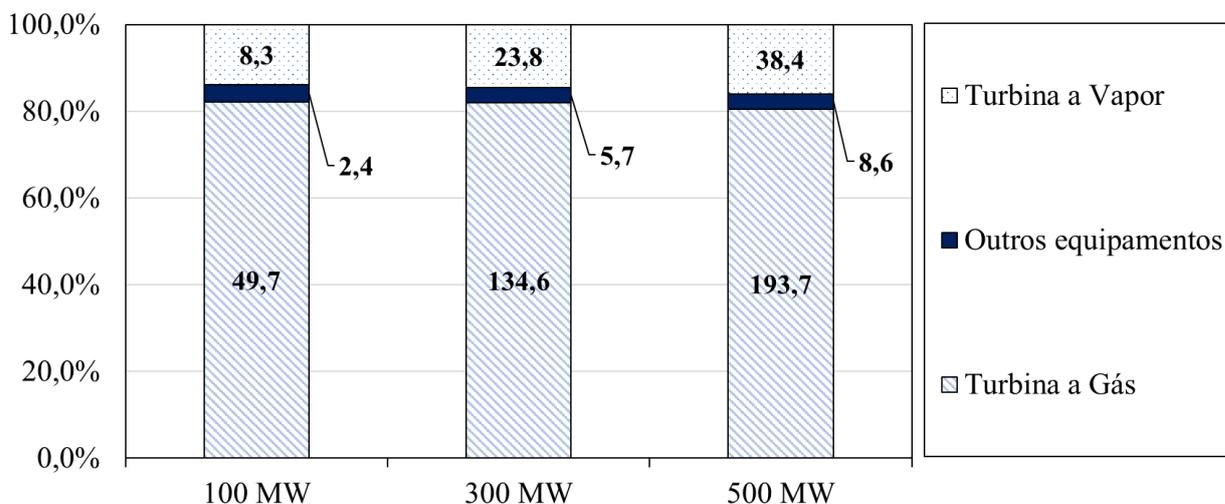
Componente	Capacidade		
	100 MW	300 MW	500 MW
Custos totais fora de campo	\$13.717.090	\$34.046.860	\$49.183.154
Custos totais (OSBL)	\$90.288.295	\$236.982.109	\$346.074.798
Contingência de projeto	25,0%	25,0%	25,0%
CAPEX	\$112.860.369	\$296.227.637	\$432.593.497
Fator de localização	1,05	1,05	1,05
Ajuste temporal	1,10	1,10	1,10
CAPEX (local e tempo desejados)	\$130.353.726	\$342.142.921	\$499.645.489
Capital de Giro	5,0%	5,0%	5,0%
Custo total de projeto	\$136.871.412	\$359.250.067	\$524.627.764

Após aplicação dos fatores o custo total de projeto para a cogeração via ciclo combinado no caso base de 100 MW foi de 136,87 MMUSD, para o caso base de 300 MW foi de 359,25 MMUSD e para o 500 MW foi de 524,63 MMUSD. Além disso, o CAPEX específico para cada caso base foi de 1.368,71 USD/kW, 1.197,50 USD/kW e 1.049,26 USD/kW, respectivamente.

Caso consideremos os menores valores da faixa de acurácia determinada para um estudo de classe 5 (-20% e +30%) teríamos um CAPEX específico de 1.094,97 – 1.779,33 USD/kW para o caso de 100 MW, 958,00 – 1.556,75 USD/kW para o caso de 300 MW e 839,40 – 1364,03 USD/kW para o caso de 500 MW.

Ao fim, foi possível estruturar os custos diretos de aquisição dos equipamentos em formato de gráfico com suas respectivas composições de acordo com cada capacidade avaliada e cada tipo de equipamento cotado, como pode ser observado na Figura 4.1.

Figura 4.1 – Composição dos custos de aquisição dos equipamentos.



É possível observar que a composição dos custos se manteve, aproximadamente, com as mesmas proporções independentes das capacidades avaliadas. Além disso, os custos de maior impacto são representados pelas turbinas a gás apresentando cerca de 80% dos custos totais de aquisição dos equipamentos, seguida pelas turbinas a vapor que representam cerca de 15% dos custos totais. Os demais custos como a caldeira de recuperação, bombas e vasos de processo representam de 5 a 8% dos custos totais de aquisição dos equipamentos. Como supracitado, os custos totais de cada equipamento e suas respectivas dimensões, materiais e características operacionais de todas as simulações realizadas podem ser encontradas no **APÊNDICE C**.

4.2.4. Custos Operacionais (OPEX)

A partir dos resultados provenientes do balanço de massa e de energia da simulação e dos resultados da estimativa de custo de investimento realizadas anteriormente, foi possível determinar os custos operacionais do processo de cogeração em estudo. Com isso, dividiu-se os resultados de custos operacionais em três. O primeiro, referente aos custos variáveis, isto é, os custos relacionados a matéria-prima e utilidades de processo. O segundo, relacionado à custos fixos diretos, que são referentes aos custos de mão de obra, manutenção e despesas administrativas. Por fim, o terceiro está relacionado aos custos fixos indiretos, sendo representado por despesas de distribuição e vendas, pesquisas e desenvolvimento, e custos administrativos gerais.

Assim, os resultados de custos operacional para o caso base de 100 MW pode ser observados na Tabela 4.5, para o caso base de 300 MW pode ser observado na Tabela 4.6 e para o caso base de 500 MW pode ser observado na Tabela 4.7. Importante salientar que os valores estimados para o preço do gás natural, do vapor de baixa e média pressão e da água de *make-up* foram baseados em dados da *Intratec Solutions* (2021).

Tabela 4.5 – Composição do OPEX estimado para o caso de 100 MW com 25% de MPS e LPS (continua).

Item		Preço (USD/t)	Valor (MMUSD/ano)
Gás natural		278,50	35,78
Água de <i>make-up</i>		0,37	0,08
<i>Custos totais com matérias-primas</i>			
Vapor de baixa pressão		17,22	3,54
Vapor de média pressão		18,60	3,83
<i>Custos totais com créditos</i>			7,37
<i>CUSTOS OPERACIONAIS VARIÁVEIS TOTAIS</i>			35,86
Item	Quantidade	Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Equipe de operadores	3 x 5 turnos	44.314,8 por operador	0,81
Equipe de supervisores	1 x 5 turnos	53.178,46 por supervisor	0,58
<i>Custos totais com mão de obra de operação (OLC)</i>			1,39
Equipe de laboratório	-	10% do OLC	0,14
Equipe de escritório	-	10% do OLC	0,14
<i>Custos totais com mão de obra</i>			1,66
Suprimentos de operação	-	0,2% do CAPEX	0,26
Manutenção e reparos	-	1,0% do CAPEX	1,30
<i>Custos totais com suprimentos</i>			1,56
<i>Overhead</i> de administração	-	55,0% do OLC	0,76
<i>Overhead</i> de produção	-	0,7% do CAPEX	0,91
Taxas e seguros	-	5,0% do CAPEX	6,52

Tabela 4.5 – Composição do OPEX estimado para o caso de 100 MW com 25% de MPS e LPS (conclusão).

Item	Quantidade	Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Patentes e <i>royalties</i>	-	1,0% do OPEX	0,54
<i>Custos fixos adicionais</i>			8,73
<i>CUSTOS FIXOS DIRETOS</i>			11,96
Item		Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Custos administrativos		16,5% do OLC	0,23
Custos com gestão		0,2% do CAPEX	0,20
Distribuição e vendas		8,0% do OPEX	4,29
Pesquisa e desenvolvimento		2,0% do OPEX	1,07
<i>CUSTOS FIXOS INDIRETOS</i>			5,79
Componente		Valor (MMUSD/ano)	% do OPEX
Custos operacionais variáveis totais		35,86	66,89%
Custos fixos diretos		11,96	22,31%
Custos fixos indiretos		5,79	10,80%
<i>CUSTOS OPERACIONAIS TOTAIS (OPEX)</i>		53,61	100,00%

Tabela 4.6 – Composição do OPEX estimado para o caso de 300 MW com 25% de MPS e LPS (continua).

Item	Preço (USD/t ou kWh)	Valor (MMUSD/ano)
Gás natural	278,50	107,35
Água de <i>make-up</i>	0,37	0,25
<i>Custos totais com matérias-primas</i>		
Vapor de baixa pressão	17,22	10,63
Vapor de média pressão	18,60	11,48
<i>Custos totais com créditos</i>		22,11

Tabela 4.6 – Composição do OPEX estimado para o caso de 300 MW com 25% de MPS e LPS (continua).

Item		Preço (USD/t ou kWh)	
CUSTOS OPERACIONAIS VARIÁVEIS TOTAIS		107,59	
Item	Quantidade	Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Equipe de operadores	3 x 5 turnos	44.314,8 por operador	0,81
Equipe de supervisores	1 x 5 turnos	53.178,46 por supervisor	0,58
Custos totais com mão de obra de operação (OLC)			1,39
Equipe de laboratório	-	10% do OLC	0,14
Equipe de escritório	-	10% do OLC	0,14
Custos totais com mão de obra			1,66
Suprimentos de operação	-	0,2% do CAPEX	0,68
Manutenção e reparos	-	1,0% do CAPEX	3,42
Custos totais com suprimentos			4,11
Overhead de administração	-	55,0% do OLC	0,76
Overhead de produção	-	0,7% do CAPEX	2,40
Taxas e seguros	-	5,0% do CAPEX	17,11
Patentes e royalties	-	1,0% do OPEX	1,51
Custos fixos adicionais			21,77
CUSTOS FIXOS DIRETOS			27,55
Item		Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Custos administrativos		16,5% do OLC	0,23
Custos com gestão		0,2% do CAPEX	0,51
Distribuição e vendas		8,0% do OPEX	12,08
Pesquisa e desenvolvimento		2,0% do OPEX	3,02
CUSTOS FIXOS INDIRETOS			15,84
Componente		Valor (MMUSD/ano)	% do OPEX
Custos operacionais variáveis totais		107,59	71,26%

Tabela 4.6 – Composição do OPEX estimado para o caso de 300 MW com 25% de MPS e LPS (conclusão).

Componente	Valor (MMUSD/ano)	% do OPEX
Custos fixos diretos	27,55	18,25%
Custos fixos indiretos	15,84	10,49%
<i>CUSTOS OPERACIONAIS TOTAIS (OPEX)</i>	150,98	100,00%

Tabela 4.7 – Composição do OPEX estimado para o caso de 500 MW com 25% de MPS e LPS (continua).

Item	Preço (USD/t ou kWh)	Valor (MMUSD/ano)	
Gás natural	278,50	178,91	
Água de <i>make-up</i>	0,37	0,41	
<i>Custos totais com matérias-primas</i>			
Vapor de baixa pressão	17,22	17,71	
Vapor de média pressão	18,60	19,13	
<i>Custos totais com créditos</i>		36,85	
<i>CUSTOS OPERACIONAIS VARIÁVEIS TOTAIS</i>		179,32	
Item	Quantidade	Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Equipe de operadores	3 x 5 turnos	44.314,8 por operador	0,81
Equipe de supervisores	1 x 5 turnos	53.178,46 por supervisor	0,58
<i>Custos totais com mão de obra de operação (OLC)</i>			1,39
Equipe de laboratório	-	10% do OLC	0,14
Equipe de escritório	-	10% do OLC	0,14
<i>Custos totais com mão de obra</i>			1,66
Suprimentos de operação	-	0,2% do CAPEX	1,00
Manutenção e reparos	-	1,0% do CAPEX	5,00
<i>Custos totais com suprimentos</i>			6,00
<i>Overhead</i> de administração	-	55,0% do OLC	0,76

Tabela 4.7 – Composição do OPEX estimado para o caso de 500 MW com 25% de MPS e LPS (conclusão).

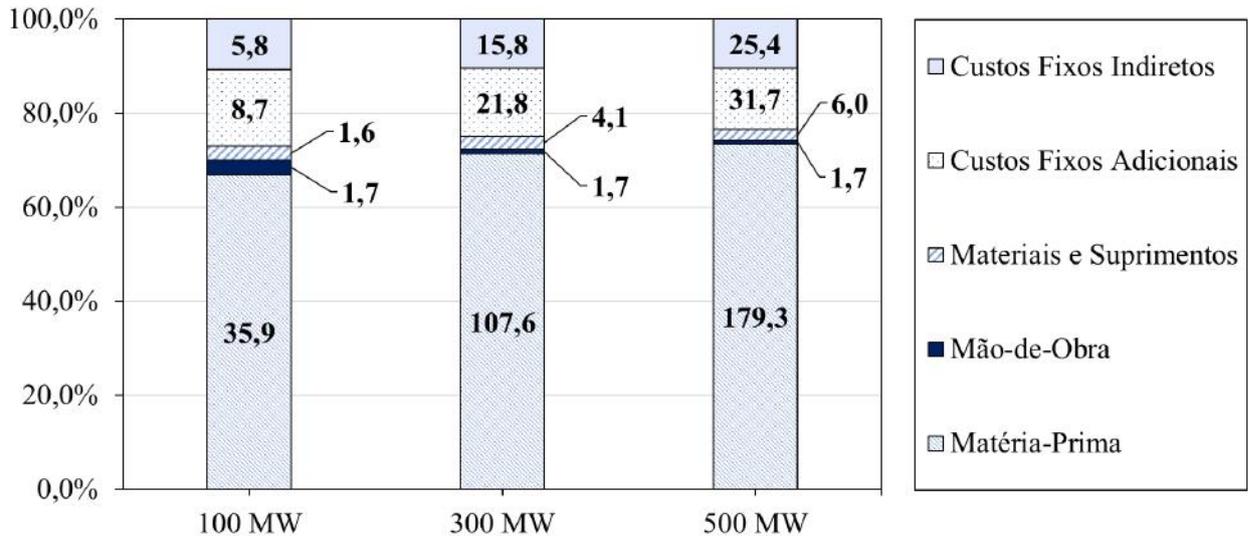
Item	Quantidade	Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
<i>Overhead</i> de produção	-	0,7% do CAPEX	3,50
Taxas e seguros	-	5,0% do CAPEX	24,98
Patentes e <i>royalties</i>	-	1,0% do OPEX	2,44
<i>Custos fixos adicionais</i>			31,68
<i>CUSTOS FIXOS DIRETOS</i>			39,34
Item		Preço (USD/ano)	Valor (MMUSD/ano)
Custos administrativos		16,5% do OLC	0,23
Custos com gestão		0,2% do CAPEX	0,75
Distribuição e vendas		8,0% do OPEX	24,98
Pesquisa e desenvolvimento		2,0% do OPEX	2,44
<i>CUSTOS FIXOS INDIRETOS</i>			31,68
Componente		Valor (MMUSD/ano)	% do OPEX
Custos operacionais variáveis totais		179,32	73,48%
Custos fixos diretos		39,34	16,12%
Custos fixos indiretos		25,38	10,40%
<i>CUSTOS OPERACIONAIS TOTAIS (OPEX)</i>		244,05	100,00%

Com os dados apresentados, é possível verificar que os custos operacionais totais das plantas de capacidade de 100 MW, 300 MW e 500 MW foram 53,6 MMUSD/ano, 150,98 MMUSD/ano e 244,05 MMUSD/ano respectivamente. Além disso, foi possível calcular o custo operacional específico de cada capacidade avaliada. Dessa forma, obteve-se 67,0 USD/MWh para o caso base de 100 MW, 62,9 USD/MWh para o caso base de 300 MW e 61,0 USD/MWh para o caso base de 500 MW.

Caso consideremos os menores valores da faixa de acurácia determinada para um estudo de classe 5 (-20% e +30%) para o CAPEX, teríamos um OPEX específico de 64,4 – 70,9 MMUSD/MWh para o caso de 100 MW, 60,6 – 66,3 MMUSD/MWh para o caso de 300 MW e 59,0 – 64,0 MMUSD/MWh para o caso de 500 MW.

Além disso, é possível observar na Figura 4.2 a composição dos custos operacionais totais dos casos base avaliados. O custo operacional total de cada processo é impactado diretamente pelos custos variáveis, nesse caso, custo com matéria-prima, representando cerca de 65-75% do custo total, seguido pelos custos fixos adicionais representando 13-18% e custos fixos indiretos que representam cerca de 10%.

Figura 4.2 – Composição dos custos operacionais totais dos casos base avaliados.



4.2.5. Modelagem e estimativa dos parâmetros

Nesta seção são apresentados os resultados referentes aos modelos de equações propostas para cálculo de potência e custos de capital da planta de cogeração de energia via ciclo combinado. Os modelos foram estruturados com base nos três parâmetros principais do processo, sendo eles: vazão de gás natural, fração de vapor de média pressão e fração de vapor baixa pressão. Além disso, cabe ressaltar que para a definição do modelo foi aplicado a metodologia descrita na Seção 3.2.6.

Um modelo de potência foi estruturado com base nas três variáveis principais supracitadas. A equação referente ao modelo pode ser observada a seguir:

$$P_{liq} = GN (a + b (1 - \%MPS - \%LPS) + c \%LPS) \quad \text{Equação 4.1}$$

tal que P_{liq} é a potência líquida da planta, GN é a vazão de gás natural, $\%MPS$ é a fração de vapor de média pressão e $\%LPS$ é a fração de vapor de baixa pressão. Além disso, a , b e c são parâmetros a serem estimados.

Por fim, um procedimento de estimação dos parâmetros foi utilizado considerando como função objetivo o somatório dos resíduos quadráticos das análises como pode ser observado na equação abaixo:

$$\text{Função Objetivo} = \sum_{n=0}^n (P_{líq_n}^S - P_{líq_n}^M)^2 \quad \text{Equação 4.2}$$

tal que $P_{líq_n}^S$ é a potência líquida da planta proveniente da simulação, $P_{líq_n}^M$ é a potência líquida predita pelo modelo e “n” o número de simulações.

Após esse procedimento, a equação que obteve o menor somatório dos erros residuais foi:

$$P_{líq} = GN(5,52 + 1,22 (1 - \%MPS - \%LPS) + 0,38 \%LPS) \quad \text{Equação 4.3}$$

O erro relativo médio encontrado entre os resultados da simulação e o resultado do modelo foi de 0,001% e o erro absoluto médio foi de 0,003 MW. Além disso, é possível observar os resultados da simulação e do modelo frente a potência líquida, através da Figura 4.3, e os resultados entre a predição dos valores e os resultados observados pela simulação, através da Figura 4.4.

Figura 4.3 – Comparação entre os resultados de potência da simulação e do modelo aplicado.

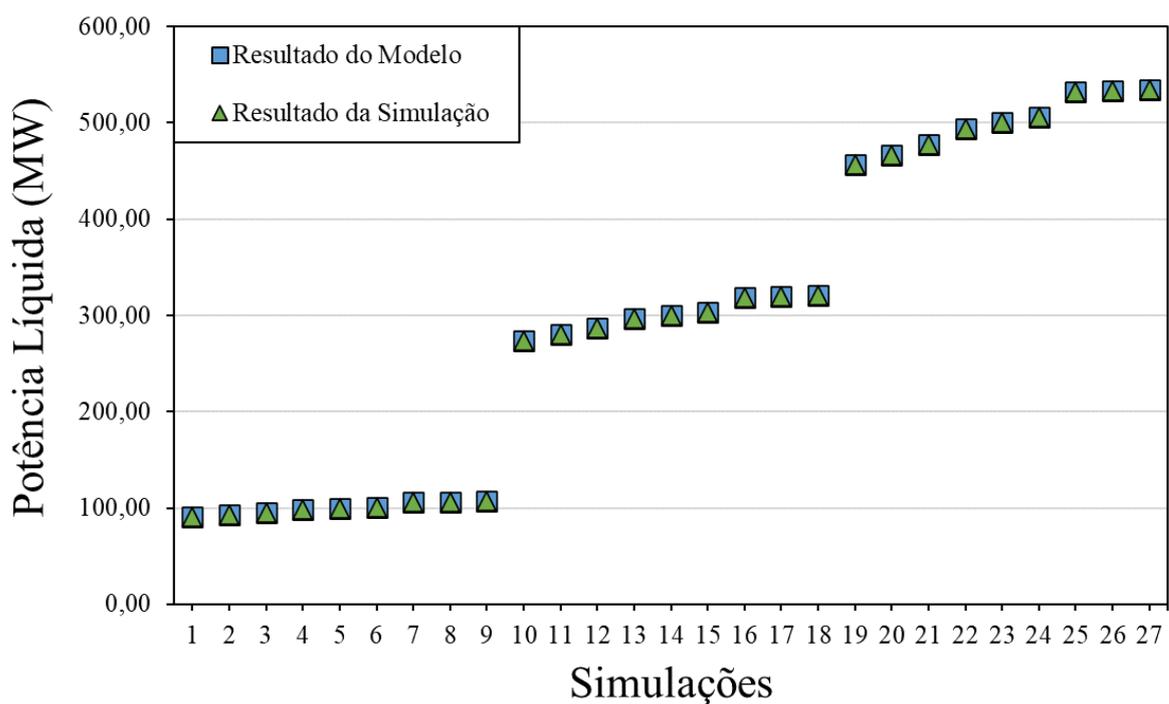
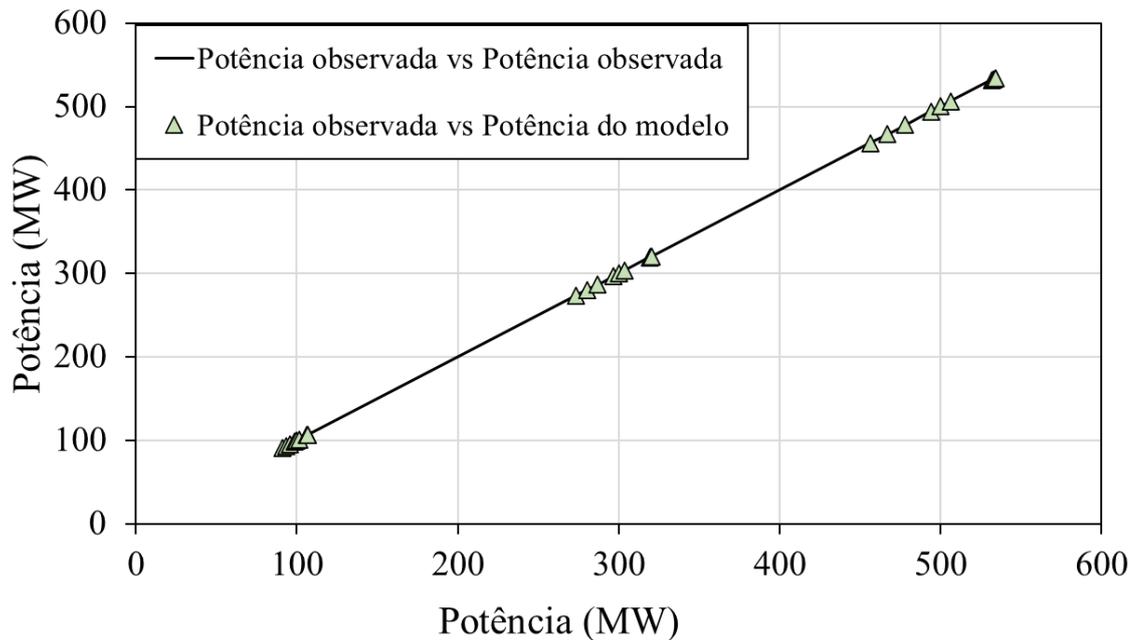


Figura 4.4 – Comparação entre os resultados observados de potência líquida e o previsto pelo modelo.



Para o modelo de custos de capital (CAPEX) foram avaliados cinco diferentes modelos frente aos resultados provenientes do APEA. O objetivo dessa análise foi avaliar o modelo que apresentava o melhor ajuste, isto é, o menor erro relativo médio e o menor erro absoluto médio. Os parâmetros de cada modelo foram cálculos reduzindo-se a soma dos quadros dos erros do modelo. Os resultados de cada modelo aplicado podem ser observados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 – Resultados dos diferentes modelos aplicados.

Modelo	Equação	Erro absoluto (MMUSD)	Erro Relativo Médio (%)
1	$CAPEX = 370 P_{liq} + 103.000 P_{liq}^{0,652}$	8,40	6,26%
2	$CAPEX = 243 P_{liq} + 8565 P_{liq}^{0,78}$	6,82	3,00%
3	$CAPEX = 2,41 (P_{liq})^{0,8}$	6,11	3,59%
4	$CAPEX = 1,20 (P_{liq})^{0,809} + 4,84 (GN)^{0,805}$	4,63	2,93%
5	$CAPEX = 1,20 (P_{liq})^{0,81} + 4,84 (GN)^{0,81}$	4,63 ¹	2,93%

¹ As diferenças entre os erros dos modelos 4 e 5 estão na quarta casa decimal e por isso foram suprimidos.

O modelo 1 refere-se ao modelo mapeado na literatura que descreve o resultado de CAPEX específico (GTW Handbook, 2018). O modelo 2, é um modelo adaptado frente ao modelo da literatura, os parâmetros foram reestimados para os resultados da simulação obtidas neste trabalho. O modelo 3 é um modelo clássico de potência similar ao apresentado por Towler e Sinnott (2013). Por fim, os modelos 4 e 5 foram propostas de modificação dos modelos anteriores acrescentando-se uma nova parcela que auxiliasse na redução do erro relativo médio. Como os parâmetros exponenciais são consideravelmente próximos no modelo 4, ele foi simplificado, afirmando-se que ambos são iguais. Os resultados mostram que essa aproximação não apresenta impactos significativos nos erros médios apresentados. Diante disso, é possível inferir que o modelo 5 apresenta o melhor ajuste para o conjunto de dados de simulação apresentados. Os resultados da aplicação desse modelo frente aos resultados reais da simulação podem ser observados na Figura 4.5 e na Figura 4.6.

Figura 4.5 – Comparação entre os resultados de CAPEX da simulação e dos modelos.

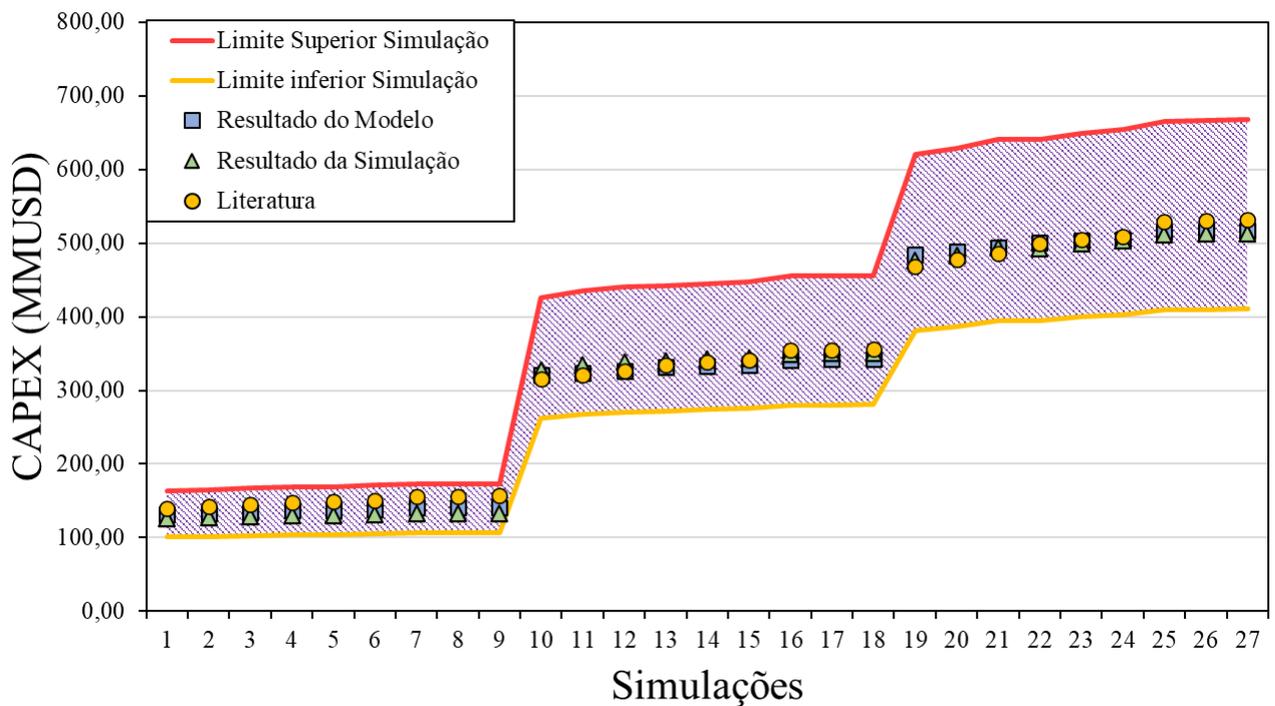
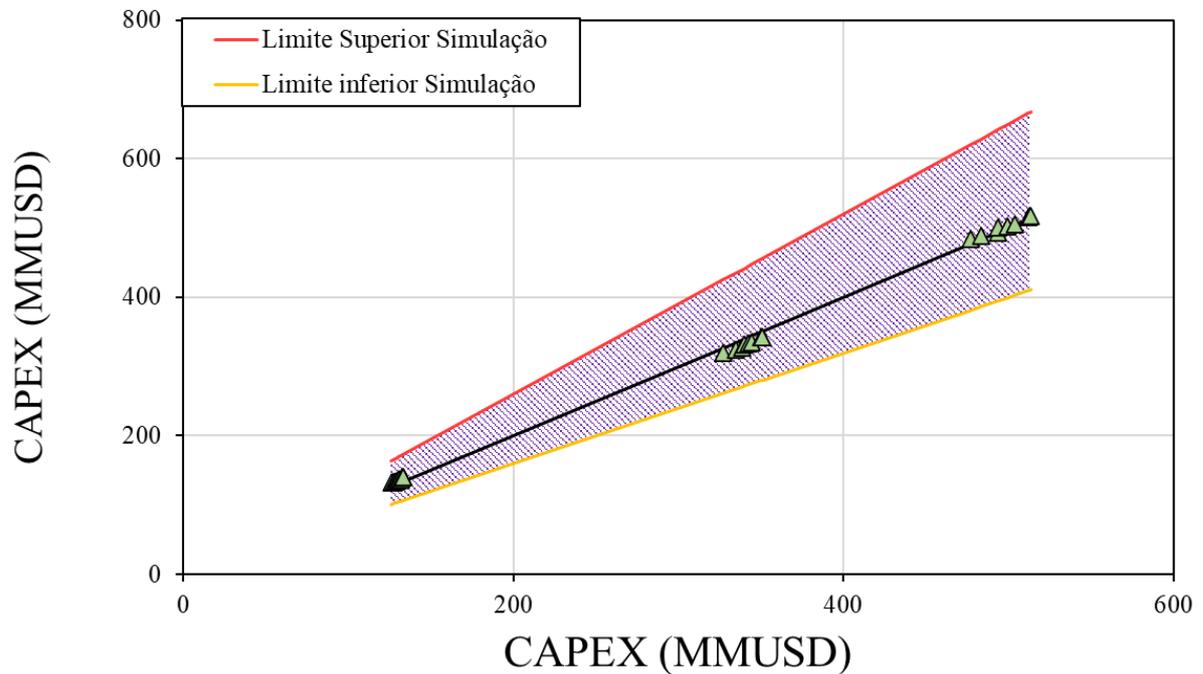


Figura 4.6 – Comparação entre os resultados observados de CAPEX e o predito pelo modelo.



4.2.6. Modelo reduzido

A partir da modelagem e estimação dos parâmetros realizados anteriormente, rearranjou-se a Equação 4.3 para se obter os valores da vazão de gás natural necessária para a planta de cogeração a partir da demanda energética do processo. Assim, com a vazão de gás natural e potência líquida, foi possível calcular o CAPEX e o OPEX pelo modelo 5 apresentado na Tabela 4.8. O resultado desse rearranjo de equações é apresentado abaixo, sendo os valores dos parâmetros iguais aos apresentados na Seção 4.2.5, e seu desenvolvimento pode ser observado no **APÊNDICE D**.

$$GN = \frac{P_{liq}}{5,52 + 1,22} + \frac{1,22 (MPS + LPS) - 0,38 LPS}{6,47 \cdot 0,99 (5,52 + 1,22)} \quad \text{Equação 4.4}$$

Dessa forma, a partir de quaisquer valores de potência líquida, vazão de vapor de baixa e média pressão é possível calcular os principais custos e parâmetros para planta de cogeração de energia. Os resultados para uma planta com valores arbitrários, apenas substituindo-se as variáveis de entrada nas equações do modelo, podem ser observados na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 – Resultados da calculadora utilizando os parâmetros estimados e modelos desenvolvidos.

Variável	Valor	Unidade	Característica
Potência	200,0	MW	<i>Input</i>
Vazão de MPS	75,0	t/h	<i>Input</i>
Vazão de LPS	75,0	t/h	<i>Input</i>
%LPS	0,4	-	<i>Output</i>
%MPS	0,4	-	<i>Output</i>
Vazão de gás natural	33,2	t/h	<i>Output</i>
CAPEX	243,3	MMUSD	<i>Output</i>
OPEX	105,7	MMUSD	<i>Output</i>
Make-up	79,3	t/h	<i>Output</i>

Outras duas análises foram realizadas com a manipulação das equações desenvolvidas na seção anterior. A primeira tem o objetivo de responder a seguinte pergunta: dado um orçamento de projeto, quais são os máximos e mínimos dos parâmetros e custos operacionais da planta de cogeração? Para isso, além do custo de investimento, foi necessário fixar a proporção máxima e mínima de vapor de baixa e média pressão. Da mesma maneira descrita para a primeira análise, substitui-se a Equação 4.3 na equação do modelo 5 apresentado na Tabela 4.8, e isolou-se a vazão de gás natural. Com isso, é possível obter vazão de gás natural a partir das frações de vapor para o processo e custo de investimento da planta. A equação rearranjada é apresentada abaixo.

$$GN = \left(\frac{CAPEX}{1,2 (5,52 + 1,22 (1 - \%MPS - \%LPS) + 0,38 \%LPS)^{0,81} + 4,84} \right)^{\frac{1}{0,81}} \quad \text{Equação 4.5}$$

Importante salientar que os parâmetros da equação seguem os mesmos descritos na Seção 4.2.5 e como modelo apresenta a restrição que a soma das frações de LPS e MPS não podem ser maiores que 1. Além disso, de forma arbitrária, escolheu-se 99% de vapor sendo encaminhado para o processo como proporção máxima e 2% de vapor como proporção mínima. O caso máximo foi dividido em três situações, a primeira sendo 1% MPS e 98% LPS, a segunda

49,5% de MPS e LPS e a terceira 98% LPS e 1% MPS. Os resultados dessa análise foram calculados para um valor arbitrário de CAPEX e apresentados na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 – Resultados operacionais e financeiros a partir dos custos de investimento utilizando os parâmetros e equações modelada.

Variável	Valor				Unidade	Característica
CAPEX	200				MMUSD	<i>Input</i>
Potência	150,6	153,1	155,5	165,3	MW	<i>Output</i>
% LPS Máximo	0,01	0,495	0,98	0,01	-	<i>Input</i>
% MPS Máximo	0,98	0,495	0,01	0,01	-	<i>Input</i>
Vazão de GN	27,2	26,7	26,3	24,6	t/h	<i>Output</i>
Vazão de HPS	174,1	171,3	168,6	157,6	t/h	<i>Output</i>
Vazão de LPS	1,7	84,8	165,2	1,6	t/h	<i>Output</i>
Vazão de MPS	170,6	84,8	1,7	1,6	t/h	<i>Output</i>
OPEX	87,2	86,1	85,0	80,4	MMUSD	<i>Output</i>
Vazão de Make-up	89,7	88,3	86,9	4,8	t/h	<i>Output</i>

Por fim, a última análise foi realizada seguindo-se a mesma lógica do processo descrito anteriormente. Contudo, a pergunta a ser respondida é: dado a vazão de gás natural empregada em um processo de cogeração, quais os mínimos e máximos dos parâmetros e custos operacionais obtidos durante a avaliação? Nessa avaliação as equações não precisaram ser manipuladas, pois inicialmente introduziu-se a vazão de gás natural na Equação 4.3 e em seguida calculou-se os custos de aquisição da planta pelo modelo 5 apresentado na Tabela 4.8. Assim, os resultados foram elaborados para uma vazão hipotética de gás natural e expostos na Tabela 4.11.

Tabela 4.11 – Resultados operacionais e financeiros a partir da vazão de gás natural utilizando os parâmetros e equações modelada.

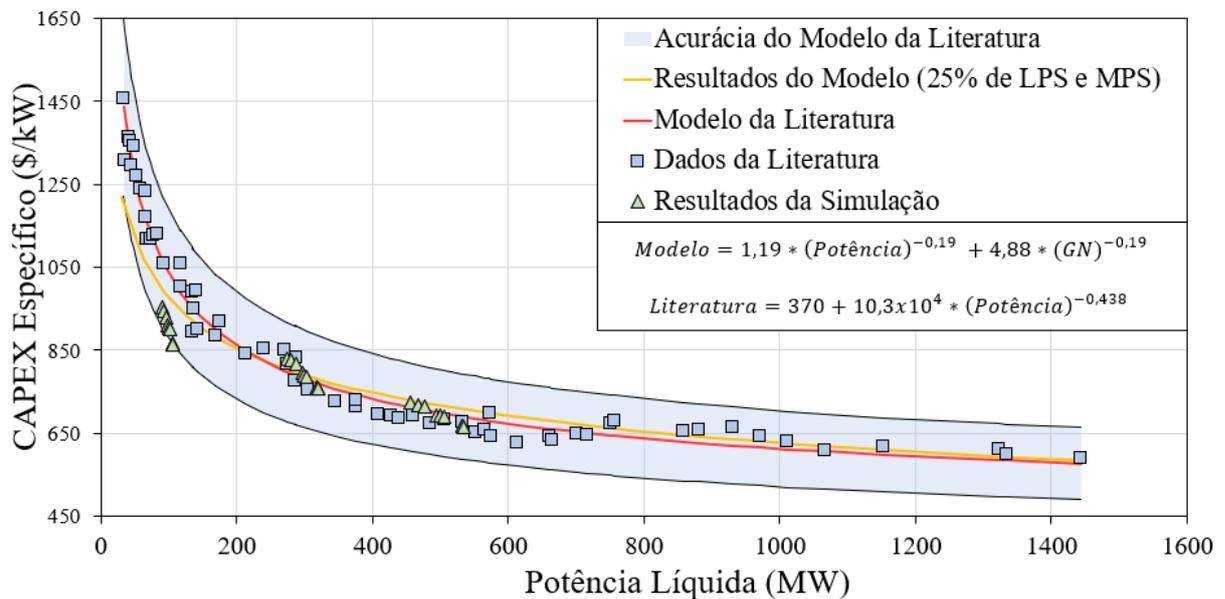
Variável	Valor				Unidade	Característica
Vazão de GN			10		t/h	<i>Input</i>
Potência	55,40	57,24	59,08	67,21	MW	<i>Output</i>
% LPS Máximo	0,01	0,495	0,98	0,01	-	<i>Input</i>
% MPS Máximo	0,98	0,495	0,01	0,01	-	<i>Input</i>
CAPEX	89,22	90,40	91,58	96,71	MMUSD	<i>Output</i>
Vazão de HPS	64,05	64,05	64,05	64,05	t/h	<i>Output</i>
Vazão de LPS	0,64	31,71	62,77	0,64	t/h	<i>Output</i>
Vazão de MPS	62,77	31,71	0,64	0,64	t/h	<i>Output</i>
OPEX	35,20	35,29	35,38	35,69	MMUSD	<i>Output</i>
Vazão de Make-up	33,00	33,00	33,00	1,93	t/h	<i>Output</i>

Dado essa série de resultados apresentados, é possível concluir que o modelo reduzido proposto neste trabalho, pode ser utilizado para diferentes hipóteses, respondendo-se uma série de perguntas que auxiliam nas tomadas de decisão para as plantas de cogeração. Além disso, o modelo apresenta o diferencial quando comparado com o modelo da literatura (GTW handbook, 2018), pois é capaz de associar informações não apenas da potência da planta, mas também, de vazão de gás natural e vapor para o processo, conferindo-se assim maior aplicabilidade ao estudo.

4.2.7. Validação dos Resultados

Os resultados encontrados em cada simulação realizada foram comparados com os valores de CAPEX específico (USD/kW) reportados no GTW Handbook (2018) e são apresentados na Figura 4.7.

Figura 4.7 – CAPEX específico por potência líquida da planta de cogeração.



A região preenchida no gráfico representa o intervalo de confiança da estimativa da literatura, representando até 15% para mais ou para menos. É possível perceber que os resultados encontrados na simulação se enquadram dentro da faixa de acurácia dos valores apresentados na literatura. Os resultados das simulações de potência próximas a 100 MW apresentaram desvios maiores frente ao modelo, porém, dentro dos intervalos de confiança. Além disso, a curva amarela representa a extrapolação do modelo proposto e tem como objetivo apresentar a tendência dos valores para capacidades superiores e inferiores às simuladas, observando-se o enquadramento frente a literatura.

Em seguida, compilou-se os custos de aquisição e o ano de construção de plantas de cogeração já em operação no Brasil. O objetivo é estabelecer um comparativo e validar os resultados encontrados com plantas em operação. Importante salientar, que todas as plantas mapeadas operam em ciclo combinado e utilizam gás natural como matéria-prima. Os resultados dos valores mapeados são apresentados na Tabela 4.12 e podem ser visualizados na Figura 4.8.

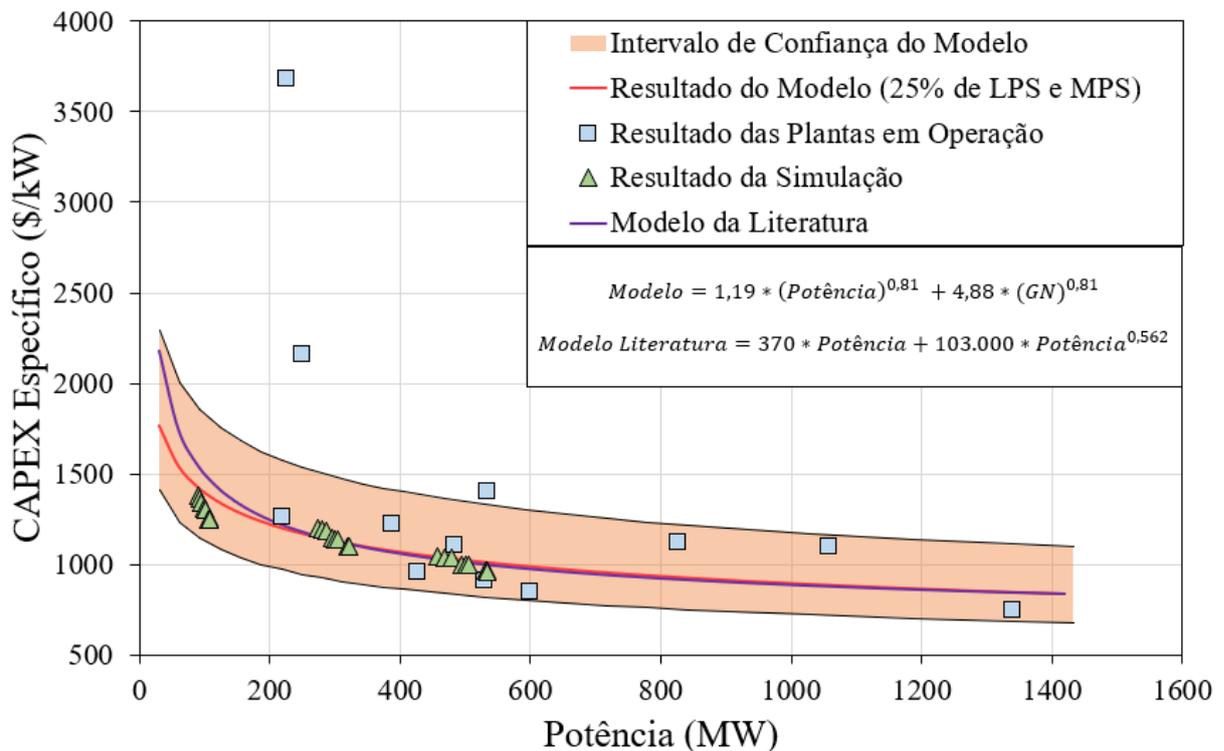
É possível observar que o resultado da planta de Araucária (484,15 MW) apresenta resultado próximo ao caso base de 500 MW (1.049,26 USD/kW) com erro relativo de aproximadamente 5%. Além disso, a termelétrica Fernando Gasparian (386 MW) e a Termoeará (220 MW) apresentam resultados próximos ao caso base de 300 MW (1.197,50 USD/kW), com erro relativo de 2% e 5%, respectivamente.

Tabela 4.12 – Dados das termelétricas em operação no Brasil.

UTE	Custo de Aquisição (MMUSD)	Potência (MW) ¹	Ano de construção	Fator de Ajuste Temporal ²	CAPEX Específico (USD/kW)
Araucária ^{3,4}	534	484,15	2000	1,57	1102,55
Aureliano Chaves ⁴ (Antiga Ibirité)	833	226,00	2001	1,85	3683,63
Baixada Fluminense ⁵	484	530,00	2011	0,82	912,32
Euzébio Rocha ⁶ (Antiga Cubatão - CCBS)	541	249,90	2007	1,02	2163,50
Fernando Gasparian ^{7,8} (Antiga Nova Piratininga)	471	386,08	2000	1,57	1219,95
GNA I ⁹ (antiga Novo Tempo GNA II)	1000	1338,30	2021	1,00	747,22
Governador Leonel Brizola ¹⁰ (Antiga TermoRio)	1165	1058,30	2004	1,63	1101,25
Mauá 3 ¹¹	509	600,00	2013	0,89	848,55
Norte Fluminense ¹²	925	826,78	2001	1,85	1118,80
Termo Norte II ³	407	426,53	2001	1,85	954,21
Termo Ceará ³	278	220,00	2001	1,85	1261,36
Termopernambuco ¹³	746	532,76	2001	1,85	1401,16

Fonte: ¹ (EPE, 2020); ² (Intratec Solutions, 2021); ³(GASNET, 2002); ⁴(E&E, 2000); ⁵(AGÊNCIA BRASIL, 2002); ⁶(PETROBRAS, 2014); ⁷(PETROBRAS, 2010); ⁸(Governo de São Paulo, 2002); ⁹(EM, 2021); ¹⁰(AGÊNCIA BRASIL, 2004); ¹¹(ELETROBRAS, 2014); ¹²(BNDES, 2004); ¹³(IDB, 2001).

Figura 4.8 – CAPEX específico comparativo entre o processo em estudo e plantas de cogeração operantes no Brasil.



Nessa análise não foram encontradas plantas em ciclo combinado a gás natural de capacidade próximas as 100 MW e não foram simuladas plantas de capacidade superior a 500 MW, por isso foram apresentas as curvas tanto do modelo proposto, quanto do modelo da literatura a fim de mostrar a tendência que a análise seguiria.

É importante notar que as demais plantas de capacidade próximas a 500 MW e 300 MW se enquadram dentro da faixa de acurácia do presente estudo (-20% à +30%) quando comparadas às plantas realizadas durante a simulação. As plantas de Aureliano Chaves e Euzébio Rocha apresentaram valores de CAPEX específico que destoam da tendência analisada. Os fatores que podem influenciar nessa divergência podem estar atrelados à baixa disponibilidade de informações e causas externas desconhecidas.

Por fim, realizou-se a simulação do processo de cogeração com capacidades e composições de vapor diferentes das realizadas anteriormente para a sínteses dos modelos de equações. Os resultados das plantas de 50 MW, 200 MW, 400 MW e 800 MW foram gerados pela simulação e pelo APEA e comparados com os valores preditos dos modelos. Os resultados foram apresentados na Tabela 4.13 e Tabela 4.14.

Tabela 4.13 – Resultados comparativo entre potência provenientes da simulação e do modelo de equação proposto.

Vazão de GN (t/h)	Fração de MPS (%)	Fração de LPS (%)	P_{liq} APEA (MW)	P_{liq} Modelo (MW)	Erro Absoluto (MW)	Erro Relativo (%)
8,28	30	40	50,020	50,019	0,0004	0,0008
33,26	15	65	200,018	200,022	-0,0039	-0,0020
64,92	20	40	400,037	400,083	-0,0463	-0,0116
140,29	75	15	800,088	800,064	0,0246	0,0031

Tabela 4.14 – Resultados comparativo entre CAPEX provenientes do APEA e do modelo de equação proposto.

Vazão de GN (t/h)	Fração de MPS (%)	Fração de LPS (%)	CAPEX APEA (MMUSD)	CAPEX Modelo (MMUSD)	Erro Absoluto (MMUSD)	Erro Relativo (%)
8,28	30	40	81,14	79,37	1,77	2,2
33,26	15	65	232,54	243,37	-10,83	-4,7
64,92	20	40	428,71	421,82	6,90	1,6
140,29	75	15	788,28	760,98	27,30	3,5

A partir dos dados apresentados, é possível verificar que o erro relativo de cada uma das análises, tanto para o modelo de potência líquida quanto para o modelo de CAPEX, são inferiores a 5%. Com isso, é possível considerar que os modelos propostos podem ser aplicados para plantas de diferentes capacidades e configurações.

4.2.8. Preço Mínimo de Venda

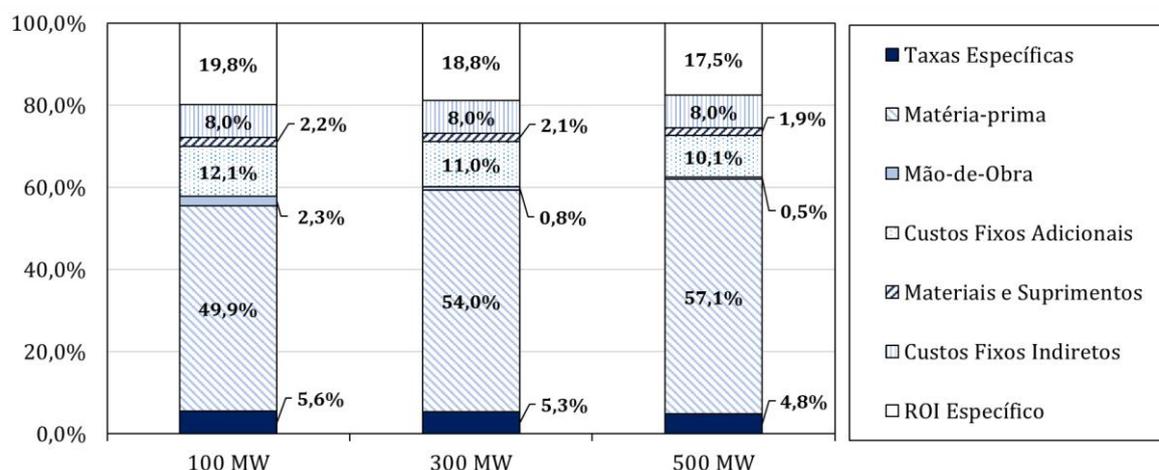
Após a determinação dos custos de investimento e dos custos operacionais das plantas estudadas, foi possível determinar o preço mínimo de venda da energia elétrica de acordo com a metodologia e premissas adotadas na Seção 3.2.5 e do custo de equidade apresentado na Seção 3.2.4. Assim, encontrou-se um MSP de 80,6 USD/MWh para a capacidade base de 100 MW, 73,6 USD/MWh para 300 MW e 69,2 USD/MWh para o caso de 500 MW.

O valor de venda da energia elétrica para o setor industrial em 2021, considerando-se os impostos, foi de 135,39 USD/MWh (ANEEL, 2022). Dessa forma, os resultados de preço mínimo de venda encontrados podem ser considerados competitivos quando comparados ao preço habitual do setor industrial. Além disso, a composição do preço mínimo de venda da energia elétrica encontrada para as três capacidades bases podem ser observados na Tabela 4.15, e sua composição percentual na Figura 4.9.

Tabela 4.15 – Composição do MSP nas capacidades base avaliadas.

Componente (USD/MWh)	Capacidade		
	100 MW	300 MW	500 MW
Matérias-primas	44,8	44,8	44,8
Mão-de-obra	2,1	0,7	0,4
Materiais e suprimentos	2,0	1,7	1,5
Custos fixos adicionais	10,9	9,1	7,9
Custos fixos indiretos	7,2	6,6	6,3
ROI específico	17,8	15,6	13,7
Taxas específicas	5,0	4,4	3,8

Figura 4.9 – Composição dos MSP de acordo com os casos base avaliados.

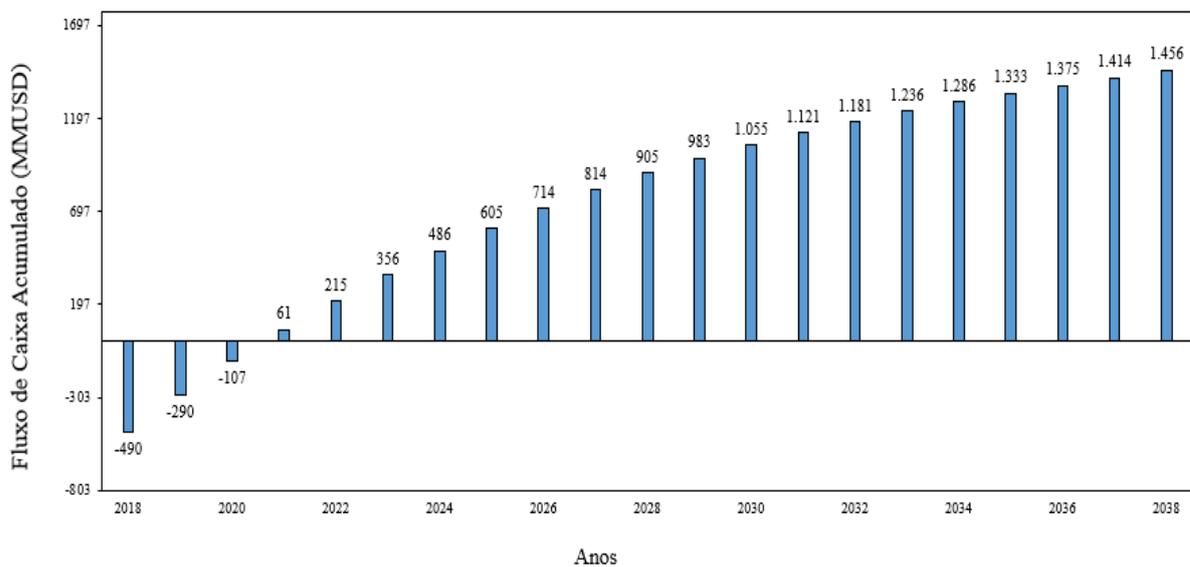


É possível perceber que o preço mínimo de venda da eletricidade nos três casos base avaliados apresentam um percentual elevado do custo de matérias-primas, isto é, o custo do gás natural. Cerca de 50-60% do MSP são destinados à aquisição de matéria-prima, seguido por cerca de 20% do ROI específico e cerca de 10% dos custos fixos adicionais.

4.2.9. Fluxo de Caixa

Nesta seção, foi elaborado um fluxo de caixa com base nas premissas citadas na Seção 3.2.5 e nos conceitos apresentados na Seção 2.4.4. Utilizou-se apenas o caso de 500 MW para essa avaliação, pois esse representa a média da potência líquida nas termelétricas brasileiras. Para tal, aplicou-se o valor de mercado da eletricidade segundo a ANEEL (2022) de 135,39 USD/MWh. É possível observar na Figura 4.10 é possível avaliar os indicadores chaves dessa estimativa como: NPV, tempo de *payback* e taxa interna de retorno.

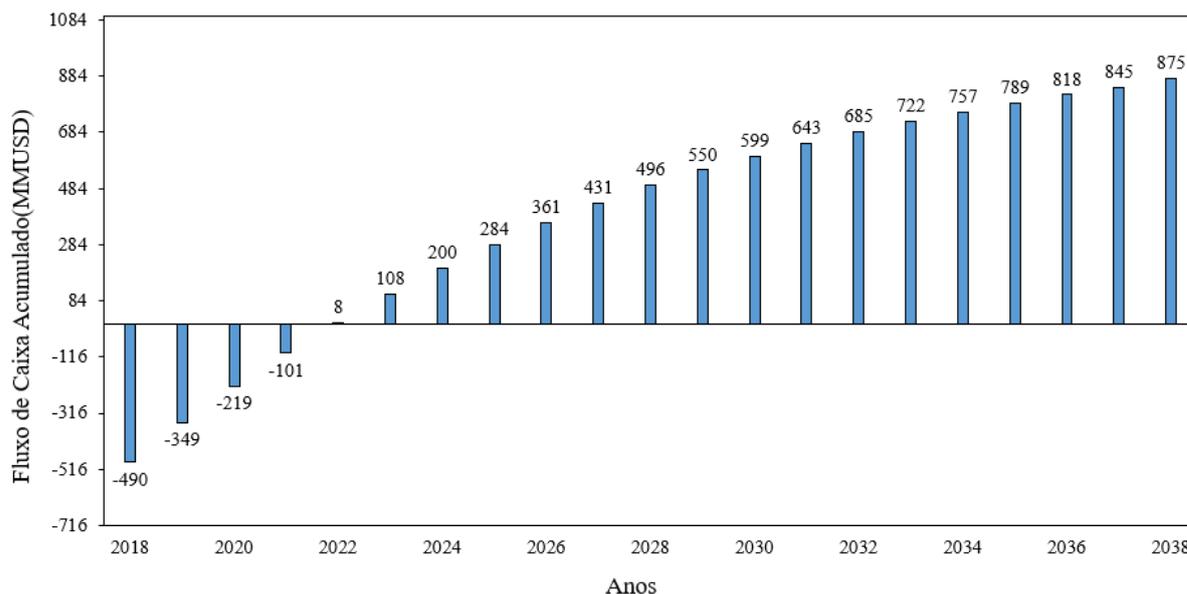
Figura 4.10 – Fluxo de caixa do processo de cogeração com ciclo combinado.



É possível observar que o valor presente líquido no fim do horizonte de investimento de 20 anos foi de 1.456 milhões de dólares, o tempo de *payback* foi de 2,5 anos, a taxa interna de retorno foi de 44,1% e o ROE foi de 45%. Como verificado, o fluxo de caixa apresenta um tempo de *payback* abaixo do horizonte de investimento, um NPV positivo, ou seja, uma taxa interna de retorno superior à taxa mínima de atratividade, portanto, podemos inferir que o projeto apresenta grande potencial de viabilidade econômica.

Além disso, contabilizando o balanço de carbono da planta de cogeração de 500 MW de potência foi possível elaborar um segundo fluxo de caixa apresentado na Figura 4.11, no qual foi avaliado os impactos dos débitos de carbono da planta. A partir do balanço material proveniente da simulação, foi possível verificar uma emissão de 207,02 t/h de CO₂ e de acordo com a companhia *Amber Climate*, o preço do carbono médio em 2021 foi de 63,74 USD/t.

Figura 4.11 – Fluxo de caixa do processo de cogeração com balanço de carbono.



É possível observar com os resultados apresentados, que o valor presente líquido no fim do horizonte de investimento de 20 anos foi de 874,8 milhões de dólares, o tempo de *payback* foi de 3,7 anos, a taxa interna de retorno foi de 31,1% e ROE foi de 32%. É possível concluir que mesmo com o débito da emissão de CO₂, o projeto ainda apresenta indicadores que representam um elevado potencial de viabilidade econômica. Importante salientar os detalhes para ambos os fluxos de caixa estão disponibilizados no **APÊNDICE E**.

Além disso, para o cenário acima descrito, foi reavaliado o preço mínimo de venda da eletricidade considerando-se o custo proveniente da emissão de CO₂, resultando em 95,67 USD/MWh.

Foram considerados os custos de débito com carbono emitido na planta de cogeração para a realização das avaliações apresentadas nas seções seguintes deste trabalho, bem como seus impactos nos índices financeiros.

4.2.10. Análise de Incerteza

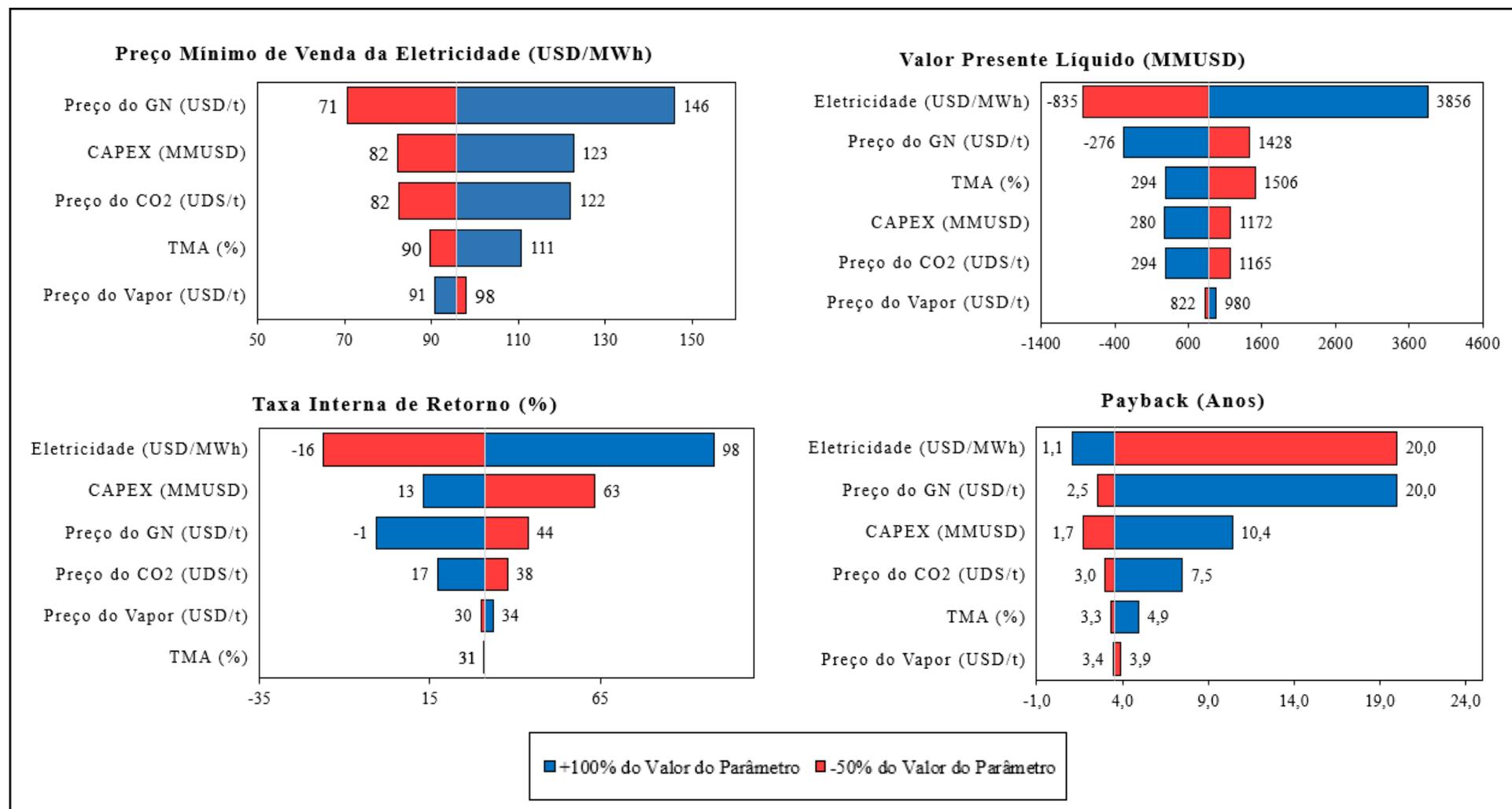
Nesta seção são apresentados os resultados principais da análise de incerteza através de um diagrama tornado apresentado na Figura 4.12. Nesse diagrama são apresentadas as variações de múltiplas variáveis com intuito de observar os respectivos impactos em cada um dos indicadores financeiros discutidos. Isto é, variou-se diferentes parâmetros como: preço de venda da eletricidade, preço do CO₂, preço do gás natural, taxa mínima de atratividade, preço do vapor de processo e o CAPEX, e ao fim obteve-se os impactos nos indicadores financeiros: taxa interna de retorno (TIR), tempo de *payback*, preço mínimo de venda (MSP) e valor presente líquido (NPV). Além disso, todos os parâmetros foram variados em -50% e +100% do seu valor padrão para o caso base de 500 MW. É possível observar na Tabela 4.16 os valores referentes aos parâmetros utilizados.

Tabela 4.16 – Parâmetros base e seus valores para a análise de incerteza.

Parâmetro	Valor Padrão	Valor Inferior	Valor Superior	Unidade
Preço do CO ₂	63,7	31,9	128	USD/t
Preço do gás natural	279	139,3	557	USD/t
Taxa mínima de atratividade	9,05	4,53	18,1	%
Preço do vapor	18,6	9,30	37,2	USD/t
CAPEX	513	256	1026	MMUSD
Preço de venda da eletricidade	135	67,7	271	USD/MWh

Nessa análise é possível concluir que a taxa interna de retorno, o valor presente líquido e tempo de *payback* são extremamente sensíveis as variações no preço de venda da eletricidade. Já para o valor mínimo de venda, a oscilação no preço do gás natural impacta mais significativamente seu resultado. Isso ocorre devido à grande representação desse custo no valor final desse parâmetro. Vale ressaltar que o CAPEX, preço do CO₂ e preço do gás natural apresentam também fortes influências sobre todos os quatro indicadores, isto é, um pequeno desvio nesses parâmetros causa uma forte variação frente a esses resultados.

Figura 4.12 – Resultados da análise de incerteza do sistema de cogeração para a planta de 500 MW.



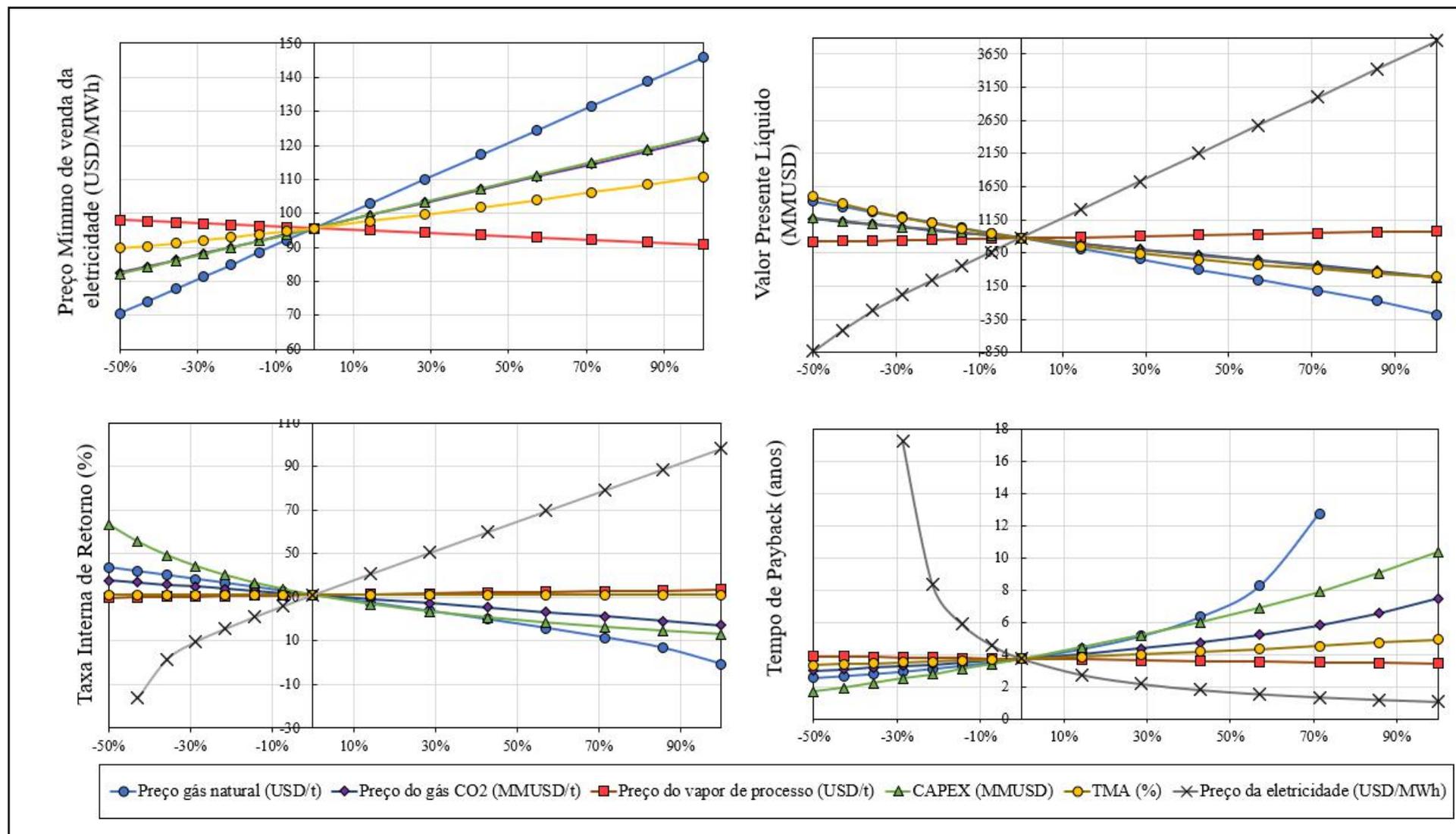
Após avaliar o impacto da oscilação dos parâmetros de processo frente aos indicadores financeiros, realizou-se uma análise complementar, buscando identificar a obliquidade de cada indicador em relação a todos os parâmetros considerados. Com isso, através da Figura 4.13 pode-se observar os resultados de cada oscilação. Dessa forma, é possível notar que para o preço mínimo de venda, todos os parâmetros de processo avaliados apresentam uma influência praticamente linear. Além disso, é possível notar que frente a todos os parâmetros, o preço do gás natural é o que apresenta o maior coeficiente angular. Isso indica que a sua variação proporciona o maior impacto no MSP da eletricidade.

O resultado para o valor presente líquido é impactado de forma similar ao MSP. Contudo, o preço de venda da eletricidade apresenta maior impacto nesse indicador. Um pequeno aumento de seu valor de venda implica em um forte aumento no valor presente líquido. Ademais, é possível notar, que o preço do gás natural é a variável que mais impacta o processo, isso indica que um aumento em seu valor implica em uma redução significativa no NPV do projeto.

Já para a taxa interna de retorno, observa-se que para reduções nos valores dos parâmetros, tanto o CAPEX quanto o preço de venda da eletricidade oscilam de forma não-linear. Logo seus impactos são muito mais significativos frente aos outros parâmetros. Para oscilações positivas nesses dois parâmetros, percebe-se que o CAPEX caminha para um limite assintótico e o preço da eletricidade passa a apresentar comportamento linear.

Por fim, para o tempo de *payback* da planta, os indicadores-chave frente as oscilações de seus valores são o preço do gás natural e o preço de venda da eletricidade. Ambos oscilam de forma exponencial, a eletricidade com expoente negativo e o gás natural com expoente positivo. Conforme cresce o preço de venda da eletricidade, menor é o tempo de *payback* até se atingir o tempo de EPC. Para o preço do gás natural, conforme aumenta-se o seu valor, o tempo de *payback* cresce exponencialmente.

Figura 4.13 – Resultados complementares da análise de incerteza do sistema de cogeração para a planta de 500 MW.



Para a maioria dos indicadores, o preço de venda da eletricidade e preço de aquisição do gás natural são os itens mais impactantes. Dessa forma, construiu-se uma tabela de superfície para observar o resultado do NPV a partir da variação simultânea dessas variáveis. Os resultados foram compilados na Tabela 4.17, sendo os valores de coloração vermelha representativos de cenários menos competitivos, isto é, NPV próximos a zero, e os valores com coloração verde representativos de cenários mais competitivos e os de coloração amarela a fronteira entre os dois cenários.

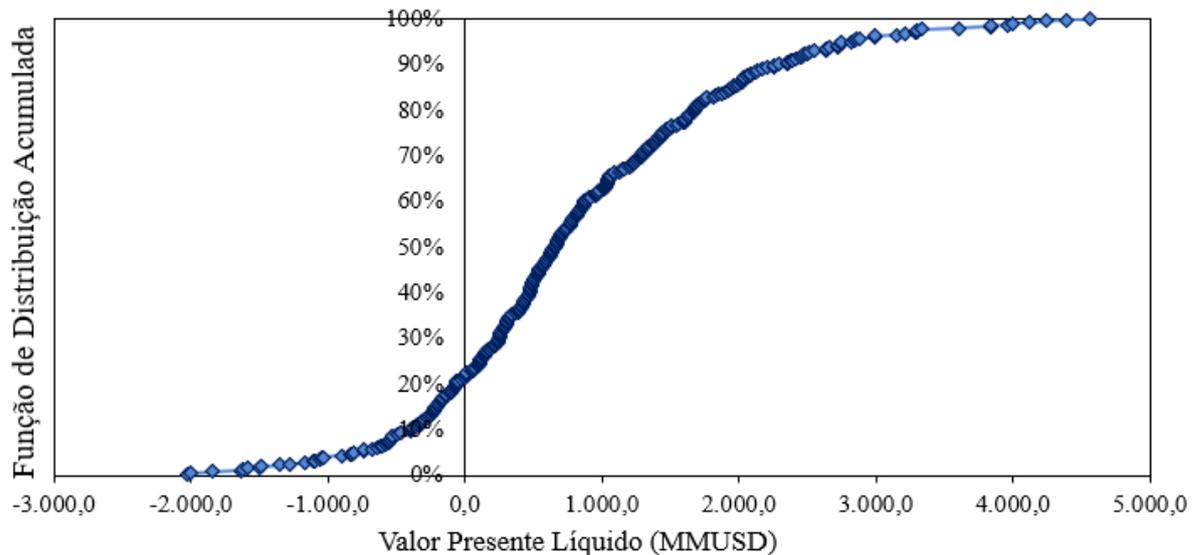
Observa-se, como esperado, que para valores nos quais o preço de venda da eletricidade é o mais elevado, combinado com o preço do gás natural mais baixo, resultam em um máximo para o valor presente líquido. De forma intuitiva, o oposto é constatado, isto é, para menores valores de venda da eletricidade, atrelados a maiores valores do gás natural, resultam em um mínimo para o NPV. O intuito dessa representação é delimitar possíveis tomadas de decisão frente as oscilações do mercado no que diz respeito aos valores do gás natural e da eletricidade.

Tabela 4.17 – Variação do preço mínimo de venda frente à variação do preço de venda da eletricidade na planta de cogeração.

		Preço de Venda da Eletricidade (USD/MWh)														
		67,7	77,4	87,0	96,7	106,4	116,0	125,7	135,4	154,7	174,1	193,4	212,8	232,1	251,4	270,8
Preço do Gás Natural (USD/t)	139	-63	150	363	576	789	1002	1215	1428	1854	2280	2706	3132	3558	3984	4409
	155	-129	89	302	515	728	941	1154	1367	1793	2218	2644	3070	3496	3922	4348
	170	-213	27	240	453	666	879	1092	1305	1731	2157	2583	3009	3435	3861	4287
	186	-297	-34	179	392	605	818	1031	1244	1670	2095	2521	2947	3373	3799	4225
	201	-381	-96	117	330	543	756	969	1182	1608	2034	2460	2886	3312	3738	4164
	217	-464	-174	56	269	482	695	908	1121	1547	1973	2398	2824	3250	3676	4102
	232	-555	-258	-6	207	420	633	846	1059	1485	1911	2337	2763	3189	3615	4041
	248	-648	-342	-67	146	359	572	785	998	1424	1850	2275	2701	3127	3553	3979
	263	-742	-426	-135	84	297	510	723	936	1362	1788	2214	2640	3066	3492	3918
	279	-835	-512	-219	23	236	449	662	875	1301	1727	2153	2578	3004	3430	3856
	309	-1021	-698	-387	-100	113	326	539	752	1178	1604	2030	2455	2881	3307	3733
	340	-1207	-885	-562	-264	-10	203	416	629	1055	1481	1907	2332	2758	3184	3610
	371	-1394	-1071	-748	-432	-141	80	293	506	932	1358	1784	2210	2635	3061	3487
	402	-1580	-1257	-935	-612	-309	-43	170	383	809	1235	1661	2087	2512	2938	3364
	433	-1766	-1444	-1121	-798	-477	-186	47	260	686	1112	1538	1964	2390	2815	3241
	464	-1953	-1630	-1307	-985	-662	-354	-76	137	563	989	1415	1841	2267	2692	3118
495	-2139	-1816	-1494	-1171	-848	-526	-231	14	440	866	1292	1718	2144	2570	2995	
526	-2325	-2003	-1680	-1357	-1035	-712	-399	-109	317	743	1169	1595	2021	2447	2872	
557	-2512	-2189	-1866	-1544	-1221	-898	-576	-276	194	620	1046	1472	1898	2324	2749	

Para finalizar a análise de incerteza, aplicou-se a metodologia de Monte Carlo com o objetivo de avaliar o risco de implementação da planta de cogeração de energia via ciclo combinado. Essa estimativa consiste numa abordagem estatística *what-if*, isto é, a avaliação de diferentes cenários oscilando simultaneamente diferentes parâmetros de processo com objetivo de obter uma predição do resultado em estudo. Nessa metodologia, são aplicadas oscilações nos parâmetros de forma aleatória dentro de um espaço amostral delimitado. No caso desse estudo realizado estabeleceu-se o intervalo de -50% e 100% para parâmetro, sendo eles o preço do gás natural, o preço do CO₂, preço da eletricidade, TMA e o CAPEX do projeto. Ao fim, é obtida uma função de distribuição acumulada frente ao indicador estudado, nesse caso o NPV. Observa-se na Figura 4.14 os resultados do vigente estudo.

Figura 4.14 – Diagrama Monte Carlo do projeto de cogeração de energia.



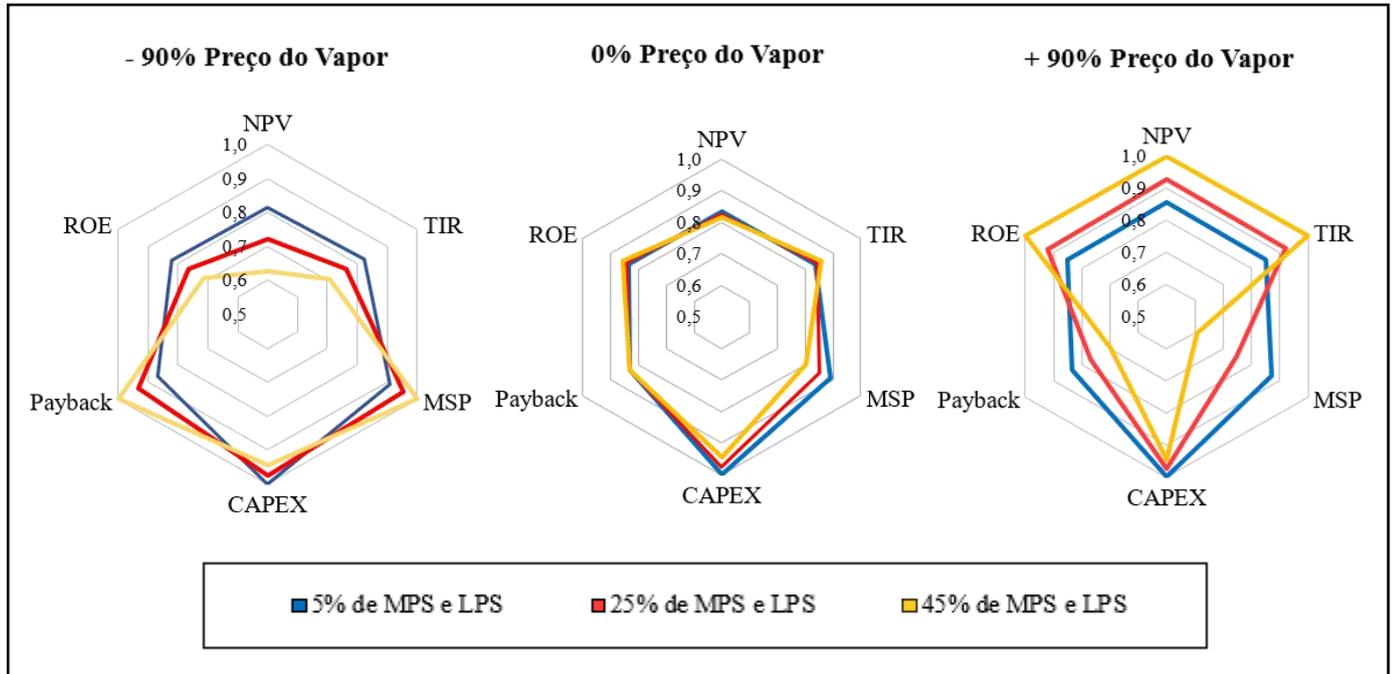
Como resultado geral, é possível observar um risco do projeto de 21,75% de implementação da planta de cogeração de energia via ciclo combinado. Essa porcentagem significa que em 87 dos 400 cenários hipotéticos simulados o NPV foi negativo, sendo esse descrito como o risco de implementação do projeto. Além disso, é importante mencionar que todos os projetos apresentam incertezas que estão associadas a diferentes fatores. Cabe aos investidores estudarem e avaliarem se esse risco deve ou não ser tomado.

4.2.11. Análise sensibilidade

Objetivando-se investigar os efeitos do preço do vapor sobre o processo de cogeração, realizou-se uma análise de sensibilidade no qual três cenários foram avaliados. Aplicou-se uma variação no preço do vapor de processo em 90% para mais e 90% para menos. Nessa avaliação

apenas foi considerado o preço do vapor de média pressão (18,6 UDS/t) com objetivo de simplificar a análise. Os principais resultados financeiros podem ser observados na Figura 4.15.

Figura 4.15 – Resultados da análise de sensibilidade variando-se o preço do vapor de processo.



Nessa avaliação é possível verificar quais os cenários apresentam melhores indicadores financeiros, isto é, menores valores para o MSP, menor *payback*, menor CAPEX, maior NPV, maior ROI e TIR. Como resultado geral, é possível verificar que no primeiro gráfico de teia (-90% do preço do vapor), o caso que apresenta os melhores indicadores financeiros é o que apresenta fração de vapor para o processo de 5% e o que apresenta os piores indicadores financeiro é o caso de 45% de fração de vapor. Nesse cenário, é verificado ser mais vantajoso produzir energia elétrica em detrimento de encaminhar o vapor para o processo.

Em seguida, avaliando-se o terceiro gráfico de teia, é possível avaliar que o cenário que apresenta os melhores indicadores financeiros é o cenário que encaminha 45% de vapor para o processo, e o cenário que apresenta os piores indicadores o cenário de que encaminha 5% de vapor para o processo. Com ambas essas análises juntas é possível concluir que existe um momento de inversão na qual dependendo-se do preço do vapor é mais vantajoso encaminhar o vapor para o processo ou gerar energia elétrica pelas turbinas. Importante salientar que ambas as análises foram realizadas com o preço do gás natural e eletricidade fixados em 278,5 USD/t e 135,39 USD/MWh, respectivamente.

5. CONCLUSÃO

Neste trabalho de conclusão de curso foram realizadas simulações computacionais do processo de cogeração de energia via ciclo combinado utilizando como combustível o gás natural. Para tal, utilizou-se o *software* Aspen Plus® Versão 11, adaptando-se o conceito do processo proposto para um ambiente computacional. Em seguida, realizou-se um planejamento de simulações variando-se a capacidade de geração de energia elétrica da planta e as frações de vapor de média e baixa pressão fornecidas ao processo, resultando-se, ao fim, em 27 cenários simulados.

Em seguida, através do *software* Aspen Process Economic Analyzer® Versão 11, foi possível dimensionar e cotar os equipamentos com o objetivo de estimar o CAPEX de cada uma das plantas avaliadas. O custo total de projeto para a cogeração via ciclo combinado no caso base de 100 MW foi de 136,87 MMUSD, para o caso base de 300 MW foi de 359,25 MMUSD e para o 500 MW foi de 524,63 MMUSD. Além disso, o CAPEX específico para cada caso base foi de 1.368,71 USD/kW, 1.197,50 USD/kW e 1.049,26 USD/kW, respectivamente.

Os custos operacionais totais das plantas de capacidade base de 100 MW, 300 MW e 500 MW foram de 53,6 MMUSD/ano, 150,98 MMUSD/ano e 244,05 MMUSD/ano, respectivamente. Além disso, foi possível calcular o custo operacional específico de cada capacidade avaliada resultando em 67,0 USD/MWh para o caso de 100 MW, 62,9 USD/MWh para o caso de 300 MW e 61,0 USD/MWh para o caso de 500 MW.

Através das estimativas de CAPEX e OPEX do projeto, encontrou-se um MSP de 80,6 USD/MWh para a capacidade base de 100 MW, 73,6 USD/MWh para a capacidade base de 300 MW e 69,3USD/MWh para a capacidade base de 500 MW. Foi possível notar o preço de venda da eletricidade é consideravelmente sensível ao preço do gás natural, visto que ele representa 50 - 60% de sua composição. É possível concluir que dentre todas as capacidades avaliadas, o preço mínimo de venda se mostra como competitivo frente ao preço da energia para o setor industrial brasileiro de 135,39 USD/MWh reportado pela ANEEL em 2021.

Além disso, pela avaliação do fluxo de caixa no horizonte de investimento aplicado, foi possível obter um valor presente líquido de 1.456 milhões de dólares, o tempo de *payback* foi de 2,5 anos e a taxa interna de retorno foi de 44,1%. Apesar do projeto apresentar elevado custo de investimento inicial, na escala de milhões de dólares, a planta apresenta grandes retornos

financeiros em um curto espaço de tempo, inferindo-se que o projeto apresenta elevado potencial de viabilidade econômica.

No que tange os modelos de equações propostos para estimativa da potência líquida e do CAPEX da planta, é possível afirmar que o modelo proposto apresenta a menor média de erro relativo frente aos modelos da literatura, apresentando erro relativo médio inferior a 5%. Pode-se concluir, também, que o conjunto de resultados da simulação e do modelo proposto são comparáveis tanto com os dados da literatura, quanto com dados de termelétricas brasileiras em operação. É possível inferir, também, que o modelo reduzido proposto neste trabalho de conclusão de curso, pode ser utilizado para diferentes hipóteses, respondendo-se uma série de perguntas que auxiliam nas tomadas de decisão para a plantas de cogeração. Além disso, o modelo apresenta o diferencial quando comparado com o modelo da literatura (GTW handbook, 2018), pois é capaz de associar informações não apenas da potência da planta, mas também, de vazão de gás natural e vapor para o processo, configurando-se assim maior robustez ao estudo.

Como conclusão geral, pode-se afirmar que as plantas de cogeração de energia via ciclo combinado operando com gás natural, são alternativas com alta viabilidade técnica e econômica de implementação. Além disso, como supracitado, os modelos propostos são capazes de prever com alta acurácia os custos de investimento e operacionais para a construção e funcionamento de uma unidade de cogeração de energia.

6. SUGESTÕES

Este trabalho foi focado na construção de simulações referentes ao processo de cogeração de energia via ciclo combinado. Durante o processo foram feitas estimativas e aproximações a fim de se criar um modelo reduzido para esse tipo de planta. Cabe ressaltar que poucos trabalhos apresentam explicações e detalhamentos de ciclos de cogeração via simulação computacional na literatura. Dessa forma, podem ser avaliados em trabalhos futuros:

- ❖ Avaliação e simulações de diferentes ciclos termodinâmicos e tipos de combustível;
- ❖ Comparação entre a viabilidade econômica de diferentes ciclos termodinâmicos a partir da demanda energética necessária;
- ❖ Desenvolvimento de curvas isoeconômicas ponderando a quantidade de energia elétrica e térmica para o processo, e a relação de preço entre eletricidade e vapor;
- ❖ Avaliar os impactos financeiros a partir da implementação de um módulo de captura de CO₂;

7. REFERÊNCIAS

AACE. **Cost estimate classification system - as applied in engineering, procurement, and construction for the process industries.** In: AACE International Recommended Practice No. 18R-97. Morgantown, WV, 2019.

AGÊNCIA BRASIL. Empresa Brasil de Comunicação. **Inaugurada a usina termelétrica de Ibitité.** 2002. Disponível em: <<https://memoria.ebc.com.br/agenciabrasil/node/608820>>. Acesso em: 25 jan. 2022.

AGÊNCIA BRASIL. Empresa Brasil de Comunicação. **Rio de Janeiro passará a exportador de energia com TermoRio.** 2004. Disponível em: <<https://memoria.ebc.com.br/agenciabrasil/noticia/2004-05-26/rio-de-janeiro-passara-exportador-de-energia-com-termorio>>. Acesso em: 25 jan. 2022.

AHMED, Awais *et al.* Design methodology of heat recovery steam generator in electric utility for waste heat recovery. **International Journal of Low-Carbon Technologies.** Egypt, p. 369-379. 12 set. 2018. Disponível em: <<https://doi.org/10.1093/ijlct/cty045>>. Acesso em: 15 dez. 2021

ANEEL, Agência Nacional de Energia Elétrica. **Relatórios de Consumo e Receita de Distribuição,** 2022. Disponível em: <<https://www.aneel.gov.br/relatorios-de-consumo-e-receita>>. Acesso em: 15 jan. 2022.

BCB, Banco Central do Brasil. **Risco País:** série de perguntas mais frequentes. Cidadania Financeira, 2009. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/content/cidadaniafinanceira/Documents/publicacoes/serie_pmf/FAQ%2009-Risco%20País.pdf>. Acesso em: 25 fev. 2022.

BAZZO, E. **Geração de Vapor.** 2. Ed. Florianópolis: Editora da UFSC, 1992, 216p.

BNDES, Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. **BNDES aprova financiamento de R\$ 750 milhões para termelétrica no RJ.** 2004. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/imprensa/noticias/conteudo/20040331_not762>. Acesso em: 25 jan. 2022.

BRANCO, Fabiano Pagliosa. **Análise Termoeconômica de uma Usina Termoelétrica a Gás Natural Operando em Ciclo Aberto e Ciclo Combinado.** 156 f. Dissertação (Mestrado) -

Curso de Engenharia Mecânica, A Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, São Paulo, 2005.

BREALEY, R. A.; MYERS, S. C. **Principles of Corporate Finance**. Columbus: Mc Graw Hill, 2003

ÇENGEL, Yunus A.; BOLES, Michael A. **Thermodynamics: An Engineering Approach**. 8. ed. New York: McGraw-Hill Education, 2015.

CLARIVATE ANALYTICS. Web of Science. Disponível em: <<https://www.webofscience.com>>. Acesso em: 15 jan. 2022.

E&E, Econômica e Energia. **Setor Energético Brasileiro**. 2000. Disponível em: <<https://ecen.com/matriz/eee25/ener2000.htm>>. Acesso em: 25 jan. 2022.

ELETROBRAS. Amazonas Energia. **Relatório de Administração**. 2014. Disponível em: <<https://website.amazonasenergia.com/wp-content/uploads/2021/01/Relatório-de-Administração-2014.pdf>>. Acesso em: 25 jan. 2022.

EM, Eletricidade Moderna. **UTE GNA 1 entra em operação no Porto do Açu**. 2021. Disponível em: <<https://www.arandanet.com.br/revista/em/noticia/2991-UTE-GNA-1-entra-em-operacao-no-Porto-do-Acu.html>>. Acesso em: 25 jan. 2022.

EMBER. **Daily Carbon Prices**. Disponível em: <<https://ember-climate.org/data/carbon-price-viewer/>>. Acesso em: 15 jan. 2022.

EPE, **Empresa de Pesquisa Energética**, "Energia Termelétrica - Gás Natural, Biomassa, Carvão, Nuclear", Rio de Janeiro, 2022.

EPE, **Empresa de Pesquisa Energética**, “Balanço Energético Nacional 2020 - Relatório Síntese, ano base 2019,” Ministério de Minas e Energia, Rio de Janeiro, 2020. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/balanco-energetico-nacional-2020>>. Acesso em 14 jan. 2022.

EWT, Water Technology (Germany). **Thermal Deaeration Plant**. 2021. Disponível em: <<https://www.ewt-wasser.de/en/product/deaerator-bfw-tank.html>>. Acesso em: 15 jan. 2022.

FEDERAL REVERSE BANK OF MINNEAPOLIS. **Consumer Price Index, 1913-**. Disponível em: <https://www.minneapolisfed.org/about-us/monetary-policy/inflation-calculator/consumer-price-index-1913->>. Acesso em: 26 jan. 2022

GASNET. **El Paso continua a investir no Brasil**. 2002. Disponível em: <https://www.gasnet.com.br/Conteudo/Detalhe/528>. Acesso em: 25 jan. 2022.

GHOREYSHI, Seyed Mostafa. **Development of an Ultra-High Efficiency Gas Turbine Engine (UHEGT) With Stator Internal Combustion: Design, Off-Design, and Nonlinear Dynamic Operation**. 2018. 192 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Mecânica, Texas A&M University, Texas, 2018.

GOOGLE FINANCE. Disponível em: <https://www.google.com/finance/>. Acesso em: 26 jan. 2022.

Governo de São Paulo. **Termelétrica Nova Piratininga entra em funcionamento**. 2002. Disponível em: <https://www.saopaulo.sp.gov.br/eventos/termelétrica-nova-piratininga-entra-em-funcionamento/>. Acesso em: 25 jan. 2022.

GTW Handbook. **Gas Turbine World**. 33v, Pequot Publishing, 2018.

HUNT, James. **Heat Recovery Steam Generators Design Options and Benefits**. Power Engineering International. United Kingdom, 1, maio, 2008. Disponível em: <https://www.powerengineeringint.com/coal-fired/equipment-coal-fired/heat-recovery-steam-generators-design-options-and-benefits/>. Acessado em 8, dezembro de 2021.

IBGE, Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Inflação**. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/explica/inflacao.php>. Acesso em: 16 jan. 2022.

IDB, Inter-American Development Bank. **IDB approves \$192.4 million for private sector power plant in Pernambuco**. 2001. Disponível em: <https://www.iadb.org/en/news/news-releases/2001-12-13/idb-approves-1924-million-for-private-sector-power-plant-in-pernambuco%2C1093.html>. Acesso em: 25 jan. 2022.

IEMA, Instituto de Energia e Meio Ambiente, “Base de dados,” 2021. Disponível em: <http://usinas.energiaeambiente.org.br/about>. Acesso em 14 jan. 2022

Intratec Solutions. Disponível em: <https://www.intratec.us>. Acesso em: 22 Dez. 2021

IPEA DATA. **EMBI+ Risco Brasil**. Disponível em: <http://www.ipeadata.gov.br>. Acesso em: 26 jan. 2022.

KEHLHOFER, R. **Combined-Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants**. 2. Ed. Oklahoma: PennWell, 1997. 199 p.

KISLANSKY, Simão Brito. **Maximização da Eficiência do Ciclo Combinado de Unidade Termoeétrica Através da Modelagem e Simulação Computacional**. 2017. 147 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

LAGEMANN, V. **Combustão em Caldeiras Industriais: Óleo e Gás Combustível**. 1 ed. Interciência, 2016. 282 p.

LUYBEN, William L. **Principles and Case Studies of Simultaneous Design**. Estados Unidos da América: Wiley, 1990. 292 p.

MACROTRENDS. **10 Year Treasury Rate - 54 Year Historical Chart**. Disponível em: <<https://www.macrotrends.net/2016/10-year-treasury-bond-rate-yield-chart>>. Acesso em: 26 jan. 2022.

MME (Brasil); Colaboração Empresa de Pesquisa Energética – EPE. **Plano Nacional de Energia, 2030**. Brasília, 2007. Ministério das Minas e Energia – MME. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes>>. Acesso em 14 jan. 2022.

MONTEIRO, A. L. O. **Simulação da Central de Cogeração da Refinaria de Matosinhos (Petrogal)**. 2013. 106 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto Superior de Engenharia do Porto, Instituto Politécnico do Porto, Porto, Portugal, 2013.

NIFES, National Industrial Fuel Efficiency Services. **Boiler Operator's Handbook**. 2. ed. London: Graham & Trotman, 1981. 151 p.

OECD, Organization of Economic Co-Operation and Development. **Statutory Corporate Income Tax Rates**. Disponível em: <https://stats.oecd.org/Index.aspx?DataSetCode=CTS_CIT>. Acesso em: 26 jan. 2022.

ONS, **Operador Nacional do Sistema Elétrico**, “Geração de Energia”, Rio de Janeiro, 2022. Disponível em: <http://www.ons.org.br/Paginas/resultados-da-operacao/historico-da-operacao/geracao_energia.aspx>. Acesso em 14 jan. 2022.

PERRY, Robert H; GREEN, Don W. **Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. New York: McGraw Hill Book Co., 1999.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. **Plant design and economics for chemical engineers**. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

PETROBRAS. **Petrobras inaugura Usina Termelétrica (UTE) Euzébio**. 2010. Disponível em: <https://www.agenciapetrobras.com.br/Materia/ExibirMateria?p_materia=8091>. Acesso em: 25 jan. 2022.

PETROBRAS. **Termelétrica Baixada Fluminense já está gerando 344 MW**. 2014. Disponível em: <https://www.agenciapetrobras.com.br/Materia/ExibirMateria?p_materia=975990>. Acesso em: 25 jan. 2022.

PETROBRAS. **N-1674: Projeto de Arranjo de Instalações Industriais Terrestres de Petróleo, Derivados, Gás Natural e Álcool**. Rio de Janeiro: Petrobras, 2008. 91 p.

PwC, PRICEWATERHOUSECOOPERS (São Paulo). **Lauda da Avaliação da Biotoscana Investmenst S.A.** Rio de Janeiro, 2019. 55 p.

RAMOS, Ricardo Alan Verdú; SILVA, João Batista Campos. **Máquinas Hidráulicas e Termicas**. São Paulo: Universidade Estadual Paulista, 2009. Disponível em: <<http://www.dem.feis.unesp.br/intranet>>. Acesso em: 16 jan. 2022.

SADHUKHAN, J.; NG, K. S.; HERNANDEZ, E. M. **Biorefineries and Chemical Processes: Design, Integration and Sustainability Analysis**. 1st ed. John Wiley & Sons, 2014. 680 p.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 1st ed. Elsevier, 2008. 1303 p.

TURBIVAP. **Turbinas a Vapor em Contrapressão**. 2020. Disponível em: <<https://turbivap.com.br/turbina-a-vapor-de-contrapressao/>>. Acesso em: 16 jan. 2022.

TURTON, R. *et al.* **Analysis, Synthesis, and Desing of Chemical Processes**. New Jersey: Pearson Education, Inc., 2018.

W. L. Luyben, **Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers**, 2a ed., 1990, McGraw-Hill International Editions.

WINTERBONE, Desmond E.; TURAN, Ali. **Advanced Thermodynamicsfor Engineers**. 2. ed. Amsterdam: Elsevier, 1997.

YAHOO FINANCE. Disponível em: <https://finance.yahoo.com>. Acesso em: 26 jan. 2022.

APÊNDICE A

No presente apêndice são apresentados os resultados das correntes de processos nas simulações realizadas para os três casos base. São apresentadas três tabelas sendo a Tabela A.1 referente à capacidade de 100 MW, a Tabela A.2 referente à capacidade de 300 MW e a Tabela A.3 referente à capacidade de 500 MW.

Tabela A.1 – Resultados das correntes de processo do caso de 100 MW (continua).

Correntes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura (°C)	35,0	426,6	35,0	1230,0	589,4	509,7	339,6	177,8	101,9	317,0
Pressão (bar)	1,0	14,5	14,5	14,1	1,0	1,0	1,0	1,0	108,6	108,6
Fração de vapor	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0
Fração Líquida	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0
Vazão mássica (t/h)										
Metano	0,0	0,0	13,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pentano	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,0	0,0	0,0	43,4	43,4	43,4	43,4	43,4	0,0	0,0
N ₂	515,2	515,2	0,4	515,5	515,5	515,5	515,5	515,5	0,0	0,0
H ₂ O	0,0	0,0	0,0	34,2	34,2	34,2	34,2	34,2	103,9	103,9
O ₂	156,4	156,4	0,0	94,5	94,5	94,5	94,5	94,5	0,0	0,0
Vazão mássica total (t/h)	671,6	671,6	16,1	687,6	687,6	687,6	687,6	687,6	103,9	103,9

Tabela A.1 – Resultados das correntes de processo do caso de 100 MW (continua).

Correntes	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperatura (°C)	317,0	317,0	317,0	540,0	270,7	263,7	50,0	263,7	139,6	263,7
Pressão (bar)	108,6	108,6	108,6	108,6	17,8	11,8	11,8	11,8	3,5	11,8
Fração de vapor	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0
Fração Líquida	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0	0,0
Vazão mássica (t/h)										
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pentano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂ O	103,9	1,0	102,9	102,9	102,9	12,9	12,9	12,9	12,9	77,2
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Vazão mássica total (t/h)	103,9	1,0	102,9	102,9	102,9	12,9	12,9	12,9	12,9	77,2
Correntes	20-B	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura (°C)	146,8	145,9	50,0	145,9	139,6	145,9	145,9	48,3	48,3	48,3
Pressão (bar)	3,9	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	0,1	0,1	3,5
Fração de vapor	1,0	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0	1,0	0,9	0,0	0,0

Tabela A.2 - Resultados das correntes de processo do caso de 300 MW (conclusão).

Correntes	20-B	22	23	24	25	26	27	28	29	30
N ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂ O	231,5	38,6	38,6	38,6	38,6	18,9	135,4	135,4	135,4	135,4
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Vazão mássica total (t/h)	231,5	38,6	38,6	38,6	38,6	18,9	135,4	135,4	135,4	135,4
Correntes	31	32	33	34						
Temperatura (°C)	25,0	25,0	99,9	99,9						
Pressão (bar)	1,0	3,5	3,5	3,5						
Fração de vapor	0,0	0,0	0,0	0,0						
Fração Líquida	1,0	1,0	1,0	1,0						
Vazão mássica (t/h)										
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Butano	0,0	0,0	0,0	0,0						
I-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Pentano	0,0	0,0	0,0	0,0						
CO ₂	0,0	0,0	0,0	0,0						
N ₂	0,002	0,002	0,000	0,002						
H ₂ O	139,0	139,0	519,5	5,2						
O ₂	0,001	0,001	0,000	0,001						
Vazão mássica total (t/h)	83,4	83,4	311,7	3,2						

Tabela A.3 – Resultados das correntes de processo do caso de 500 MW (continua).

Correntes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura (°C)	35,0	426,6	35,0	1230,0	589,4	509,7	339,6	177,8	101,8	317,0
Pressão (bar)	1,0	14,5	14,5	14,1	1,0	1,0	1,0	1,0	108,6	108,6
Fração de vapor	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0
Fração Líquida	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0
Vazão mássica (t/h)										
Metano	0,0	0,0	68,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etano	0,0	0,0	7,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Butano	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Butano	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pentano	0,0	0,0	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,0	0,0	0,2	217,0	217,0	217,0	217,0	217,0	0,0	0,0
N ₂	2575,8	2575,8	1,8	2577,6	2577,6	2577,6	2577,6	2577,6	0,0	0,0
H ₂ O	0,0	0,0	0,0	170,8	170,8	170,8	170,8	170,8	519,5	519,5
O ₂	782,1	782,1	0,0	472,7	472,7	472,7	472,7	472,7	0,0	0,0
Vazão mássica total (t/h)	3357,9	3357,9	80,3	3438,2	3438,2	3438,2	3438,2	3438,2	519,5	519,5
Correntes	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperatura (°C)	317,0	317,0	317,0	540,0	270,7	263,7	50,0	263,7	139,6	263,7
Pressão (bar)	108,6	108,6	108,6	108,6	17,8	11,8	11,8	11,8	3,5	11,8
Fração de vapor	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,0	1,0	0,0	1,0

Tabela A.3 – Resultados das correntes de processo do caso de 500 MW (continua).

Correntes	20-B	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
I-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Pentano	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
N ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂ O	385,8	64,3	64,3	64,3	64,3	31,5	225,6	225,6	225,6	225,6
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Vazão mássica total (t/h)	385,8	64,3	64,3	64,3	64,3	31,5	225,6	225,6	225,6	225,6
Correntes	31	32	33	34						
Temperatura (°C)	25,0	25,0	99,9	99,9						
Pressão (bar)	1,0	3,5	3,5	3,5						
Fração de vapor	0,0	0,0	0,0	0,0						
Fração Líquida	1,0	1,0	1,0	1,0						
Vazão mássica (t/h)										
Metano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Etano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Propano	0,0	0,0	0,0	0,0						
Butano	0,0	0,0	0,0	0,0						

Tabela A.3 – Resultados das correntes de processo do caso de 500 MW (conclusão).

Correntes	31	32	33	34
I-Butano	0,0	0,0	0,0	0,0
Pentano	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	0,0	0,0	0,0	0,0
N ₂	0,003	0,003	0,0	0,003
H ₂ O	139,0	139,0	519,5	5,2
O ₂	0,001	0,001	0,0	0,001
Vazão mássica total (t/h)	139,0	139,0	519,5	5,3

APÊNDICE B

No presente apêndice, é apresentado o desenvolvimento da simulação computacional e a adaptação do PFD ao PSD, tal como: variáveis de entrada do processo, artifícios de simulação e fluxograma do ambiente computacional.

De modo semelhante à descrição da planta apresentada no Tópico 3.1, é possível descrever a simulação de acordo com as correntes de processo, equipamentos empregados e equações como pode ser observado no diagrama de simulação de processo (PSD) apresentado na Figura B.1. Inicialmente a corrente contendo o gás comburente (1) à 35°C e 1 bar é encaminhada a um compressor (K-101) e pressurizada até 14,5 bar. Para o compressor, foi definida uma eficiência isentrópica de 87% e mecânica de 99% (Branco, 2005). Em seguida, a corrente de ar após o processo de compressão (2) é encaminhada para a câmara de combustão (R-101) junto à corrente contendo gás natural (3) a 35 °C e 14,7 bar. De modo a obter a queima do gás natural, a câmara de combustão foi definida como um reator estequiométrico a 1230°C e 14,3 bar.

Com objetivo de definir a vazão de ar em função da vazão de gás natural, foi construído um *calculator block* (VAZÃO-AR). Essa ferramenta é utilizada como um agente modificador de parâmetros de processo a partir de equações pré-estabelecidas pelo simulador. Para a primeira equação avalia-se toda a quantidade estequiométrica de gás oxigênio necessária para consumir todos os componentes do gás natural que entram no sistema e seu respectivo teor de excesso. Importante ressaltar que a proporção de excesso mássico de ar foi definida como 41,8% (Branco, 2005). Em seguida, a partir da relação entre oxigênio e nitrogênio no ar é possível encontrarmos a vazão molar total de gás nitrogênio que entra ao sistema. O resultado referente às diferentes vazões de gás natural aplicados para cada capacidade podem ser observados na Tabela B.1. Além disso, as equações empregadas podem ser observadas abaixo:

$$MO_2 = (MET \cdot 2 + ETAN \cdot 3.5 + PROP \cdot 5 + IBUT \cdot 6.5 + NBUT \cdot 6.5 + PENT \cdot 8) \cdot \left(1 + \frac{EXC}{100}\right) \quad \text{Equação B.1}$$

$$MN_2 = MO_2 \cdot \left(\frac{79}{21}\right) \quad \text{Equação B.2}$$

tal que MO_2 é a vazão molar de oxigênio (mol/s), MET é a vazão molar de metano (mol/s), ETAN é a vazão molar de etano (mol/s), PROP é a vazão molar de propano (mol/s), NBUT é a vazão molar de N-butano (mol/s), IBUT é a vazão molar de isobutano (mol/s), PENT é a vazão

molar de pentano (mol/s), MN_2 é vazão molar de nitrogênio (mol/s) e EXC é a proporção de excesso de ar necessária para que haja a queima e manutenção da temperatura dentro da câmara.

Tabela B.1 - Resultados de vazão de ar aplicadas para cada capacidade.

Capacidade (MW)	Vazão de gás natural (t/h)	Vazão de ar (t/h)
100	16,1	671,6
300	48,2	2.014,7
500	80,3	3.357,9

Em seguida, a corrente após o processo de combustão (4) é encaminhada para uma turbina a gás (T-101) responsável pelo processo de expansão dos gases quentes fornecendo trabalho e conseqüentemente energia elétrica à planta. A turbina empregada no sistema foi definida como isentrópica com eficiência 92%, expandindo os gases até a pressão 1 bar. Na Tabela B.2 é possível observar a potência fornecida pelas turbinas em cada uma das capacidades aplicadas, a potência dos compressores, a potência líquida do processo e as temperaturas de saídas dos gases expandidos.

Tabela B.2 - Dados dos equipamentos das turbinas a gás.

Capacidade (MW)	Potência ao compressor (MW)	Potência da turbina a gás (MW)	Potência Líquida (MW)
100	76,9	153,2	76,3
300	230,7	459,7	228,9
500	384,5	766,1	381,6

Após o processo de expansão pela turbina a gás, os gases quentes (5) são encaminhados para uma bateria de trocadores de calor (E-101, E-102 e E-103) que representam a caldeira de recuperação de calor. Para o superaquecedor (E-101) foi definida a temperatura de 540 °C para a saída do fluido frio (14), isto é, o vapor superaquecido. Para o evaporador (E-102), a corrente contendo o fluido quente (6) é responsável por vaporizar a corrente de água (10) trocando-se apenas calor latente nesse processo. Para esse trocador, foi definido como 1 a fração de vaporização da corrente de saída do fluido frio. Além disso, após o processo de vaporização, a corrente de vapor (11) foi encaminhada para um separador (SP-101) com objetivo de representar uma perda de 1% de vapor (*blowdown*). Por fim, a corrente quente na saída do evaporador (E-102) é encaminhada para o economizador (E-103) responsável por pré-aquecer a água alimentada no processo (9). Nesse trocador, definiu-se a fração de vaporização como zero e os gases residuais (8) descartados após essa etapa.

Posteriormente, o vapor superaquecido gerado durante o processo (14) é encaminhado para uma turbina à vapor em contrapressão (T-102) e expandido até 18 bar. Tanto para a turbina citada quanto para as turbinas a vapor seguintes (T-103 e T-104) foram especificadas as eficiências isentrópicas de 86%. Nesse processo é gerado trabalho mecânico ao sistema que posteriormente é convertido em energia elétrica. Importante salientar, que para a construção da simulação houve a necessidade de considerar duas turbinas em contrapressão (T-102 e T-103) para a expansão do vapor e gerar dois níveis de vapor a ser utilizado na planta. Contudo, para a análise econômica, ambas as turbinas representam um único equipamento com dois níveis de retirada de vapor. Após isso, a corrente de vapor (15) é encaminhada para um *splitter* (SP-102) responsável por dividir as correntes em três. Para esse sistema foi definido uma queda de pressão de 6 bar, e as frações do *splitter* foram variadas de acordo com cada simulação realizada. Para tal, realizou-se um *calculator block* (SPLIT) com o objetivo de colocar as frações de separação em função da fração de vapor que é encaminhada para o processo. As equações seguem como:

$$SPLIT_{18} = \frac{PARAM_1}{2} \quad \text{Equação B.3}$$

$$SPLIT_{20} = 1 - PARAM_1 \quad \text{Equação B.4}$$

tal que $SPLIT_{18}$ é a fração da corrente de vapor que é encaminhada para o processo de forma indireta, $SPLIT_{20}$ é a fração que é encaminhada para a segunda turbina em contrapressão e

PARAM₁ é a fração total de vapor de média pressão que é encaminhada para o processo. Os diferentes valores considerados para cada uma das simulações foram apresentados anteriormente na Tabela 3.4.

Em seguida, a corrente contendo vapor (16) é encaminhada a um trocador de calor (E-104) responsável por simular o vapor direto que é encaminhado à planta. Para esse trocador especificou-se a temperatura de saída da corrente quente (17) como 50 °C e a queda de pressão de zero. Essa corrente é posteriormente descartada do processo. Além disso, a corrente contendo vapor (18) é encaminhada a um trocador de calor (E-105) que tem como objetivo simular o vapor que é encaminhado ao processo de forma indireta. Para esse trocador, especificou-se a fração de vapor como sendo zero e a queda de pressão de 8,5 bar. A corrente resfriada (19) é então encaminhada ao desaerador (V-101). É importante ressaltar que durante a simulação especificou-se que a proporção de vapor direto e indireto seriam iguais.

A corrente após ser expandida pela primeira turbina a vapor em contrapressão (20) é então encaminhada para a segunda turbina em contrapressão (T-102) que expande o vapor à 4 bar, fornecendo trabalho mecânico à planta. A corrente subsequente (20-B) é então encaminhada para um *splitter* (SP-103) que é responsável por dividir a corrente em quatro. Para esse equipamento, empregou-se um *design spec* (SPLIT26) que calcula a fração da corrente de vapor (20-B) que é encaminhada para o desaerador (V-101). O objetivo desse artifício é calcular a quantidade necessária de vapor (26) que deve ser encaminhada para o desaerador para que sua temperatura seja mantida à 100 °C. Além disso, empregou-se uma queda de pressão de 0,5 bar e aplicou-se o mesmo *calculator block* utilizado anteriormente (SPLIT) com o objetivo de calcular as frações de divisão de cada corrente em função da quantidade de vapor de baixa pressão encaminhada para a planta. As equações referentes a essa etapa são apresentadas seguir:

$$SPLIT_{24} = 2 \cdot \frac{PARAM_2}{SPLIT_{20}} \quad \text{Equação B.5}$$

$$SPLIT_{22} = SPLIT_{24} \quad \text{Equação B.6}$$

tal que SPLIT₂₄ é a fração da corrente de vapor de baixa pressão que é encaminhada para o processo de forma indireta, SPLIT₂₂ é a fração de vapor direto encaminhada para o processo, SPLIT₂₀ é a fração de vapor encaminhada para a segunda turbina em contrapressão e PARAM₂

é a fração total de vapor de baixa pressão que é encaminhada para o processo. Os diferentes valores assumidos para cada uma das simulações podem ser observados na Tabela 3.4.

Em seguida, a corrente contendo vapor de baixa pressão (22) é encaminhada a um trocador de calor (E-106) responsável por simular o vapor direto que é encaminhado a planta. Para esse trocador especificou-se a temperatura de saída da corrente quente (23) como 50 °C e a queda de pressão de zero. Essa corrente é posteriormente descartada do processo. Além disso, a corrente contendo vapor (24) é encaminhada a um trocador de calor (E-107) que tem como objetivo simular o vapor que é encaminhado ao processo de forma indireta. Para esse trocador, especificou-se a fração de vapor como sendo zero. Da mesma forma que o vapor de média pressão, a proporção entre vapor de baixa pressão que é encaminhado para o processo de forma direta e indireta foram consideradas iguais. A corrente resfriada (25) é então encaminhada para ao desaerador (V-101).

Além disso, foi possível observar como resultado de cada uma das simulações realizadas as quantidades de calor total fornecidas em cada troca térmica, isto é, o calor fornecido ao processo através do vapor de média e baixa pressão. As vazões de vapor geradas, estão dispostas na Tabela B.3.

Ademais, a corrente contendo vapor de baixa pressão (27) é encaminhada para uma turbina de condensação (T-104) responsável por condensar parcialmente o vapor e gerar trabalho mecânico à planta. Nessa turbina foi especificado a pressão de saída do vapor (28) como 0,1 bar. Em seguida, a corrente de vapor condensado parcialmente (28) é encaminhada para um trocador de calor (E-108) que é responsável por condensar completamente o vapor inserido. Nesse trocador especificou-se fração de vaporização como zero, saindo-se apenas líquido ao fim da troca térmica. A corrente líquida (29) é então bombeada (P-102) para o desaerador (V-101) que opera a 3,5 bar. Todas as bombas inseridas na planta em estudo (P-101, P-102 e P-103) foram especificadas com 75% de eficiência.

Tabela B.3 – Resultados das quantidades de calores fornecidos nas simulações realizadas e suas respectivas vazões.

Casos	Calor de Vapor de Média (MW)	Calor de Vapor de Baixa (MW)	Vapor de Baixa Direto e Indireto (t/h)	Vapor de Média Direto e Indireto (t/h)
1	34,1	31,3	23,1	23,1
2	6,81	56,4	41,7	4,63
3	61,3	6,27	4,63	41,7
4	18,9	17,4	12,9	12,9
5	3,78	31,3	23,1	2,57
6	34,1	3,48	2,57	23,1
7	3,78	3,48	2,57	2,57
8	0,76	6,27	4,63	0,51
9	6,81	0,70	0,51	4,63
10	102	94,0	69,4	69,4
11	20,4	169	125	13,9
12	184	18,8	13,9	125
13	56,7	52,2	38,6	38,6
14	11,3	94,0	69,4	7,72
15	102	10,4	7,72	69,4
16	11,3	10,4	7,72	7,72
17	2,27	18,8	13,9	1,54
18	20,4	2,09	1,54	13,9
19	170	157	116	116
20	34,1	282	208	23,1
21	307	31,3	23,1	208
22	94,6	87,0	64,3	64,3
23	18,9	156	116	12,9
24	170,3	17,4	12,9	116
25	18,9	17,4	12,9	12,9
26	3,78	31,3	23,1	2,57
27	34,1	3,48	2,57	23,1

Em seguida, a corrente de água de *make-up* (31) é então bombeada (P-101) para o desaerador com o objetivo de manter a quantidade de vapor de processo constante. Para tal definiu-se uma proporção vapor/gás natural de 6,47. Essa proporção foi definida de modo a

manter a eficiência do processo de cogeração como 80%. A partir da vazão total de água necessária para o sistema e as perdas provenientes do processo, foi possível determinar através de um *calculator block* a vazão de água de *make-up* necessária para cada simulação. Os resultados encontrados para cada análise podem ser observados na Tabela B.4.

Tabela B.4 – Resultados das quantidades de água de *make-up* necessária nas simulações realizada.

Casos	Vazão de Água de Make-up (t/h)
1-3	48,4
4-6	27,8
7-9	7,23
10-12	145
13-15	83,4
16-18	21,7
19-21	242
22-24	139
25-27	36,2

O desaerador (**V-101**) foi especificado como um vaso de separação do tipo *sep* que opera a 3,5 bar e 100 °C (EWT, 2021). Esse equipamento é responsável por retirar o ar dissolvido na água e descartá-lo (**34**). Para esse sistema, considerou-se que 1% de água é perdida durante essa separação. Seguidamente, a corrente contendo água livre de gases (**33**) é então bombeada (**P-103**) à 110 bar e encaminhada ao processo reiniciando o ciclo de cogeração.

APÊNDICE C

No presente apêndice são apresentados os parâmetros operacionais dos equipamentos cotados, assim como seu custo para a cogeração em ciclo combinado. São apresentadas três tabelas sendo a Tabela C.1 referente à capacidade de 100 MW, a Tabela C.2 referente à capacidade de 300 MW e a Tabela C.3 referente à capacidade de 500 MW.

Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (continua).

Item	Cenários								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Caldeira de Recuperação de Calor								
TAG	E-101								
Descrição do Equipamento	Field Erected Boiler Unit								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	STM BOILER								
Área de transferência de calor (m ²)	199,41								
Material do casco	Aço carbono (CS)								
Vazão (t/h)	103,9								
Graus de superaquecimento (°C)	55								
Peso (t)	85,7								
Pressão manométrica do vapor (kPag)	6890,0								
Custo do equipamento (USD)	1.597.100								
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Turbina a Gás								
TAG	T-101								
Descrição do Equipamento	Gas turbine with combustion chamber								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	GAS								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								

Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (continua).

Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Fração de vapor na saída					1				
Material					Aço carbono (CS)				
Peso (t)					572				
Potência (kW)					-153.221,91				
Custo do equipamento (USD)					49.741.000				
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Turbina a vapor								
TAG	T-102								
Descrição do Equipamento	Steam turbine driver, non-condensing								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	NON COND								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								
Fração de vapor na saída	1								
Material	Aço carbono (CS)								
Peso (t)	106	98,7	93,6	93,2	108,7	108,7	83,3	103,8	103,3
Potência (kW)	19.399	17.800	16.700	16.600	20.000	20.000	14.500	18.913	18.800
Custo do equipamento (USD)	7.434.600	6.966.200	6.638.100	6.608.000	7.608.200	7.608.200	5.965.300	7.293.300	7.260.300
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Turbina de condensação								
TAG	T-104								
Descrição do Equipamento	Steam turbine driver, condensing type								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	CONDENSING								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								
Fração de vapor na saída	0,87								
Material	Aço carbono (CS)								
Peso (t)	50,7	30,3	6,0	30,3	30,3	50,7	6,0	50,7	6,0

Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (continua).

Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Potência (kW)	11.679,4	6.285,5	891,8	6.285,0	6.285,0	11.679,5	892,7	11.679,6	891,2
Custo do equipamento (USD)	2.137.500	1.337.700	166.800	1.337.600	1.337.600	2.137.500	167.000	2.197.500	166.700
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Desaerador								
TAG	V-101								
Descrição do Equipamento	Horizontal drum								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	HORIZ DRUM								
Material do casco	CS								
Tempo de residência (t)	30								
Volume (m ³)	83,4								
Diâmetro (m)	3,2								
Altura (m)	10,4								
Pressão (kPag)	418,7								
Peso (t)	12,6								
Custo do Equipamento (USD)	85.100								
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Bomba de make-up de água								
TAG	P-101								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	2,61	10,02	17,43	10,02	10,02	2,61	17,43	2,61	17,43
Peso (t)	0,10	0,14	0,25	0,14	0,14	0,1	0,25	0,1	0,25
Potência (kW)	1,11	4,00	5,78	4,00	4,00	1,11	5,78	1,11	5,78
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								

Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (continua).

Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Custo do Equipamento (USD)	8.600	12.200	14.600	12.200	12.200	8.600	14.600	8.600	14.600
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Bomba de condensação								
TAG	P-102								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	30,69	16,52	2,34	16,52	16,52	30,69	2,34	30,69	2,34
Peso (t)	0,10	0,27	0,11	0,27	0,27	0,10	0,11	0,10	0,11
Potência (kW)	15,00	11,00	2,22	11,00	11,00	15,00	2,22	15,00	2,22
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								
Custo do Equipamento (USD)	19.200	15.000	9.000	15.000	15.000	19.200	9.000	19.200	9.000
Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Bomba de alimentação								
TAG	P-103								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	39,67								
Peso (t)	8,5								
Potência (kW)	600,00								
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								
Custo do Equipamento (USD)	648.800								

Tabela C.1 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 100 MW (conclusão).

Item	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Equipamento	Tratamento de água								
TAG	V-102								
Descrição do Equipamento	QUOTE								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	DEMINERAL								
Material	Aço Carbono								
Modo de operação	AUTO								
Vazão líquida (L/s)	7,2	27,8	48,4	27,8	27,8	7,2	48,4	7,2	48,4
Custo do Equipamento (USD)	85.100	90.600	123.500	90.600	90.600	85.100	123.500	85.100	123.500

Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (continua).

Item	Cenários								
	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Caldeira de Recuperação de Calor								
TAG	E-101								
Descrição do Equipamento	Field Erected Boiler Unit								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	STM BOILER								
Área de transferência de calor (m ²)	199,41								
Material do casco	Aço carbono (CS)								
Vazão (t/h)	311,7								
Graus de superaquecimento (°C)	55								
Peso (t)	156,4								
Pressão manométrica do vapor (kPag)	6890,0								
Custo do equipamento (USD)	4.211.500								
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Turbina a Gás								
TAG	T-101								

Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (continua).

Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Descrição do Equipamento	Gas turbine with combustion chamber								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	GAS								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								
Fração de vapor na saída	1								
Material	Aço carbono (CS)								
Peso (t)	846								
Potência (kW)	-229.832,80								
Custo do equipamento (USD)	134.530.000								
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Turbina a vapor								
TAG	T-102								
Descrição do Equipamento	Steam turbine driver, non-condensing								
Número de Equipamentos	3	3	3	3	3	3	2	3	3
Tipo de item	NON COND								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								
Fração de vapor na saída	1								
Material	Aço carbono (CS)								
Peso (t)	106	99,4	93,7	93,5	104,9	104,2	116,6	103,8	103,8
Potência (kW)	19399,7	17.941,3	16.726,3	16.667,0	19156,7	19000	21750	18.913	18.913,7
Custo do equipamento (USD)	22.604.400	21.024.000	19.938.000	19.884.300	22.092.900	21.956.100	16.213.200	21.880.500	21.880.500
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Turbina de condensação								
TAG	T-104								
Descrição do Equipamento	Steam turbine driver, condensing type								
Número de Equipamentos	2	1	1	1	1	2	1	2	1
Tipo de item	CONDENSING								

Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (continua).

Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Eficiência Isentrópica (%)					92				
Eficiência Mecânica (%)					1				
Fração de vapor na saída					0,87				
Material					Aço carbono (CS)				
Peso (t)	70,9	75,4	14,9	75,4	75,4	70,9	14,9	70,9	14,9
Potência (kW)	17.518,6	18.856,0	2.675,2	18.857,8	18.846,9	17.500	2.667,7	17.519,0	2.673,3
Custo do equipamento (USD)	5.809.400	3.070.900	663.800	3.071.100	3.069.800	5.804.600	664.600	5.809.400	663.200
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Desaerador								
TAG	V-101								
Descrição do Equipamento	Horizontal drum								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	HORIZ DRUM								
Material do casco	CS								
Tempo de residência (t)	30								
Volume (m³)	245,2								
Diâmetro (m)	4,6								
Altura (m)	14,9								
Pressão (kPag)	418,7								
Peso (t)	34,8								
Custo do Equipamento (USD)	217.000								
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Bomba de make-up de água								
TAG	P-101								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								

Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (continua).

Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Vazão líquida (L/s)	7,82	30,05	52,3	7,82	7,82	30,05	52,3	30,05	52,3
Peso (t)	0,13	0,32	0,42	0,13	0,13	0,32	0,42	0,32	0,42
Potência (kW)	3,00	11,00	18,5	3,00	3,00	11,00	18,5	11,00	18,5
Temperatura (°C)					125				
Pressão (kPag)					418,7				
Custo do Equipamento (USD)	11.400	12.200	25.600	11.400	11.400	12.200	25.600	12.200	25.600
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Bomba de condensação								
TAG	P-102								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	92,07	49,55	7,03	92,07	92,07	49,55	7,03	49,55	7,03
Peso (t)	0,64	0,18	0,15	0,64	0,64	0,18	0,15	0,18	0,15
Potência (kW)	45,00	30,00	5,50	45,00	45,00	30,00	5,50	30,00	5,50
Temperatura (°C)					125				
Pressão (kPag)					418,7				
Custo do Equipamento (USD)	36.000	27.200	12.000	36.000	36.000	27.200	12.000	27.200	12.000
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento	Bomba de alimentação								
TAG	P-103								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	119,0								
Peso (t)	11,4								

Tabela C.2 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 300 MW (conclusão).

Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Potência (kW)					1.800,00				
Temperatura (°C)					125				
Pressão (kPag)					418,7				
Custo do Equipamento (USD)					1.018.400				
Item	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Equipamento					Tratamento de água				
TAG					V-102				
Descrição do Equipamento					QUOTE				
Número de Equipamentos	1	2	3	1	1	2	3	2	3
Tipo de item					DEMINERAL				
Material					Aço Carbono				
Modo de operação					AUTO				
Vazão líquida (L/s)	21,7	41,7	48,4	21,7	21,7	41,7	48,4	41,7	48,4
Custo do Equipamento (USD)	79.300	229.800	370.500	79.300	79.300	229.800	370.500	229.800	370.500

Tabela C.3 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 500 MW (continua).

Item	Cenários								
	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento					Caldeira de Recuperação de Calor				
TAG					E-101				
Descrição do Equipamento					Field Erected Boiler Unit				
Número de Equipamentos					1				
Tipo de item					STM BOILER				
Área de transferência de calor (m ²)					199,41				
Material do casco					Aço carbono (CS)				
Vazão (t/h)					519,5				
Graus de superaquecimento (°C)					55				
Peso (t)					206,9				

Tabela C.3 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 500 MW (continua).

Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Turbina de condensação								
TAG	T-104								
Descrição do Equipamento	Steam turbine driver, condensing type								
Número de Equipamentos	3	2	1						
Tipo de item	CONDENSING								
Eficiência Isentrópica (%)	92								
Eficiência Mecânica (%)	1								
Fração de vapor na saída	0,87								
Material	Aço carbono (CS)								
Peso (t)	77,4	64,8	22,8	77,4	77,4	64,8	22,8	64,8	22,8
Potência (kW)	19.465,0	15.716,2	4.458.5	19.465,0	19.465,0	15.716,2	4.458.5	15.716,2	4.458.5
Custo do equipamento (USD)	9.437.100	5.351.200	1.031.600	9.437.100	9.437.100	5.351.200	1.031.600	5.351.200	1.031.600
Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Desaerador								
TAG	V-101								
Descrição do Equipamento	Horizontal drum								
Número de Equipamentos	1								
Tipo de item	HORIZ DRUM								
Material do casco	CS								
Tempo de residência (t)	30								
Volume (m³)	421,5								
Diâmetro (m)	5,5								
Altura (m)	17,8								
Pressão (kPag)	418,7								
Peso (t)	56,7								
Custo do Equipamento (USD)	337.500								

Tabela C.3 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 500 MW (continua).

Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Bomba de make-up de água								
TAG	P-101								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	13,02	50,08	87,2	13,02	13,02	50,08	87,2	50,08	87,2
Peso (t)	0,21	0,41	0,55	0,21	0,21	0,41	0,55	0,41	0,55
Potência (kW)	5,50	18,5	30,0	5,50	5,50	18,5	30,0	18,5	30,0
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								
Custo do Equipamento (USD)	13.200	12.500	31.800	13.200	13.200	12.500	31.800	12.500	31.800
Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Bomba de condensação								
TAG	P-102								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	153,4	50,1	11,7	153,4	153,4	50,1	11,7	50,1	11,7
Peso (t)	0,90	0,49	0,23	0,90	0,90	0,49	0,23	0,49	0,23
Potência (kW)	80,00	37,5	7,50	80,00	80,00	37,5	7,50	37,5	7,50
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								
Custo do Equipamento (USD)	51.800	28.800	13.400	51.800	51.800	28.800	13.400	28.800	13.400

Tabela C.3 – Parâmetros operacionais dos equipamentos do caso de 500 MW (conclusão).

Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Bomba de alimentação								
TAG	P-103								
Descrição do Equipamento	Centrifugal single or multi-stage pump								
Número de Equipamentos	2								
Tipo de item	CENTRIF								
Material	Aço Carbono								
Eficiência (%)	0,75								
Vazão líquida (L/s)	198,3								
Peso (t)	14,3								
Potência (kW)	3.150,0								
Temperatura (°C)	125								
Pressão (kPag)	418,7								
Custo do Equipamento (USD)	1.256.800								
Item	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Equipamento	Tratamento de água								
TAG	V-102								
Descrição do Equipamento	QUOTE								
Número de Equipamentos	1	3	5	1	1	3	5	3	5
Tipo de item	DEMINERAL								
Material	Aço Carbono								
Modo de operação	AUTO								
Vazão líquida (L/s)	36,2	46,3	48,4	36,2	36,2	46,3	48,4	46,3	48,4
Custo do Equipamento (USD)	104.800	361.200	642.500	104.800	104.800	361.200	642.500	361.200	642.500

APÊNDICE D

No presente apêndice é apresentada a dedução da Equação 4.4 partindo-se da Equação 4.3, seu desenvolvimento segue-se abaixo:

$$P_{Liq} = GN (a + b (1 - \%MPS - \%LPS) + c \%LPS)$$

$$P_{Liq} = a GN + GN \cdot b (1 - \%MPS - \%LPS) + GN \cdot c \%LPS$$

$$\text{tal que } \%MPS = \frac{MPS}{HPS}; \quad \%LPS = \frac{LPS}{HPS}; \quad HPS = GN \cdot 6,47 \cdot 99\%$$

$$P_{Liq} = a GN + GN \cdot b \left(1 - \frac{MPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%} - \frac{LPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%} \right) + GN \cdot c \frac{LPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%}$$

$$P_{Liq} = (a + b) GN - GN \cdot b \left(\frac{MPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%} + \frac{LPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%} \right) + GN \cdot c \frac{LPS}{GN \cdot 6,47 \cdot 99\%}$$

$$P_{Liq} = (a + b) * GN - \left(\frac{b (MPS + LPS) - cLPS}{6,47 \cdot 99\%} \right)$$

$$P_{Liq} + \left(\frac{b (MPS + LPS) - c LPS}{6,47 \cdot 99\%} \right) = (a + b) GN$$

$$GN = \frac{P_{Liq}}{(a + b)} + \left(\frac{b (MPS + LPS) - cLPS}{6,47 \cdot 99\% (a + b)} \right)$$

APÊNDICE E

No presente apêndice são apresentados os resultados gerais da análise do fluxo de caixa realizada para a planta de cogeração de energia para o caso de 500 MW e 25% de LPS e MPS. Assim, são apresentadas duas tabelas, sendo a Tabela E.1 referente ao fluxo de caixa sem contabilizar os débitos de carbono avaliados anteriormente e a Tabela E.2 avaliando-se a creditação do CO₂.

Tabela E.1 – Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS (continua).

Ano	Ano de operação	Investimento (MMUSD)	Custo Total de Produção (MMUSD)	Lucro Bruto (MMUSD)	Depreciação (MMUSD)	Rendimentos tributáveis (MMUSD)	Lucro Líquido (MMUSD)	Transações Financeira (MMUSD)	Fluxo de Caixa (MMUSD)	NPV (MMUSD)
2018	1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-529,6	-534,6	-490,3
2019	2	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	199,9
2020	3	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	183,3
2021	4	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	168,1
2022	5	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	154,1
2023	6	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	141,3
2024	7	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	129,6
2025	8	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	118,8
2026	9	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	109,0
2027	10	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	99,9
2028	11	578,4	244,0	334,4	50,0	284,4	237,7	0,0	237,7	91,6
2029	12	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	78,0

Tabela E.1 – Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS (conclusão).

Ano	Ano de operação	Investimento (MMUSD)	Custo Total de Produção (MMUSD)	Lucro Bruto (MMUSD)	Depreciação (MMUSD)	Rendimentos tributáveis (MMUSD)	Lucro Líquido (MMUSD)	Transações Financeira (MMUSD)	Fluxo de Caixa (MMUSD)	NPV (MMUSD)
2030	13	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	71,6
2031	14	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	65,6
2032	15	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	60,2
2033	16	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	55,2
2034	17	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	50,6
2035	18	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	46,4
2036	19	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	42,5
2037	20	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	0,0	220,7	39,0
2038	21	578,4	244,0	334,4	0,0	334,4	220,7	30,0	255,7	41,4

Tabela E.2 – Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS aplicado os custos dos débitos de carbono (continua).

Ano	Ano de operação	Investimento (MMUSD)	Custo Total de Produção (MMUSD)	Lucro Bruto (MMUSD)	Depreciação (MMUSD)	Rendimentos tributáveis (MMUSD)	Lucro Líquido (MMUSD)	Transações Financeira (MMUSD)	Fluxo de Caixa (MMUSD)	NPV (MMUSD)
2018	1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-529,6	-534,6	-490,3
2019	2	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	141,3
2020	3	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	129,5
2021	4	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	118,8
2022	5	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	108,9
2023	6	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	99,9
2024	7	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	91,6
2025	8	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	84,0
2026	9	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	77,0
2027	10	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	70,6
2028	11	578,4	349,6	228,8	50,0	178,8	168,0	0,0	168,0	64,8
2029	12	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	53,4

Tabela E.2 - Fluxo de caixa para a planta de cogeração de capacidade de 500 MW com 25% de MPS e LPS aplicado os custos dos débitos de carbono (conclusão).

Ano	Ano de operação	Investimento (MMUSD)	Custo Total de Produção (MMUSD)	Lucro Bruto (MMUSD)	Depreciação (MMUSD)	Rendimentos tributáveis (MMUSD)	Lucro Líquido (MMUSD)	Transações Financeira (MMUSD)	Fluxo de Caixa (MMUSD)	NPV (MMUSD)
2030	13	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	49,0
2031	14	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	44,9
2032	15	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	41,2
2033	16	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	37,8
2034	17	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	34,6
2035	18	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	31,7
2036	19	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	29,1
2037	20	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	0,0	151,0	26,7
2038	21	578,4	349,6	228,8	0,0	228,8	151,0	30,0	186,0	30,2