



UNIFACS

UNIVERSIDADE SALVADOR

LAUREATE INTERNATIONAL UNIVERSITIES®

**UNIFACS UNIVERSIDADE SALVADOR
MESTRADO EM ENERGIA**

EDUARDO DOS SANTOS PIROPO

PROJETO CICLO RANKINE: ESTUDO DE CASO SOBRE REDUÇÃO DE CUSTOS

Salvador
2017

EDUARDO DOS SANTOS PIROPO

PROJETO CICLO RANKINE: ESTUDO DE CASO SOBRE REDUÇÃO DE CUSTOS

Dissertação apresentada ao Programa do Mestrado em Energia da UNIFACS, Universidade Salvador – Laureate International Universities, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Energia.

Orientador: Prof. Dr. Daniel Barbosa.
Orientador: Prof. Dr. Paulo Sérgio Rodrigues de Araújo.

Salvador
2017

FICHA CATALOGRÁFICA
(Elaborada pelo Sistema de Bibliotecas da Universidade Salvador, Laureate
Internacional Universities)

Piropo, Eduardo dos Santos.

Projeto Ciclo Rankine: estudo de caso sobre redução de custos./
Eduardo dos Santos Piropo. – Salvador, 2017.

122 f.:il.

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia,
Mestrado em Energia da UNIFACS Universidade Salvador, Laureate
Internacional Universities, como requisito parcial para obtenção do título de
Mestre.

Orientadores: Daniel Barbosa e Paulo Sérgio Rodrigues de Araújo.

1. Energia elétrica. 2. Termoeletricidade. I. Barbosa, Daniel, orient. II.
Araújo, Paulo Sérgio Rodrigues de, orient. III. Título.

CDD: 621.3121

PROJETO CICLO RANKINE: ESTUDO DE CASO SOBRE REDUÇÃO DE CUSTOS

EDUARDO DOS SANTOS PIROPO

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Energia, apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia, da UNIFACS Universidade Salvador, Laureate Internacional Universities, à seguinte banca examinadora:

Salvador, 05 de maio de 2017


Prof. Dr. Daniel Barbosa
Orientador


Prof. Dr. Paulo Sérgio Rodrigues de Araújo
Membro da Banca Examinadora


Prof. Dr. Angelo Márcio Oliveira Sant'Anna
Membro da Banca Examinadora

Dedico essa dissertação à minha mãe, Jildete Braga dos Santos, uma guerreira incansável e grande ajudadora, por quem tenho grande admiração, respeito e amor.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus que me deu a vida, a saúde e a sabedoria para prosseguir trilhando os caminhos da vida.

Aos meus orientadores, Daniel Barbosa e Paulo Araújo, pela excelente orientação e apoio concedido durante o trabalho, principalmente, pelo direcionamento ao tema correto e motivador.

Ao coordenador Kleber Ferreira da Silva pelos conselhos e instruções fundamentais para minha permanência e conclusão do curso.

Agradeço a minha mãe Jildete Braga dos Santos pelo importante apoio.

Agradeço a todos os meus colegas de cursos com os quais tive grande aprendizado e usufrui momentos de grande alegria e inspiração.

A todos os professores do Mestrado em Energia da UNIFACS com os quais tive um enriquecedor convívio.

“Porque Deus permite que as mães vão-se embora? Mãe não tem limite, é tempo sem hora, luz que não apaga quando sopra o vento e chuva desaba, veludo escondido na pele enrugada, água pura, ar puro, puro pensamento. Morrer acontece com o que é breve e passa sem deixar vestígio. Mãe, na sua graça, é eternidade. Por que Deus se lembra — mistério profundo — de tirá-la um dia? Fosse eu Rei do Mundo, baixava uma lei: Mãe não morre nunca, mãe ficará sempre junto de seu filho e ele, velho embora, será pequenino feito grão de milho”.

Carlos Drummond de Andrade

RESUMO

A sociedade se depara com o desafio de conciliar o crescente aumento do consumo de bens, produtos e serviços com o conseqüente aumento da demanda de energia elétrica e com as exigências ambientais cada vez mais rigorosas, almejando um cenário de sustentabilidade. Nesse contexto, o ciclo Rankine tem sido adotado como solução para o aumento da eficiência de termelétricas com ciclo simples ou aberto. Essa dissertação aborda os conceitos e os arranjos usais relativos as plantas térmicas com caldeiras recuperadoras de calor para produção de vapor e acréscimo de potência através de turbogerador a vapor. Os custos de instalação e de operação de alguns dos principais equipamentos são analisados através do cálculo do custo total do ciclo de vida, considerando as diferentes alternativas de montagens e as diferentes especificações dos equipamentos. É apresentado o custo de equipamentos que atendem os requisitos das normas mais utilizadas no mundo para fabricação de bombas (*American Petroleum Institute* e *American National Standards Institute*), além de ser avaliada a confiabilidade considerando as opções de arranjo de instalação e de fornecimento. Considerando que os leilões de energia costumam apresentar valores do MWh com pequena margem de lucro, essas análises tornam-se fundamentais para o sucesso do negócio e contribuem para o desenvolvimento do setor de energia do país.

Palavras-chave: Termelétrica. Ciclo Rankine. Bombas. Custo Total do Ciclo de Vida.

ABSTRACT

The society has the challenge of reconciling the growing increase consumption of products and services with the consequent increase of energy electric demand and increasingly stringent environmental requirements, aiming at a sustainability scenario. In this context, the Rankine cycle has been adopted as a solution to increase the efficiency of thermal plants with single or open cycle. This work talks about the concepts and the usual arrangements of thermoelectric with heat recovery boilers to production steam and power addition through steam turbine and generator. The installation and operating costs of some of the main equipment are analyzed by calculating the total cost of the life cycle, considering the different alternatives of assembly and the different specifications of the equipments (American Petroleum Institute and American National Standards Institute), addition to evaluating the reliability considering different installation and options of customization. Energy auctions tend to have low MWh values, so these actions are fundamental to get the success of the business and contribute to the development of the country's energy sector.

Keywords: Thermoelectric Plant. Rankine Cycle. Pumps. Total Life Cycle Cost.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Índice de desempenho	23
Figura 3.2 – Comparativo da taxa de sucesso, sucesso parcial e fracasso de projetos	24
Figura 3.3 – As dez áreas do gerenciamento de projetos	25
Figura 3.4 – Relação entre o custo e o MTBF (a) e o MTTR (b)	26
Figura 3.5 – Exemplo de um sistema misto.....	27
Figura 3.6 – Outros exemplos de cálculos da probabilidade de disponibilidade de sistemas em série e em paralelo.....	28
Figura 3.7 – Bomba com componentes dispostos em série do ponto de vista da confiabilidade	29
Figura 3.8 – MTBF dos diferentes modos de falhas de uma bomba	31
Figura 3.9 – Custos típicos do ciclo de vida de um equipamento.....	33
Figura 4.1 – Fluxograma de uma turbina a gás.....	38
Figura 4.2 – Componentes básicos de uma turbina a gás	39
Figura 4.3 – Componentes básicos de uma turbina a gás e sua relação com as etapas do ciclo Brayton	39
Figura 4.4 – Ciclo Rankine simples	41
Figura 4.5 – Bomba vertical e bomba horizontal	43
Figura 4.6 – Tipos de bombas verticais conforme API 610 e HIS	44
Figura 4.7 – Bomba vertical de poço úmido e de poço seco.....	45
Figura 4.8 – Componentes de uma bomba vertical.....	46
Figura 4.9 – Bomba tipo BB de sistema de água de alimentação de caldeira em corte	48
Figura 4.10 – Bomba tipo BB de sistema de água de circulação em corte	49
Figura 4.11 – Bomba de água de alimentação de caldeira (Salvador, 2017).....	51
Figura 4.12 – Fluxograma do sistema de água de alimentação de caldeira (Salvador, 2017)	52
Figura 4.13 – Funcionamento da torre de resfriamento.	53
Figura 4.14 – Bomba horizontal de água de circulação da torre de resfriamento (Salvador, 2017).....	54
Figura 4.15 – Bomba vertical de água de circulação da torre de resfriamento (Salvador, 2017).....	54
Figura 4.16 – Bomba de extração de condensado (Salvador, 2017)	55
Figura 4.17 – Fluxograma de sistema de extração de condensado (Salvador, 2017)	56
Figura 4.18 – Ciclo combinado.....	58
Figura 4.19 – Fluxo de caixa de um projeto	59

Figura 4.20 – Uso das técnicas de avaliação de investimentos pelos CFOs	60
Figura 4.21 – Confiabilidade x custos	62
Figura 4.22 – Matriz Swot	70
Figura 4.23 – Grade de tolerância a riscos.....	72
Figura 5.1 – Fluxograma da UTE com as bombas analisadas (SALVADOR, 2017) ..	79
Figura 5.2 – Cronograma do estudo de caso (SALVADOR, 2017)	83
Figura 6.1 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba horizontal em USD (SALVADOR, 2017).....	101
Figura 6.2 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba vertical em USD (SALVADOR, 2017)	102
Figura 6.3 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba API em USD (SALVADOR, 2017)	105
Figura 6.4 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba ANSI/HIS em USD (SALVADOR, 2017).....	105
Figura 7.1 – Bombas de caldeiras - detalhamento da diferença do CCV (SALVADOR, 2017)	111
Figura 7.2 – Contribuição de cada sistema no total da redução de custo (SALVADOR, 2017)	114

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1 – Comparação bomba API 610 e bomba ANSI B73 (SALVADOR, 2017)	65
Quadro 4.2 – Elementos da análise Swot	70
Quadro 6.1 – Análise de SWOT das alterações no projeto (SALVADOR, 2017)	88

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Tempo médio entre falhas (MTBF) de Bombas API e ANSI.....	30
Tabela 4.1 – Análise qualitativa de riscos	73
Tabela 6.1 – Análise qualitativa de riscos de alterações no projeto (SALVADOR, 2017)	86
Tabela 6.2 – Plano de ação para minimizar ou eliminar os principais riscos (SALVADOR, 2017)	90
Tabela 6.3 – Dados operacionais da bomba de água de alimentação da caldeira (SALVADOR, 2017)	95
Tabela 6.4 – Custo do ciclo de vida da bomba para cada alternativa, fabricante A em US\$, (SALVADOR, 2017)	96
Tabela 6.5 – Custo do ciclo de vida da bomba para cada alternativa, fabricante B em US\$, (SALVADOR, 2017)	97
Tabela 6.6 – Resumo dos custos do ciclo de vida da bomba por alternativas em US\$, (SALVADOR, 2017)	98
Tabela 6.7 – Diferença dos custos do ciclo de vida da bomba entre algumas alternativas em US\$, (SALVADOR, 2017)	98
Tabela 6.8 – Dados operacionais da bomba de água de circulação da torre de resfriamento e condensador – modelo horizontal e modelo vertical, (SALVADOR, 2017)	99
Tabela 6.9 – Custo total do ciclo de vida da bomba para cada alternativa em USD, (SALVADOR, 2017).	100
Tabela 6.10 – Dados operacionais da bomba de extração de condensado (SALVADOR, 2017)	103
Tabela 6.11 – Custo total do ciclo de vida da bomba para cada alternativa em USD, (SALVADOR, 2017)	104
Tabela 7.1 – Melhor alternativa por sistema e redução de custo estimada (SALVADOR, 2017)	113

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANSI	<i>American National Standards Institute</i>
API	<i>American Petroleum Institute</i>
API 610	<i>Centrifugal Pumps for Petroleum, Heavy Duty Chemical, and Gas Industry Services</i> (Bombas Centrífugas para Indústria de Petróleo, Petroquímicas e Gás)
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i> (Capital de Investimento)
EAP	Estrutura Analítica do Projeto
EVM	<i>Earned Value Management</i> (Gestão do Valor Agregado)
EVTE	Estudo de Viabilidade Técnica Econômica
GN	Gás Natural
HRSG	<i>Heat Recovery Steam Generator</i> (Caldeira Recuperadora de Calor)
HIS	<i>Hydraulic Institute Standards</i>
IL	Taxa ou Índice de Lucratividade
MTBF	<i>Mean-time-between-failure</i>
MTTR	<i>Mean-time-to-repair</i>
NPV	<i>Net Present Value</i> (Mesmo Significado de VPL)
NPSH	Net Positive Suction Head (Altura Total de Sucção Requerida)
OPEX	<i>Operational Expenditure</i> (Custo Operacional)
PMBOK® Guide	<i>A Guide to the Project Management Body of Knowledge</i> (Um Guia de Boas Práticas de Gerenciamento de Projetos)
PMI	<i>Project Management Institute</i>
PLD	Preço Líquido das Diferenças
SIN	Sistema Interligado Nacional
SWOT	<i>Strengths, Weakness, Opportunities and Threats</i> (Forças, Fraquezas, Oportunidades e Ameaças)
TG	Turbogerador a Gás Natural
TV	Turbogerador a Vapor
TIR	Taxa Interna de Retorno.
TMEM	Tempo Médio Entre Manutenções.
TMp	Tempo Médio de Paralisações.
USD	Dólar Norte Americano
UTE	Usina Termelétrica de Energia
VPL	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	16
2 OBJETIVOS	19
2.1 GERAL	19
2.2 ESPECÍFICOS	19
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1 GESTÃO DE PROJETOS	20
3.2 CAPEX E OPEX DE PROJETOS	21
3.3 GERENCIAMENTO DE CUSTOS	23
3.4 CONFIABILIDADE DE SISTEMAS	25
3.5 CUSTO TOTAL DO CICLO DE VIDA	31
3.6 DISCUSSÃO PARCIAL	34
4 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	36
4.1 USINA TERMELÉTRICA DE ENERGIA (UTE)	36
4.2 CICLO BRAYTON	37
4.3 CICLO RANKINE	40
4.4 BOMBAS CENTRÍFUGAS	42
4.5 BOMBAS DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO DA CALDEIRA	49
4.6 BOMBA DE ÁGUA DE CIRCULAÇÃO DA TORRE DE RESFRIAMENTO E CONDENSADOR	53
4.7 BOMBA DE EXTRAÇÃO DE CONDENSADO	54
4.8 CICLO COMBINADO	57
4.9 ANÁLISE FINANCEIRA DE PROJETOS	58
4.10 CONFIABILIDADE DE SISTEMAS	61
4.11 ESPECIFICAÇÃO API	63
4.12 GERENCIAMENTO DE RISCO	66
4.13 DISCUSSÃO PARCIAL	76
5 METODOLOGIA	78
5.1 ANÁLISE DOS RISCOS DE MUDANÇAS NO PROJETO	80
5.2 BOMBAS EM CONFORMIDADE COM A API OU COM A ANSI	80
5.3 AVALIAÇÃO DA CONFIABILIDADE FRENTE AS MUDANÇAS NO PROJETO ..	81
5.4 CÁLCULO DO CUSTO TOTAL DO CICLO DE VIDA (CCV)	82
5.5 PLANEJAMENTO DO ESTUDO DE CASO	82
6 ESTUDO DE CASO	84
6.1 ANÁLISE DOS RISCOS DE MUDANÇAS NO PROJETO	85

6.2 ANÁLISE DA CONFIABILIDADE DOS SISTEMAS FRENTE AS MUDANÇAS NO PROJETO	91
6.2.1 Análise da Confiabilidade Optando por Bombas API 610 ou Bombas ANSI/ASME B73.....	92
6.3 BOMBA DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO DA CALDEIRA.....	94
6.3.1 Custo Total do Ciclo de Vida.....	95
6.4 BOMBA DE ÁGUA DE CIRCULAÇÃO DA TORRE DE RESFRIAMENTO E CONDENSADOR.....	99
6.4.1 Custo Total do Ciclo de Vida.....	100
6.5 BOMBA DE EXTRAÇÃO DE CONDENSADO	103
6.5.1 Custo Total do Ciclo de Vida.....	103
6.6 DISCUSSÃO PARCIAL.....	106
7 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	107
8 CONSIDERAÇÕES FINAIS	115
REFERÊNCIAS.....	119

1 INTRODUÇÃO

A sociedade se depara com o grande desafio de conciliar a crescente necessidade de produção de bens e serviços, implicando na demanda crescente de energia elétrica, sem deixar de atender as questões ambientais, as quais representam pré-requisitos. Os meios convencionais de produção de energia elétrica, através de termelétricas a carvão e a combustíveis líquidos como óleos diesel e pesado, além das usinas nucleares, tem se mostrado limitados e ultrapassados do ponto de vista da sustentabilidade ambiental e diante de uma sociedade consumista, porém cada vez mais exigente.

Diante desse cenário, o consumo de Gás Natural (GN) cresceu, significativamente, na última década, se transformando em importante commodity para o desenvolvimento econômico do mundo, incluindo o Brasil.

Na transição para um futuro de energia limpa, a matriz energética mundial vem migrando de combustíveis fósseis mais pesados e poluentes como o carvão, o óleo diesel e o óleo pesado para o gás natural que é menos poluente, além de apresentar uma série de vantagens econômicas, a exemplo da sua logística de transporte, sendo grande parte transportado por gasodutos.

No Brasil, desde o ano de 2001 quando o país enfrentou uma grande crise energética devido ao longo período de estiagem combinado com a falta de planejamento energético, vê-se um grande crescimento do parque termelétrico do país, o qual na maioria dos casos utiliza o gás natural para produzir energia elétrica (BAITELO, 2008).

De fato, a decisão estratégica de expansão do parque termelétrico brasileiro se mostrou eficaz, pois garantiu um bom ritmo de crescimento industrial e econômico ao país, mesmo ao longo de grandes períodos de estiagem e baixíssimo nível de água nos reservatórios das hidroelétricas. As estiagens afetaram até mesmo os reservatórios de água potável das maiores metrópoles brasileiras, por exemplo, São Paulo. A expansão do parque termelétrico brasileiro irá adicionar 10.500 MW ao sistema interligado nacional (SIN) até o ano de 2024 (TOLMASQUIM, 2015).

Os maiores consumidores de gás natural no mundo são as centrais térmicas de produção de energia elétrica, e o Brasil não difere do mundo nesse sentido. Nos países em que a produção de energia elétrica é basicamente nuclear ou a carvão, as termelétricas a gás natural crescem como uma solução tecnológica mais limpa ou menos impactante ao meio ambiente (TOLMASQUIM, 2013).

Entretanto, no Brasil que já possui um parque de geração baseado em fonte renovável, graças às hidroelétricas, as termelétricas surgiram como uma alternativa viável nos períodos de estiagens e baixo nível nos reservatórios das hidroelétricas. Até 2024 aproximadamente 84% da produção de energia elétrica no país virá de fontes renováveis (TOLMASQUIM, 2015).

Muitas termelétricas em operação no Brasil utilizam turbogeradores a gás, ciclo Brayton, e caldeira recuperadora de calor e turbogerador a vapor, ciclo Rankine, melhorando o rendimento global de ambos os ciclos e diminuindo a temperatura dos gases queimados emitidos para atmosfera (TOLMASQUIM, 2013).

Nesse sentido, a configuração ou layout das termelétricas no Brasil depende da sua potência total instalada, do tipo de combustível a ser utilizado e do tipo de tecnologia a ser adotada, por exemplo, termelétricas com pequena potência instalada e que utilizam óleo diesel ou óleo pesado, costumam ter motogeradores em ciclo simples (aberto), ou seja, ciclo diesel sem caldeiras recuperadoras de calor. Esse tipo de layout é o mais encontrado em regiões que não estão conectadas ao sistema interligado nacional (LORA, 2004).

As termelétricas com potência instalada mais elevada costumam ter turbogeradores a gás natural, ciclo Brayton, com caldeiras recuperadoras de calor instaladas no duto de exaustão das turbinas a gás e turbogerador a vapor, ciclo Rankine, resultando em ciclo combinado ou fechado, e apresentando maior rendimento que o ciclo aberto ou simples (LORA, 2004).

A gestão de projeto de uma termelétrica se depara com os desafios impostos a qualquer projeto de outra natureza. Em qualquer tipo de projeto busca-se o equilíbrio entre três fatores conflitantes: custo, prazo ou tempo, escopo ou qualidade (VALLE et al, 2014).

Uma solução para a redução de custos de projetos é optar por layout mais simples e compactos. Outra alternativa é especificar equipamentos mais aderente e mais adequado ao propósito do projeto, isso significa dispensar acessórios que não são vitais, por exemplo, as normas do *American Petroleum Institute* (API) são frequentemente usadas para especificar equipamentos do setor de exploração de petróleo, da área de gás e de energia (API, 2014).

No entanto, as especificações API resultam em impactos no custo total do ciclo de vida do equipamento (CCV). Assim, esse trabalho aborda esse custo para as principais bombas do ciclo Rankine de uma termelétrica localizada na cidade do Rio de Janeiro. As bombas analisadas são do sistema de água de alimentação de caldeiras, do sistema de água de circulação da torre de resfriamento e condensador e do sistema de extração de condensado.

Além do custo total do ciclo de vida dos equipamentos, também é analisada a confiabilidade dos equipamentos e sistemas propostos nesse estudo de caso. Embora o presente estudo refere-se a uma termelétrica do tipo ciclo combinado com turbogeradores a gás natural, caldeira recuperadora de calor e turbogerador a vapor (ciclo Brayton e ciclo Rankine), com potência instalada total de 530 MWh, essas informações podem ser aplicadas em termelétricas com menor potência instalada devido a semelhança entre os processos, ou a outros setores da indústria.

2 OBJETIVOS

2.1 GERAL

Analisar um estudo de caso envolvendo alternativas para redução dos custos de projeto e operacional, de um ciclo Rankine de geração de energia elétrica, a partir de turbinas a gás natural e caldeiras recuperadoras de calor, viabilizando esses empreendimentos e contribuindo para a diversificação da matriz energética brasileira, frente aos desafios econômicos e energéticos do país, tomando como referência os modelos de projetos atuais tanto no Brasil como em outros países, confrontando com alternativas técnicas e economicamente viáveis.

2.2 ESPECÍFICOS

O presente trabalho tem os seguintes objetivos específicos:

- a) Apresentar conceitos sobre o custo total do ciclo de vida de equipamentos;
- b) Analisar o custo total do ciclo de vida das bombas dos sistemas: água de alimentação de caldeiras, água de circulação da torre de resfriamento e condensador e extração de condensado;
- c) Avaliar o custo total do ciclo de vida dessas bombas para especificação API e *American National Standards Institute* (ANSI);
- d) Avaliar a confiabilidade dessas bombas conforme as especificações e arranjo de montagem proposta nesse estudo de caso.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Esse tópico abordará uma revisão bibliográfica referente ao estado da arte da gestão de projetos, do custo total do ciclo de vida de equipamentos, da confiabilidade de equipamentos e sistemas, *Capital Expenditure* (CAPEX) capital de investimento e (*Operational Expenditure* (OPEX) custo operacional) de projetos, redução de custo em projetos de termelétricas e os tipos de layout de termelétricas. Também abordará a diferença de confiabilidade entre especificação de bombas conforme norma API e ANSI.

3.1 GESTÃO DE PROJETOS

Optou-se por iniciar a revisão bibliográfica abordando artigos científicos sobre a gestão de projetos porque qualquer ação no sentido de reduzir custos deve ser acompanhada de procedimentos inerentes ao gerenciamento de projetos, por exemplo, a análise do risco da mudança (MORAES; LAURINDO, 2013).

Segundo Moraes e Laurindo (2013) a contribuição da maturidade para um projeto tem limite. Em organizações mais imaturas um aumento da maturidade em gestão de projetos contribui mais significativamente para a melhoria do desempenho dos projetos. Já em organizações mais maduras essa relação não é notada, talvez devido ao alto nível de experiência dos seus profissionais, os quais agregam conhecimento importante para a gestão dos seus projetos, exigindo menor nível de maturidade na gestão dos projetos. Um grau de maturidade superior ao adequado não se traduz em maior taxa de sucesso dos projetos. O nível de maturidade em gestão de projeto deve ser adequado a situação de cada organização.

Srivannaboon e Munkongsujarit (2016) afirmaram que o sucesso de um projeto é medido pela qualidade do produto resultante, conformidade com os custos, pontualidade e satisfação dos clientes. Esses aspectos se traduzem em bom desempenho agregado do investimento.

Schuh, Riesener e Dölle (2016) defenderam que os ciclos de vida reduzido dos produtos e a garantia da qualidade são realidades desafiadoras

enfrentadas pelas empresas, levando a necessidade de maior eficiência em seus projetos através da redução dos desperdícios e dos desvios. Eles propõem um modelo baseado em uma metodologia de rede neural artificial, a fim de atuar de maneira preditiva comparando os parâmetros encontrados nas etapas do projeto com valores de referências predefinidos, de forma a auxiliar nas tomadas de decisão.

Hornstein (2014) afirmou que as mudanças são conseqüências inevitáveis nas implementações dos projetos. Entretanto, elas devem ser gerenciadas para não afetar o sucesso dos projetos. O gerenciamento de projeto e o gerenciamento de mudanças diferem em terminologias e metodologias, porém estão bem conectados.

Visser (2016) citou que embora muitos fatores influenciem no desempenho e resultado total de um projeto, três fatores são os mais associados ao sucesso de qualquer tipo de projeto: concluir no prazo e no custo planejado e com a qualidade esperada. Entretanto, grandes e complexos projetos não raramente apresentaram desvios significantes quanto ao prazo e o custo final.

Visser (2016) também citou que a redução do nível desses desvios depende da elaboração de um bom projeto detalhado, de um eficiente gerenciamento de riscos e impecável controle e monitoramento de todas as atividades. Ele propôs a utilização da simulação de Monte Carlo para modelar e aumentar significativamente a probabilidade de sucesso (acerto) do prazo e do custo de cada atividade do projeto, optando por qualquer uma das seguintes distribuições, sem resultar em diferenças que impacte no resultado do projeto: distribuição triangular, lognormal, normal, Gumbel, Fréchet e Weibull.

3.2 CAPEX E OPEX DE PROJETOS

Fernández e Stol (2015) citaram que o CAPEX (*Capital Expenditure* - capital de investimento) e o OPEX (*Operational Expenditure* - custo operacional) são impactados pelo tipo de layout escolhido nos projetos de rede ópticas, de forma que em alguns casos se consegue reduzir um ao

mesmo tempo que o outro aumenta, sendo fundamental encontrar o equilíbrio entre ambos. Busca-se um CAPEX reduzido e um OPEX adequado, porém sem perda do nível de confiabilidade operacional.

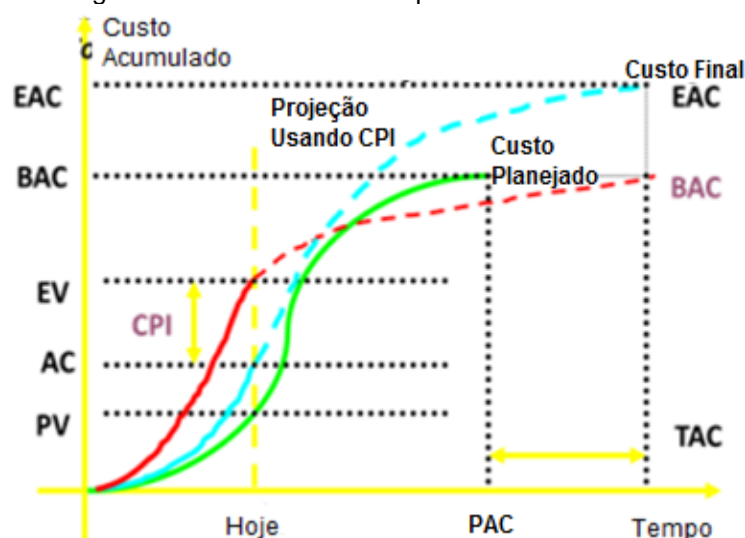
Fernández e Stol (2015) afirmaram que o sucesso de qualquer sistema está associado à sua alta disponibilidade operacional ou confiabilidade, entretanto, essas características requerem maior custo operacional (OPEX) ou maior investimento inicial (CAPEX).

Segundo Thies, Zdrallek e Schwan (2013), pode-se optar estrategicamente por investimentos para substituição de alguns ativos em fim de vida útil, com elevada taxa de falha, por ativos novos de melhor tecnologia, a fim de se obter maior confiabilidade ou disponibilidade e consequentemente menor OPEX.

Souza, Rocha e Santos (2013) sugerem a utilização da técnica de gestão do valor agregado, sobretudo para monitorar e controlar os prazos e o CAPEX de projetos. A EVM (Earned Value Management) consiste em estimar o custo e o prazo final do projeto com base no desempenho corrente do mesmo. São estabelecidas metas de desempenho por período, sendo que os desvios encontrados em relação a essas metas são corrigidos a fim de não comprometer o resultado final do projeto.

Essa técnica pode ser melhor entendida através da **Figura 3.1** (SOUZA; ROCHA; SANTOS, 2013).

Figura 3.1 – Índice de desempenho



Fonte: Adaptado de Souza, Rocha e Santos (2013).

No gráfico da **Figura 3.1** nota-se a curva vermelha que representa o custo planejado do projeto (*planned budget* ou *budget at completion* - BAC) ou o CAPEX planejado. A curva verde se refere ao custo atual e a curva azul representa a projeção do custo final, ou seja, *estimate at completion* (EAC) usando o CPI (*Cost Performance Index*), índice de desempenho do custo. O CPI é a razão entre o valor agregado planejado para aquele dado momento e o custo atual acumulado.

Nota-se que é comum a necessidade de ações para reduzir custos em projetos, especialmente durante a fase de execução, quando desvios para mais em algumas atividades devem ser compensados com reduções de custos em outras atividades, a fim de manter o valor de CAPEX estimado no início do projeto. Por outro lado, foi considerado que o OPEX não pode ser desconsiderado, caso contrário, poderia se cometer o erro de optar por projetos de menor CAPEX, mas de custo operacional que inviabilizaria o empreendimento ao longo de sua vida útil.

3.3 GERENCIAMENTO DE CUSTOS

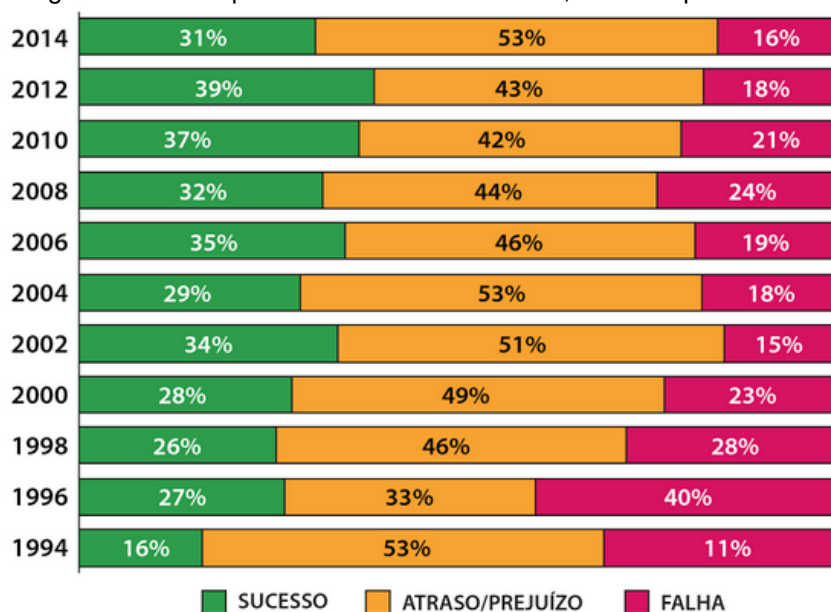
Segundo Vargas (2016) boa parte dos projetos fracassam, mesmo resultando em benefícios. Alguns falham devido a causas externas como mudanças significativas no cenário econômico e político. Há situações em

que mudanças na tecnologia resultam em insucesso do negócio. Ainda ressaltou que a maioria dos casos de fracassos dos projetos são decorrentes de erros gerenciais que poderiam ser evitados.

Dentre as principais deficiências gerenciais que levam ao fracasso de muitos projetos, pode-se citar: metas e objetivos mal estabelecidos ou compreendidos, muitas atividades e pouco tempo para executá-las, as estimativas financeiras são pobres e incompletas, o controle e o monitoramento são inadequados, faltou liderança do gestor e não foi destinado tempo suficiente para as estimativas e o planejamento.

Nota-se na **Figura 3.2** que no ano de 2014, 53% dos projetos fracassaram devido ao prazo e o custo muito acima do estimado (VARGAS, 2016).

Figura 3.2 – Comparativo da taxa de sucesso, sucesso parcial e fracasso de projetos

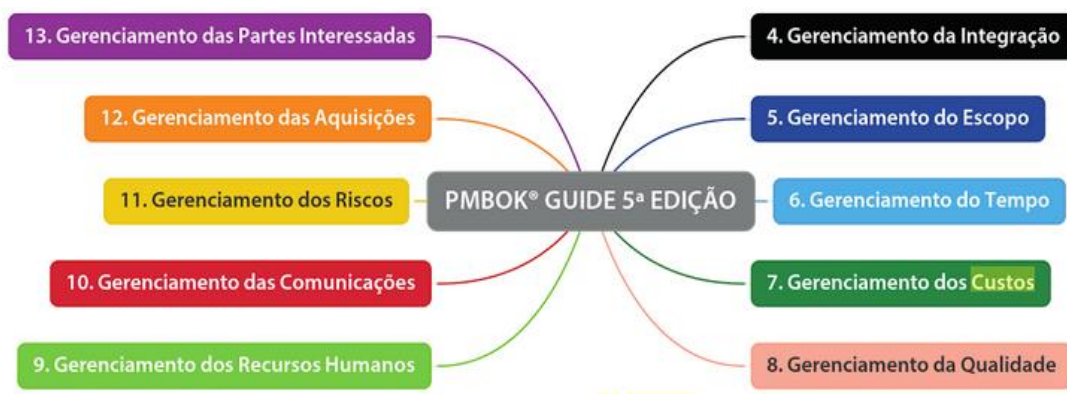


Fonte: Vargas (2016) citando Standish Group (2015).

O PMBOK® Guide (A Guide to the Project Management Body of Knowledge - Um Guia de Boas Práticas de Gerenciamento de Projetos) é dividido em 10 grandes áreas, sendo que essas áreas são divididas num total de 47 processos. A área 7 se refere ao gerenciamento dos custos. O fato de uma das 10 áreas em que o PMBOK® Guide é dividido, tratar exclusivamente dos custos, evidencia a importância desse tema no gerenciamento dos projetos (PROJECT MANAGEMENT INSTITUTE PMI, 2013).

Segue a **Figura 3.3** com as 10 áreas do gerenciamento de projetos, de forma que a área 7 na cor verde trata do gerenciamento dos custos.

Figura 3.3 – As dez áreas do gerenciamento de projetos



Fonte: Vargas (2016).

Segundo *Project Management Institute PMI* (2013) a área de gerenciamento de custos integra os processos de planejamento e o processo de monitoramento e controle do projeto. Neste último processo são controlados e monitorados os custos do projeto ao longo de suas etapas. Assim, é fácil notar que o gerenciamento de custos do projeto se depara frequentemente com decisões de redução de custos, a fim de garantir o cumprimento da estimativa orçamentaria original. Os estudos de casos apresentados nesse trabalho são exemplos práticos desse processo.

3.4 CONFIABILIDADE DE SISTEMAS

Rizvi, Singh e Khan (2016) sugeriram que o estudo de confiabilidade dos sistemas seja realizado na fase inicial de elaboração dos projetos. Esse estudo fornece várias informações vitais para tomada de decisão sobre o melhor layout, o melhor equipamento para aquisição e alocação de recursos, resultando em projetos mais confiáveis. Uma das técnicas usadas para auxiliar no estudo de confiabilidade é a modelagem através de *software* com base na teoria dos conjuntos *fuzzy*.

Juang, Lin e Kao (2008) afirmaram que a maioria das empresas que desenvolvem seus projetos centrados em teorias clássicas sobre confiabilidade decidem por uma estratégia que não possui uma interação adequada com os sistemas de operação e manutenção.

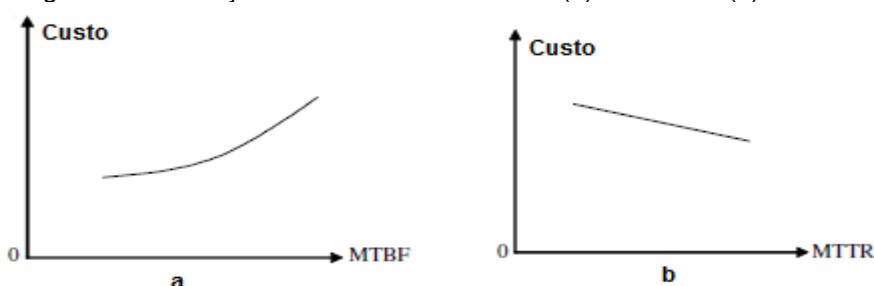
Durante a elaboração de projetos há a necessidade de tomada de decisão sobre o tipo de configuração a ser adotada para os sistemas. Isso envolve decidir sobre a necessidade ou não de equipamentos *stand-by*, configuração em série, em paralelo ou mista. Evidentemente, cada configuração terá sua confiabilidade total específica para aquele sistema. Há de se ter cuidado com o custo crescente dos projetos ao se optar pela estratégia da confiabilidade (HUANG, 1997).

Juang, Lin e Kao (2008) citaram que o custo de fabricação de equipamentos ou componentes é impactado pelo nível de confiabilidade especificado para o mesmo. Assim, equipamentos ou componentes com menor taxa de falha, conseqüentemente, maior MTBF (*mean-time-between-failure* - tempo médio entre falhas), são mais difíceis de fabricar, resultando em aumentos no custo de produção.

Dessa forma, há uma relação entre o MTBF de um equipamento ou componente e o seu custo de fabricação. Seguindo o raciocínio oposto, um menor MTTR (*mean-time-to-repair* – tempo médio de reparo) requer maior custo ou investimento em manutenibilidade (facilidades para executar as atividades de reparos), em mão-de-obra mais capacitada e em custos com horas extras para que o serviço de reparo não seja interrompido (YALAOUI; CHATELET, 2005).

A **Figura 3.4** ilustra essa relação do custo dos equipamentos ou componentes com o MTBF e o MTTR.

Figura 3.4 – Relação entre o custo e o MTBF (a) e o MTTR (b)



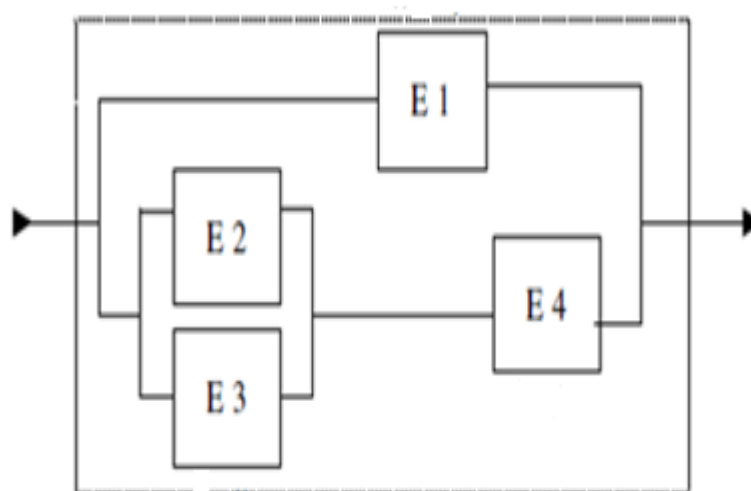
Fonte: Adaptado de Juang, Lin e Kao (2008).

Yalaoui e Chatelet (2005) propuseram que a probabilidade de disponibilidade (PA) de um sistema em série, em paralelo ou misto, seja calculado considerando a taxa de falha λ ($=1/MTBF$) e a taxa de reparo μ ($=1/MTTR$). Essas taxas são valores constantes e independentes, sendo $\lambda < \mu$. Considera-se também que todos os componentes do sistema possuem plano de manutenção adequado e efetivo. É fácil notar que a probabilidade de disponibilidade está associada a confiabilidade, ou seja, quanto maior a probabilidade de um equipamento ou sistema ficar disponível para operar e produzir, tanto mais confiável é ele.

Um sistema em série ou em paralelo pode ser melhorado usando componentes mais confiáveis, aumentando componentes redundantes em paralelo, adotando essas duas soluções simultaneamente, substituindo ou revisando frequentemente todos os componentes do sistema (HUANG, 1997).

Na **Figura 3.5** consta um sistema composto por quatro componentes montados em série e em paralelo, sendo um exemplo de sistema misto. Na parte inferior, nota-se que o equipamento E1 se encontra montado em paralelo com os equipamentos E2, E3 e E4. Os equipamentos E2 e E3 estão montados em série com E4, e E2 está montado em paralelo com E3.

Figura 3.5 – Exemplo de um sistema misto



Fonte: Adaptado de Juang, Lin e Kao (2008).

A equação para o cálculo da probabilidade de disponibilidade, a confiabilidade, do sistema misto da Figura 3.5 é dada por um (1) menos a

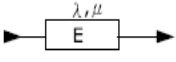

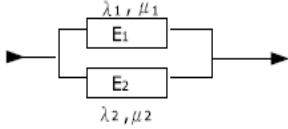
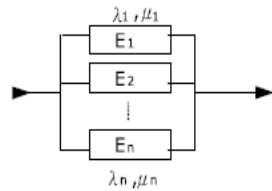
divisão do MTTR pelo MTBF. No caso das montagens em paralelo, a razão do MTTR pelo MTBF é multiplicada entre elas, enquanto que na montagem em série esses elementos são somados, conforme segue:

$$P = 1 - (\text{MTTR}_1/\text{MTBF}_1) [(\text{MTTR}_2/\text{MTBF}_2) \times (\text{MTTR}_3/\text{MTBF}_3) + (\text{MTTR}_4/\text{MTBF}_4)] - \text{Equação (1)}.$$

Segundo Budris e outros autores (2001), a confiabilidade de um equipamento é o somatório da confiabilidade dos seus principais componentes dispostos em série, pois caso um desses componentes falhe a função do equipamento no sistema é afetada.

A **Figura 3.6** mostra outros exemplos de cálculo da probabilidade de disponibilidade.

Figura 3.6 – Outros exemplos de cálculos da probabilidade de disponibilidade de sistemas em série e em paralelo

	$\lambda_s = \lambda, \mu_s = \mu$ $PA_s = \frac{1}{1 + \lambda_s / \mu_s} = 1 - \frac{\lambda_s}{\mu_s}$
	$PA_s = PA_1 \cdot PA_n = 1 - \left(\frac{\lambda_1}{\mu_1} + \dots + \frac{\lambda_n}{\mu_n} \right)$ $\lambda_s = \lambda_1 + \dots + \lambda_n$ $\mu_s = \frac{\lambda_1 + \dots + \lambda_n}{\lambda_1 / \mu_1 + \dots + \lambda_n / \mu_n}$
	$PA_s = PA_1 + PA_2 - PA_1 \cdot PA_2 = 1 - \frac{\lambda_1 \lambda_2}{\mu_1 \mu_2}$ $\lambda_s = \frac{\lambda_1 \lambda_2 (\mu_1 + \mu_2)}{\mu_1 \mu_2}$ $\mu_s = \mu_1 + \mu_2$
	$PA_s = 1 - \frac{\lambda_1 \lambda_2 - \lambda_n}{\mu_1 \mu_2 - \mu_n}$ $\lambda_s = \frac{\lambda_1 \lambda_2 - \lambda_n (\mu_1 + \mu_2 + \dots + \mu_n)}{\mu_1 \mu_2 - \mu_n}$ $\mu_s = \mu_1 + \mu_2 + \dots + \mu_n$

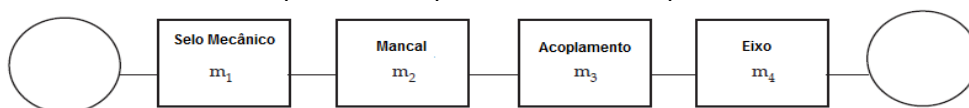
Fonte: Juang, Lin e Kao (2008).

A **Figura 3.6** ilustra esse conceito, sendo que na primeira coluna são ilustradas as possíveis configurações dos sistemas, ou seja, o primeiro sistema apresenta um equipamento isolado, o segundo apresenta dois equipamentos dispostos em série, em seguida dois equipamentos dispostos em paralelo e por último três equipamentos montados em paralelo. A probabilidade de disponibilidade de cada equipamento ou sistema é

calculada subtraindo de “1 (100%) a razão entre a taxa de falha λ ($=1/\text{MTBF}$) e a taxa de reparo μ ($=1/\text{MTTR}$).

Conforme pode-se notar na segunda coluna da **Figura 3.6**, se o sistema for composto por equipamentos em série, a probabilidade de disponibilidade do sistema será obtida somando-se as probabilidades individuais e subtraindo esse valor do número um. A figura ainda mostra que para os sistemas com equipamentos em paralelo, as probabilidades individuais serão multiplicadas, sendo que esse produto é subtraído do número um.

Figura 3.7 – Bomba com componentes dispostos em série do ponto de vista da confiabilidade



Fonte: Adaptado de Bloch e Budris (2014).

A **Tabela 3.8** apresenta dados coletados em plantas petroquímicas dos Estados Unidos referente ao MTBF de bombas fabricadas conforme norma API e conforme normas ANSI. Nota-se que os equipamentos API apresentaram maior tempo médio entre falhas, em alguns casos chegando ao dobro do MTBF das bombas ANSI (BLOCH; BUDRIS, 2014).

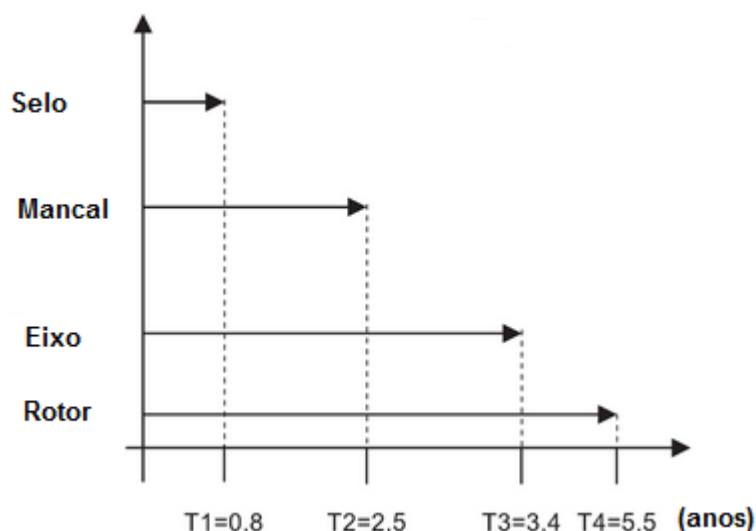
Tabela 3.1 – Tempo médio entre falhas (MTBF) de Bombas API e ANSI

Tipo de Bomba / Pesquisa	MTBF / Anos
Bombas ANSI, média EUA;	2,5
Bombas ANSI / ISO, média Scandinavian Plantas P&P;	3,5
Bombas API, média EUA;	5,5
Bombas API, média europa ocidental;	6,1
Bombas API, refinarias - reparos, países em desenvolvimento;	1,6
Bombas API, região do Caribe;	3,9
Bombas API, melhor classe, EUA, refinarias, California;	9,2
Todas as Bombas, melhor classe, plantas petroquímicas, EUA (Texas);	10,1
Todas as Bombas, maiores companhias petroquímicas, EUA (Texas).	7,5

Fonte: Adaptado de Bloch e Budris (2014).

Calixto (2013) citou a importância da coleta de dados históricos de manutenção e de falhas ocorridas para a determinação mais precisa do MTBF dos equipamentos. Entretanto, conforme já discutido, cada peça que compõe um equipamento possui o seu próprio MTBF, pois o tempo médio entre falhas de um componente de uma bomba é diferente do tempo médio entre falhas de outro componente da mesma bomba. Na **Figura 3.8** consta os diferentes MTBF dos principais elementos de uma bomba, sem fazer correlação se as bombas são API ou ANSI.

Figura 3.8 – MTBF dos diferentes modos de falhas de uma bomba



Fonte: Calixto (2013).

Na **Figura 3.9** vê-se um MTBF menor que um ano para o selo mecânico de bombas, enquanto que o mancal apresenta MTBF 3 vezes maior. Isso mostra que focando em melhorias no selo mecânico e nos mancais, no momento de projetar o sistema de bombeamento ou melhorando um projeto já em operação, consegue-se valor de MTBF mais robusto para a bomba.

3.5 CUSTO TOTAL DO CICLO DE VIDA

Segundo Bloch e Budris (2014) os sistemas de bombeamento são responsáveis por 25% a 50% de toda energia elétrica consumida em uma planta industrial. Esses equipamentos ocupam o primeiro lugar em incidentes de falhas e em custo de manutenção. Apesar desses dados, na maioria dos casos a decisão sobre a compra de uma bomba ainda é baseada no custo inicial, aquisição, e no custo de instalação.

Entretanto, muitas vezes o custo de aquisição e de instalação representa apenas uma parcela que não é a mais impactante no custo do ciclo de vida do equipamento. O custo total do ciclo de vida de uma bomba leva em conta os seguintes custos: aquisição, instalação e comissionamento, energia elétrica, operação, manutenção e reparos, contaminação devido a

vazamentos, descomissionamento e disposição final do equipamento (BLOCH; BUDRIS, 2014).

Bloch e Budris (2014) sugeriram a seguinte equação matemática simples para o cálculo do custo do ciclo de vida de uma bomba:

$$CCV = C_{inic} + C_{inst} + C_{ener} + C_{oper} + C_{manu} + C_{para} + C_{ambi} + C_{desc}$$

Equação (2).

Sendo:

C_{inic} = custo inicial (compra da bomba, tubulações, sistemas, serviços auxiliares).

C_{inst} = custo de instalação e de comissionamento.

C_{ener} = custo com energia elétrica (motor de acionamento da bomba e sistemas auxiliares).

C_{oper} = custo operacional.

C_{manu} = custo de manutenção e reparos.

C_{para} = custo resultante de falha inesperada da bomba (perda de produção).

C_{ambi} = custo devido a incidente ambiental.

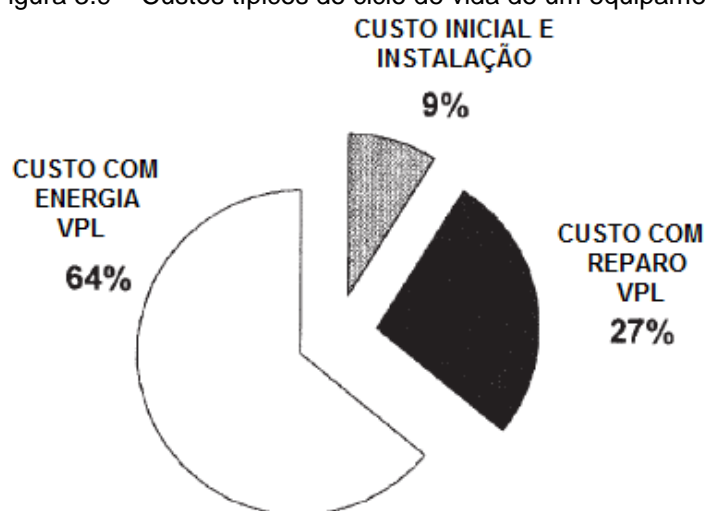
C_{desc} = custo de descomissionamento e disposição final.

Segundo Budris e outros autores (2001) alguns custos dependem da seleção do projeto da bomba, do projeto do sistema e integração da bomba com o sistema, mas também depende da forma como o sistema é operado. Os custos que dependem desses aspectos são: o custo com energia elétrica para os motores de acionamento e sistemas auxiliares, o custo com manutenção e o custo resultante de paradas de produção devido a falhas. A seleção do equipamento e do projeto correto resulta em redução considerável nesses custos além de resultar em maior rendimento e maior vida útil da bomba.

Budris e outros autores (2001) citaram que o cálculo do ciclo de vida pode seguramente ser usada como uma ferramenta comparativa entre as alternativas de equipamentos, a fim de se tomar a decisão mais viável e identificar a alternativa de maior custo efetivo.

Na **Figura 3.9** constam os principais custos que compõe o ciclo de vida de um equipamento. O custo inicial (aquisição da bomba, peças reservas, treinamentos, tubulações e sistemas auxiliares) somado ao custo de instalação (fundações, bases, testes, alinhamentos, limpeza das tubulações e comissionamento) representa a menor parcela do custo do ciclo de vida. Na maioria dos casos essa parcela é menor que 15% do custo total do ciclo de vida de um equipamento (BLOCH; BUDRIS, 2014).

Figura 3.9 – Custos típicos do ciclo de vida de um equipamento



Fonte: Adaptado de Bloch e Budris (2014).

Segundo Bloch e Budris (2014) o custo referente a energia elétrica consumida pelo motor costuma ser o mais impactante do ciclo de vida do equipamento, sobretudo se operar mais que 2.000 (duas mil) horas por ano (ver o gráfico da **Figura 3.9**). O custo com energia elétrica somado ao custo de manutenção, incluindo os reparos, pode ser 10 vezes maior que o custo inicial ou de aquisição e instalação.

Budris e outros autores (2001) citaram outro importante custo impactante no ciclo de vida de equipamentos, o custo de reparo ou manutenção. Esse custo é dependente da tecnologia escolhida, da política de manutenção adotada, do tipo e da qualidade dos materiais de construção aplicados, do custo das peças reservas.

O custo devido à perda de produção em virtude de uma falha inesperada pode superar o custo com energia elétrica ou até mesmo o de

substituição de peças ou de substituição do próprio equipamento. Mesmo se adotando todas as medidas necessárias para evitar falhas inesperadas, ainda assim há ocasiões que elas ocorrem. Quando os custos resultantes da perda de produção são inaceitáveis, uma bomba reserva deve ser instalada em paralelo para reduzir esse risco (BUDRIS et al, 2001).

3.6 DISCUSSÃO PARCIAL

Nesse capítulo foram apresentadas citações de artigos recentes relacionados ao tema dos casos estudados. Os trabalhos considerados mostraram que as mudanças são conseqüências inevitáveis nas implementações dos projetos. Embora muitos fatores influenciem no desempenho e resultado total de um projeto, três fatores são os mais associados ao sucesso de qualquer tipo de projeto: o prazo, o custo e a qualidade.

Verificou-se que o CAPEX e o OPEX são impactados pelo tipo de layout escolhido nos projetos. A utilização da técnica de gestão do valor agregado, sobretudo para monitorar e controlar os prazos e o CAPEX de projetos. A EVM (*earned value management*), ou seja, o gerenciamento do valor agregado, consiste em estimar o custo e o prazo final do projeto com base no desempenho corrente do mesmo.

A maioria dos casos de fracassos dos projetos são decorrentes de falhas gerenciais que poderiam ser evitadas. O item 7.4 do *PMBOK® Guide*, destaca que o gerenciamento de custos do projeto se depara inevitavelmente com decisões de redução de custos, a fim de garantir o orçamento original estimado.

Alguns artigos mostraram que a confiabilidade de sistemas é calculada através da probabilidade de disponibilidade do sistema, sendo necessário conhecer o valor do MTBF e MTTR. Os valores de MTBF para bombas API e ANSI foram apresentados com base em levantamento realizado em plantas industriais nos Estados Unidos.

Finalmente, o CCV, custo total do ciclo de vida, foi considerado, sendo analisada a equação matemática para o cálculo do CCV das bombas. No

próximo capítulo serão apresentadas fundamentações teóricas sobre os sistemas estudados e analisados.

4 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Algumas considerações teóricas sobre os principais assuntos abordados nesse estudo de caso são tratadas nesse tópico. Inicialmente serão considerados conceitos sobre unidades termelétricas (UTE), em seguida sobre análise financeira de projetos, confiabilidade, especificações de bombas API 610 e ANSI, bombas de água de alimentação de caldeiras, da torre de resfriamento e sistema de extração de condensado.

4.1 USINA TERMELÉTRICA DE ENERGIA (UTE)

As usinas termelétricas convertem a energia térmica liberada pela queima de combustíveis fósseis, biomassas ou fissão nuclear do urânio, em energia elétrica. As UTEs apresentam variadas configurações dependendo da capacidade instalada, do tipo de tecnologia aplicada e do tipo de combustível utilizado (SOUZA, 2014).

Essas usinas necessitam de vários insumos para produzir energia elétrica, por exemplo, a água usada para produzir vapor, os produtos químicos usados para tratar a água de processo, toda mão-de-obra usada para administrar, operar e manter as UTEs, além da energia elétrica usada como consumo interno da unidade, principalmente quando a mesma se encontra fora de operação. Entretanto, o principal e mais impactante insumo do ponto de vista financeiro e de rendimento é o combustível (LORA, 2004).

Os combustíveis utilizados na produção de energia elétrica são: óleo diesel, óleo pesado, carvão, gás natural, gases de processo, fissão nuclear do urânio (usina nuclear), biomassas (madeiras, bagaço de cana, materiais orgânicos) e álcool (REIS, 2011).

Dentre os equipamentos que compõe uma termelétrica, os mais importantes são aqueles que fazem parte do bloco de potência, sendo responsáveis pela produção de energia elétrica, por exemplo, os motores de combustão interna (turbina a gás ou motores alternativos) e os geradores. Segundo Brunetti (2008), essas máquinas térmicas transformam a expansão

resultante da queima de combustível e ar em energia mecânica rotacional do eixo que se encontra acoplado ao gerador.

As caldeiras usadas para produzir vapor superaquecido, as quais integram algumas configurações de UTE, também fazem parte do bloco de potência. Existe ainda o transformador principal que eleva a tensão da energia elétrica produzida pelo gerador para o mesmo nível da rede de transmissão (alta tensão) e o transformador de serviço que transforma uma parcela da energia produzida no gerador para o nível de média tensão, a fim de atender ao consumo interno da UTE (REIS, 2011).

O processo de produção de energia elétrica de uma UTE pode envolver o chamado ciclo Brayton, ciclo Rankine ou o ciclo combinado (Brayton e Rankine). Esse trabalho trata da redução de custos em projeto de termelétrica com turbogeradores a gás natural e caldeira recuperadora de calor, sendo um típico exemplo de ciclo combinado (REIS, 2011).

Dessa forma, é oportuna uma explanação detalhada sobre esse tipo de UTE. Segue uma abordagem detalhada sobre usina termelétrica com turbogerador a GN (Gás Natural) e caldeira recuperadora de calor (HRSG), um ciclo combinado. Inicialmente é abordado o ciclo Brayton, em seguida o ciclo Rankine, finalizando com o ciclo combinado.

4.2 CICLO BRAYTON

As turbinas a gás são máquinas térmicas que funcionam segundo as leis do ciclo Brayton e que podem ser instaladas com uma caldeira recuperadora de calor montada no seu duto de gases de exaustão a fim de aproveitar a considerável energia térmica desses gases para produzir vapor em uma caldeira (SOUZA, 2014).

O funcionamento do ciclo Brayton se desenvolve em quatro etapas. A primeira etapa consiste na admissão do ar, ponto A da **Figura 4.1**, através de um compressor axial que eleva a pressão do ar a valor bem acima da pressão atmosférica (processo adiabático ou isentrópico – quando não há troca de calor com o meio externo), ponto B da **Figura 4.1** (SILVA, 2012).

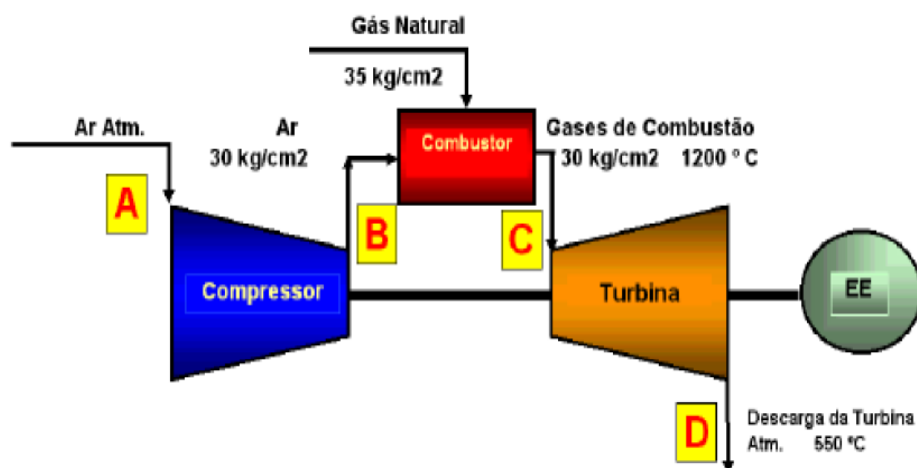
Na segunda etapa o ar comprimido entra numa câmara de combustão submetida a uma pressão constante (isobárico), em seguida, o combustível é injetado nessa mesma câmara, entrando em combustão, ponto B ao ponto C da **Figura 4.1**. A temperatura dos gases de combustão é de aproximadamente 1.200°C na saída da câmara (SILVA, 2012).

Na terceira etapa ocorre a expansão dos gases queimados, dentro de uma turbina, a qual converte a energia térmica e de expansão dos gases em energia mecânica rotacional do eixo (torque). Essa etapa é isentrópica ou adiabática, pois não há troca de calor com o meio externo.

Entretanto, o processo de expansão dos gases resulta em diminuição da pressão e da temperatura, chegando a 550°C na saída da turbina com pressão pouco acima da atmosférica. A terceira etapa corresponde ao trecho entre os pontos C e D da **Figura 4.1** (LORA, 2004).

A quarta e última etapa corresponde a rejeição de calor com pressão constante (isobárica), ou seja, trata-se da exaustão dos gases queimados que se dá a partir do ponto D da **Figura 4.1** (TOLMASQUIM, 2016).

Figura 4.1 – Fluxograma de uma turbina a gás

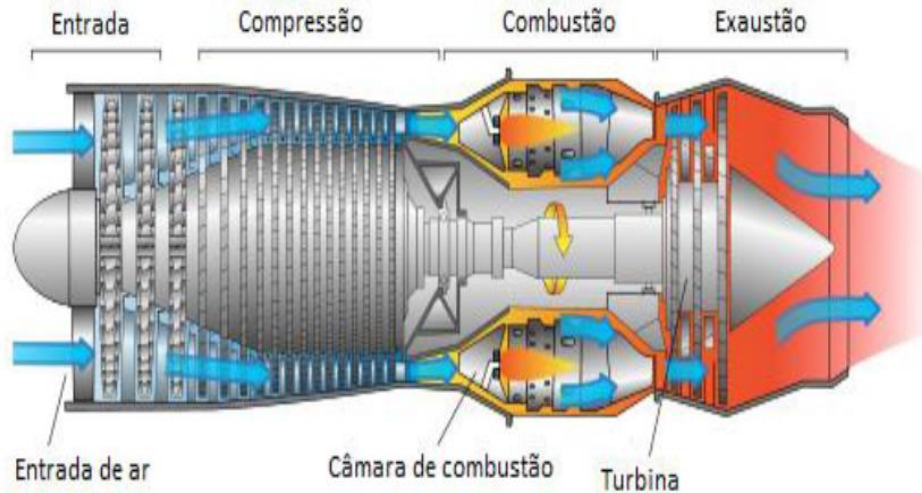


Fonte: Tolmasquim (2016) citando Falco (2011).

A **Figura 4.2** ilustra uma turbina a gás com os seus principais componentes. Nota-se a entrada de ar através das primeiras fileiras de pás do compressor, sendo que a medida que o ar é deslocado para as últimas fileiras, a área de passagem vai reduzindo, aumentando a pressão do ar. O componente seguinte é a câmara de combustão que é o compartimento em

que ocorre a queima do ar comprimido com o gás natural. Essa queima resulta numa expansão violenta dos gases nas fileiras de pás da turbina, sendo apenas essa etapa responsável pela realização de trabalho. Conectada a parte final da turbina, há o duto de exaustão que conduz esses gases até a chaminé ou até a caldeira, dependendo do tipo de configuração.

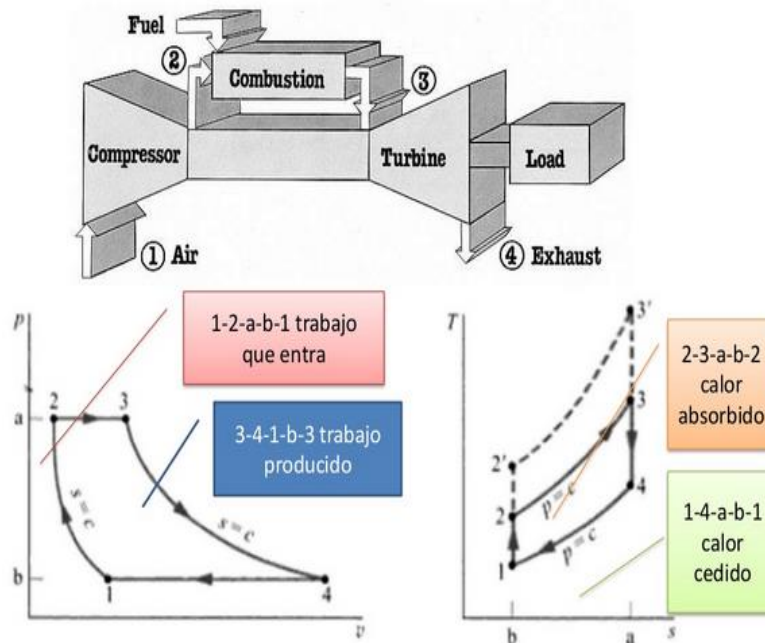
Figura 4.2 – Componentes básicos de uma turbina a gás



Fonte: Tolmasquim (2016) citando Wikimedia Commons (2008).

A **Figura 4.3** relaciona o comportamento da pressão e da temperatura em cada etapa do ciclo Brayton com cada parte da turbina a gás ilustrada.

Figura 4.3 – Componentes básicos de uma turbina a gás e sua relação com as etapas do ciclo Brayton



Fonte: Cuzco (2013).

Nota-se na **Figura 4.3** que na primeira etapa do ciclo, a etapa de compressão, o ar é admitido através da sucção do compressor, de forma que a pressão é elevada do nível atmosférico (ponto b do gráfico de pressão) até atingir a pressão de inserção na câmara de combustão (ponto a do mesmo gráfico). Essa figura ainda mostra que a temperatura do ar também se eleva durante essa etapa, pontos 1 a 2 do gráfico de temperatura – compressor - (TOLMASQUIM, 2016).

Ainda, observa-se que na segunda etapa, pontos 2 a 3 dos gráficos de pressão e temperatura, câmara de combustão, ocorre a combustão do ar com o gás combustível num valor de pressão constante. Passa-se então para a terceira etapa, entre os pontos 3 a 4, ocorrendo a expansão dos gases que foram queimados na câmara de combustão. Essa expansão ocorre na turbina, de forma que a energia térmica e a expansão dos gases são convertidas em energia rotacional do eixo (LORA, 2004).

Finalmente, há a rejeição dos gases queimados através do duto de exaustão da turbina, ponto 4.

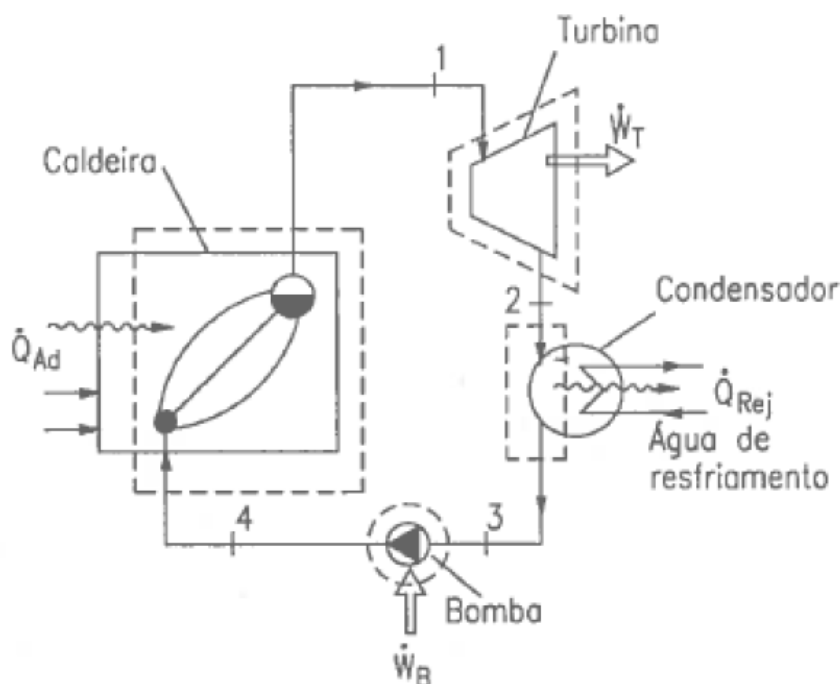
No Brasil, as termelétricas que possuem ciclo Brayton costumam usar turbinas a gás do tipo *Heavy-duty* e aeroderivativa. Os principais fabricantes dessas turbinas são: Alstom, GE, Siemens e Rolls-Royce. Essas turbinas possuem em média um rendimento de 45% e disponibilidade (confiabilidade) de 96% a 99% para um período de operação de 8.760 horas (CARAZAS, 2007).

4.3 CICLO RANKINE

O ciclo Rankine é aquele aplicado aos sistemas de produção de vapor e geração de energia elétrica através de turbina a vapor (TV). O funcionamento desse ciclo também se desenvolve em quatro etapas. Entretanto, diferentemente do ciclo Brayton em que o combustível queimado juntamente com o ar comprimido sofre expansão em uma turbina, no ciclo Rankine o combustível é usado para aquecer a água em uma caldeira que produz o vapor que em seguida é expandido em uma turbina.

Na **Figura 4.4** consta um ciclo Rankine típico.

Figura 4.4 – Ciclo Rankine simples



Fonte: Falco (2011) apud Tolmasquim (2016).

Na primeira etapa de funcionamento do ciclo Rankine ocorre o bombeamento de água para a caldeira (ponto 3 ao ponto 4 da **Figura 4.4**), sendo um processo adiabático ou isentrópico reversível. Assim, nota-se a importância das chamadas bombas de água de alimentação da caldeira, de forma que sem as mesmas não há produção de vapor (SILVA, 2012).

Na segunda etapa há a transferência de calor a pressão constante na caldeira (ponto 4 ao ponto 1 da **Figura 4.4**). Isto é possível através da queima da mistura do combustível com ar na caldeira ou através da recuperação de calor vinda de algum processo ou do duto de exaustão de uma turbina a gás (SILVA, 2012).

Na terceira etapa ocorre a expansão adiabática ou isentrópico reversível do vapor dentro de uma turbina (ponto 1 ao ponto 2 da **Figura 4.4**), a qual converte a energia térmica e expansão do vapor em energia mecânica rotacional do eixo. A quarta e última etapa do ciclo Rankine consiste na transferência de calor a pressão constante no condensador, revertendo ou condensando a água que realizou trabalho na TV, ponto 1 ao ponto 2 da **Figura 4.4** (SILVA, 2012).

Assim, nota-se que os principais equipamentos que integram esse ciclo, sem os quais não há como produzir vapor, são: as bombas de água de alimentação de caldeira, a caldeira, o condensador, as bombas de água de circulação da torre de resfriamento ou do condensador e as bombas de extração de condensado (REIS, 2011).

O rendimento do ciclo Rankine é calculado através da relação entre a temperatura média na qual o calor é fornecido e na qual é rejeitada. Desta forma para melhorar o rendimento é necessário aumentar a temperatura média na qual o calor é fornecido ou diminuir a temperatura média na qual o calor é rejeitado (LORA, 2004).

O trabalho é realizado alternando-se o estado do fluido de trabalho (água) entre vapor e condensado em um circuito fechado. Objetivando melhorar o rendimento, o ciclo Rankine simples sofreu algumas alterações em seu projeto tradicional, por exemplo, há o ciclo Rankine com reaquecimento, o ciclo Rankine regenerativo aberto e o ciclo regenerativo fechado (TOLMASQUIM, 2016).

As principais ações para redução do custo do projeto apresentadas nesse trabalho se dão em um ciclo Rankine, semelhante ao ilustrado na **Figura 4.4**. Os equipamentos escolhidos para avaliação possuem custo total do ciclo de vida mais expressivo.

Esses equipamentos são as bombas de água de alimentação da caldeira, as bombas de água de circulação da torre de resfriamento principal e do condensador e as bombas que extraem o condensado do condensador e o transfere para o economizador, fechando o ciclo Rankine. Assim, é oportuna uma explanação mais detalhada sobre esses subsistemas.

4.4 BOMBAS CENTRÍFUGAS

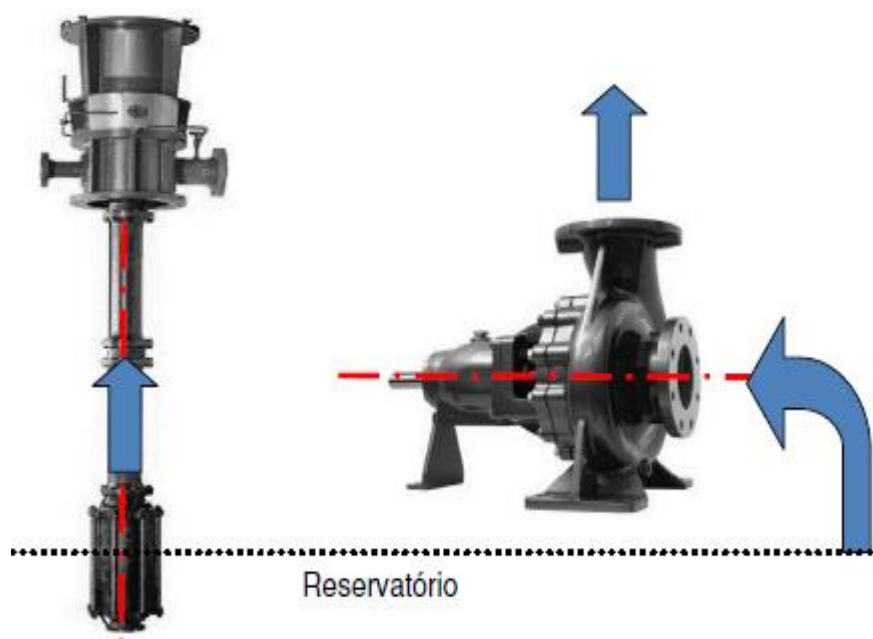
Segundo Loeser (2011), bomba é uma máquina hidráulica que aumenta a energia de um fluido incompressível através da energia mecânica. Esse aumento de energia do fluido se dá em três formas de energia: a potencial que está relacionada a posição do fluido, a cinética que está

relacionada a velocidade do fluido e a entalpia que está relacionada a pressão e a temperatura do fluido bombeado.

Loeser (2011) cita que as bombas são classificadas de acordo com a sua forma construtiva considerando três elementos fundamentais: o impelidor, a carcaça e o eixo. Quanto ao impelidor, a classificação mais conhecida faz referência a quantidade de impelidor, ou seja, simples estágio ou multi-estágio. Quanto a carcaça as bombas costumam ser classificadas em bipartidas axialmente ou bipartidas radialmente.

Quanto a posição do eixo as bombas são classificadas em horizontais ou verticais, sendo a referência o eixo e não o fluxo do fluido. A **Figura 4.5** ilustra esses dois tipos de bombas (LOESER, 2011).

Figura 4.5 – Bomba vertical e bomba horizontal



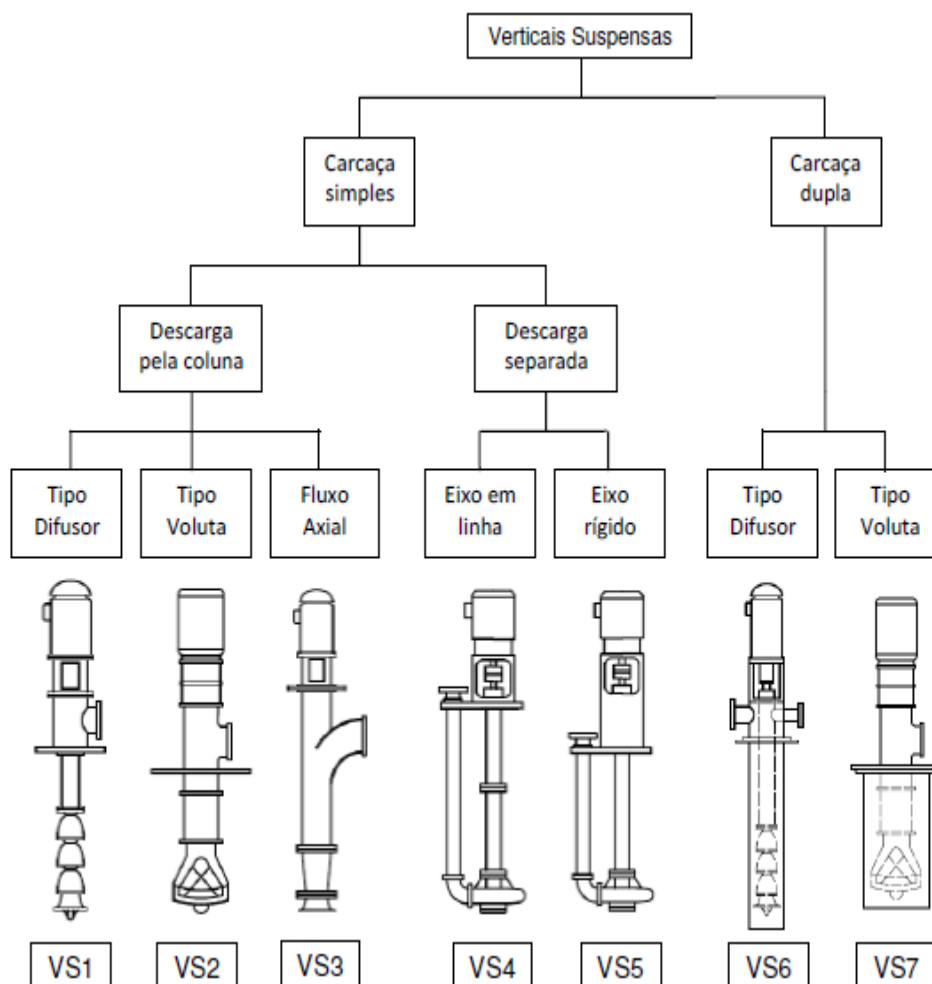
Fonte: Loeser (2011).

Segundo Loeser (2011) há outra classificação das bombas centrífugas conforme o HIS (*Hydraulic Institute Standards*) e o API (*American Petroleum Institute*). Esses órgãos classificam as bombas em três tipos:

- ✓ Bombas OH (*overhung*) – com rotor em balanço;
- ✓ Bombas BB (*between bearings*) – com rotor entre mancais;
- ✓ Bombas VS (*vertically suspended*) – verticais suspensas.

Na **Figura 4.6** constam bombas verticais conforme classificação HIS e API 610.

Figura 4.6 – Tipos de bombas verticais conforme API 610 e HIS



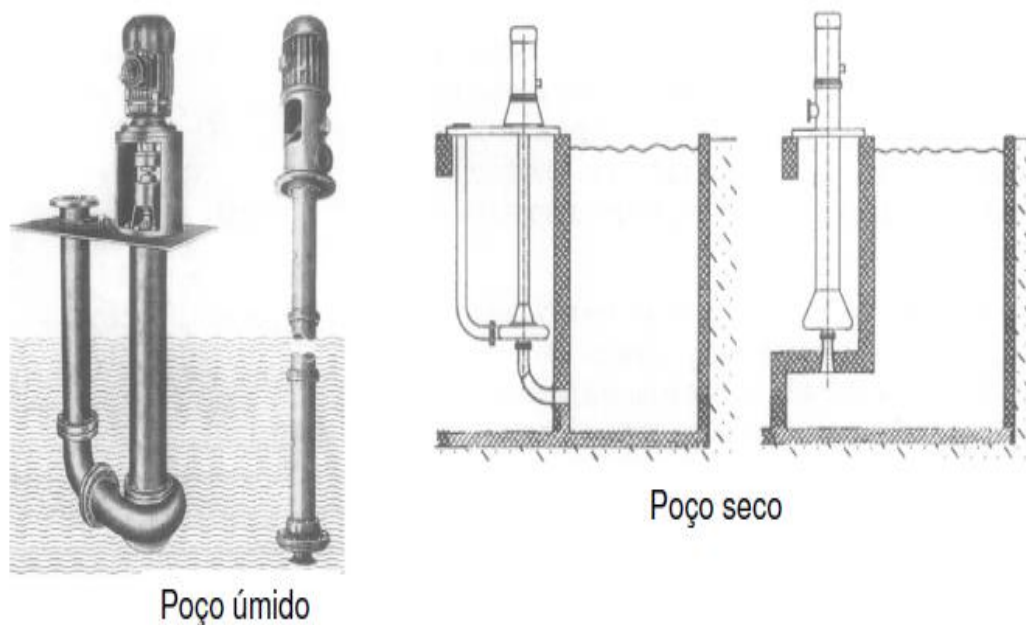
Fonte: Loeser (2011).

As bombas VS2 e VS3 podem ser usadas em sistemas de água de circulação da torre de resfriamento, sendo objeto desse estudo de caso. A bomba VS6 também é objeto desse estudo, pois é o tipo aplicado em sistema de extração de condensado. Essas três bombas são do tipo poço úmido, ou seja, trabalham em submersão no fluido bombeado.

Na **Figura 4.7** observa-se a diferença entre bombas verticais de poços úmido e seco. As bombas de poço úmido (lado esquerdo da figura) trabalham com a voluta e tubulação de descarga imersa no fluido, pois o poço sempre contém uma coluna de líquido. No poço seco (lado direito da figura), a voluta

e a tubulação de descarga da bomba não tem contato com o fluído, pois no poço em que o equipamento é montado não há coluna de líquido.

Figura 4.7 – Bomba vertical de poço úmido e de poço seco



Fonte: Loeser (2011).

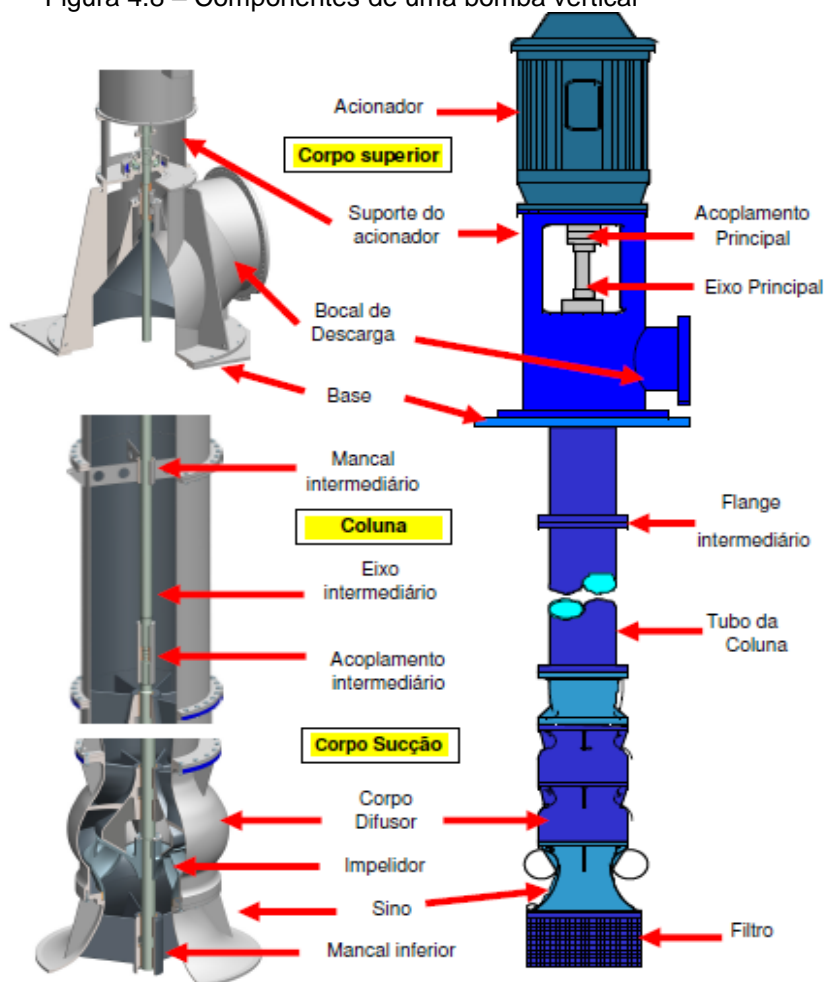
Segundo Loeser (2011), as bombas VS2, VS3 e VS6 são verticais com carcaça simples e descarga através de tubo de coluna. Entretanto a bomba VS2 é hidráulica de voluta, a VS3 é hidráulica axial e a VS6 é hidráulica de difusor, porém dentro de um tanque próprio de sucção.

Bloch e Budris (2014) citaram algumas vantagens ao utilizar bombas verticais, por exemplo:

- a) As bombas verticais ocupam pouco espaço;
- b) Problemas devido à falta de água no rotor durante as partidas é evitado pois o rotor trabalha submerso;
- c) O rotor do primeiro estágio pode ser reduzido possibilitando a utilização de poço com maior profundidade, a fim de atender a margem do NPSH;
- d) Maior eficiência em altas vazões devido os vários estágios;
- e) A construção modular permite que a bomba seja usada em muitas aplicações.

Essas bombas são divididas em três partes: corpo superior, coluna e corpo com a sucção, conforme pode-se notar na **Figura 4.8**.

Figura 4.8 – Componentes de uma bomba vertical



Fonte: Loeser (2011).

Entretanto Bloch e Budris (2014) destacaram alguns problemas que podem surgir com bombas verticais, e que de fato ocorreram com duas bombas da UTE referente ao presente estudo de caso, sendo os seguintes problemas:

- a) Alguns rolamentos internos da luva são lubrificados pelo próprio fluido bombeado, de forma que devem ser capazes de trabalhar com quaisquer materiais abrasivos ou corrosivos;
- b) Devido ao comprimento do eixo e as cargas (empuxo) axiais e radiais, podem surgir problemas de vibração elevada e ressonância;

- c) Os sólidos em suspensão no fluido bombeado devem ter tamanho menor que 50 microns para não danificar os mancais.

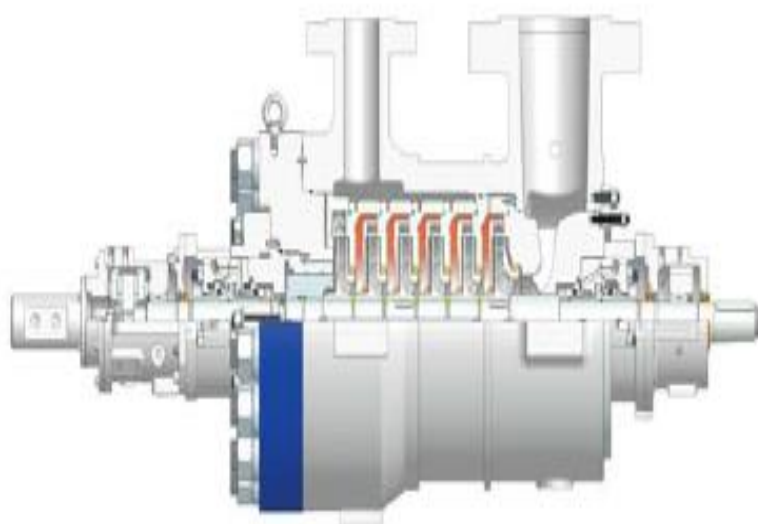
Outro modelo de bomba considerado nesse estudo de caso é o BB (*between-bearings*), ou seja, com rotor bi-apoiado. Esse é o modelo usado em sistemas de água de alimentação de caldeiras e que também pode ser aplicado em sistemas de água de circulação de torre de resfriamento integrado a condensadores. Esses equipamentos são de altíssima energia, pois possuem pressão de recalque acima de 150 bar. Sua carcaça é partida radialmente e são de multi-estágio do tipo barril.

Equipamentos como os considerados nesse estudo podem ter a vantagem de permitir que o cartucho composto pelo eixo, rotores, difusores, selos mecânicos e mancais, sejam sacados completamente da carcaça conectada à tubulação de sucção e de descarga, facilitando as manutenções (MUSETTI, 2013).

Segundo Marco Musetti (2013), os mancais podem ser de rolamento lubrificado a óleo com anel pescador ou lubrificado a névoa de óleo (lubrificação forçada), sendo resfriados através de rotor com conjunto de pás montado no próprio eixo da bomba, próximo aos mancais. O impelidor pode ser de duplo estágio de sucção para NPSH requerido muito limitado.

A **Figura 4.9** ilustra um exemplo de bomba BB semelhante ao estudo de caso considerado nesse trabalho e detalhada nos dois parágrafos anteriores.

Figura 4.9 – Bomba tipo BB de sistema de água de alimentação de caldeira em corte



Fonte: Musetti (2013).

As bombas tipo BB aplicadas em sistemas de água de circulação das torres de resfriamento conectadas ao condensador possuem a carcaça bipartida axialmente e possuem rotor de simples estágio com duplo bocal de sucção. Essas bombas diferem das bombas de água de alimentação de caldeiras tanto construtivamente, quanto no campo operacional (LORA, 2004).

As bombas de água de circulação da torre de resfriamento são de altíssimas vazões, porém de baixa pressão de recalque. Essas características resultam em motores e bombas grandes, os quais costumam operar em rotações menores que 1.800 rpm. Na **Figura 4.10** consta uma bomba BB aplicada em sistema de água de circulação de torre de resfriamento em corte.

Figura 4.10 – Bomba tipo BB de sistema de água de circulação em corte



Fonte: Musetti (2014).

4.5 BOMBAS DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO DA CALDEIRA

As bombas de água de alimentação de caldeira são de alta pressão e são responsáveis pelo suprimento de água para a caldeira. Sua função no ciclo Rankine é bombear água do *drum* (tubulão) de baixa pressão para os economizadores de média e alta pressão da caldeira (SOUZA, 2014).

Essas bombas succionam a água com temperatura de 80 °C elevando essa temperatura devido ao processo de bombeamento (entalpia) até 148 °C no recalque. Na configuração considerada nesse estudo de caso, essas bombas trabalham com pressão de sucção de 6 barg e duas pressões de descarga: alta pressão de 160 barg, sendo a principal; extração da parte intermediária da bomba com pressão de 46 barg (média pressão).

A tubulação de descarga dessas bombas é provida de uma válvula de fluxo principal e outra de fluxo mínimo. Assim, durante a entrada em

operação, a de fluxo mínimo se encontra 100% aberta, recirculando a água do sistema, enquanto a principal permanece fechada.

A medida que a produção de vapor na caldeira se inicia, aumentando gradativamente a vazão de água, a válvula de fluxo principal abre proporcionalmente, ao mesmo tempo que a de fluxo mínimo fecha (LORA, 2004).

A válvula de fluxo mínimo é um dispositivo de segurança e proteção do sistema de água de alimentação de caldeira, pois esses equipamentos não podem operar na condição de *shut off*, ou seja, sem fluxo algum de água na descarga. Tratam-se de bombas que transmitem muita energia para o fluido bombeado, resultando em muita dissipação de energia térmica na forma de calor cedido para a água. Dessa forma, o bloqueio completo do fluxo de água, resultaria em aumento da temperatura dos componentes internos da bomba, vaporização da água e falha catastrófica da bomba em alguns segundos (MUSSETTI, 2013).

Nota-se assim que o fluido bombeado, a água, também tem a importante função de resfriar os componentes internos da bomba. Por outro lado, a válvula de fluxo mínimo também evita sobrecargas nos motores elétricos de acionamento e nas bombas, além de evitar choques hidráulicos bruscos no pré-aquecedor da caldeira, já que se tratam de bombas com elevadíssimo nível de energia hidráulica.

Segue um exemplo de bomba de água de alimentação de caldeira na **Figura 4.11** e um fluxograma de processo de um sistema de água de alimentação de caldeira na **Figura 4.12**.

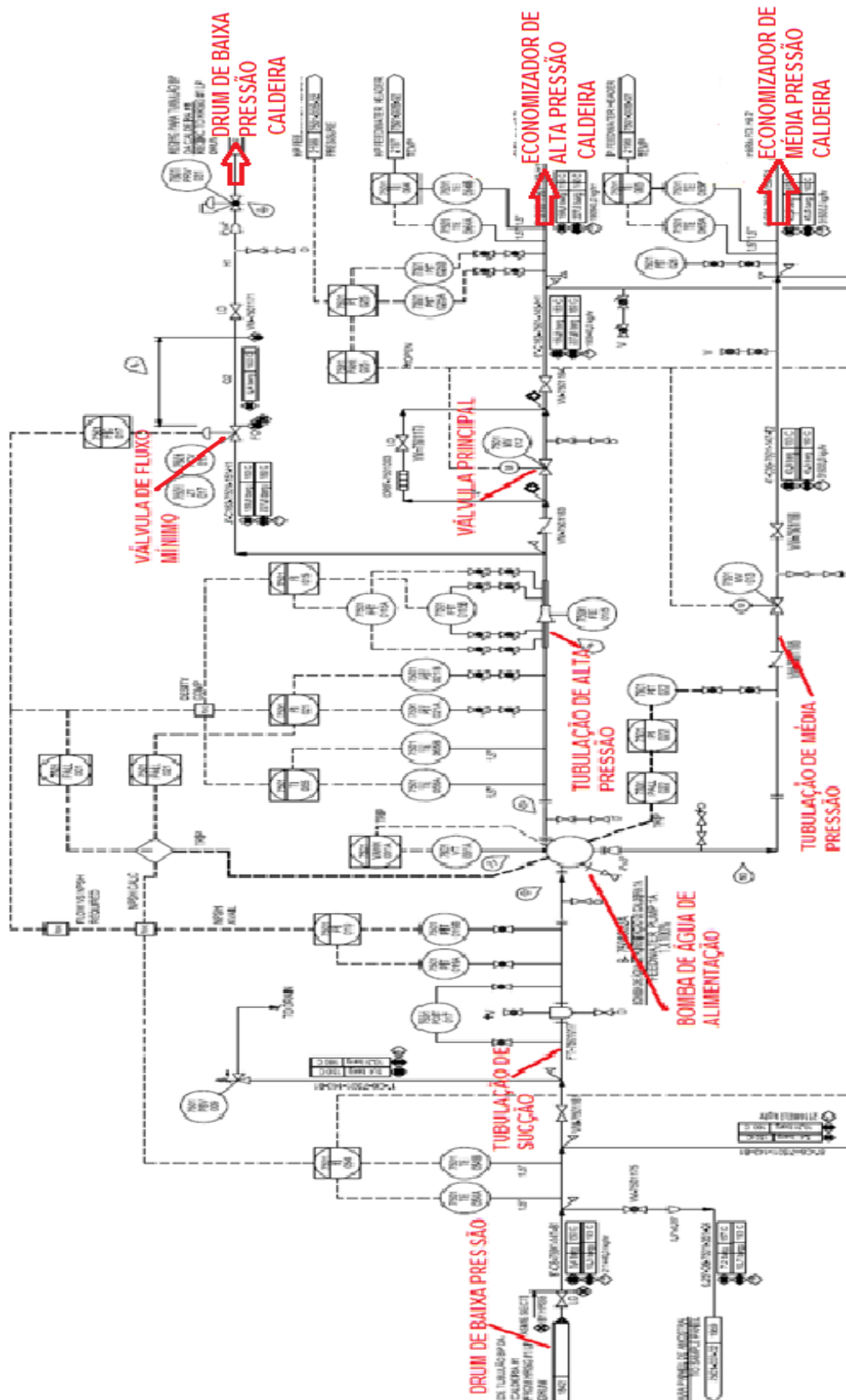
Figura 4.11 – Bomba de água de alimentação de caldeira (Salvador, 2017)



Na **Figura 4.12** consta um fluxograma do sistema de água de alimentação das caldeiras. Na parte inferior desse documento encontra-se o ponto de conexão do drum de baixa pressão à tubulação de sucção das bombas de água de alimentação da caldeira. Existem duas linhas de descarga, sendo uma de média pressão que sai de um estágio intermediário do equipamento e segue até o economizador de média pressão localizado na caldeira.

Encontra-se ainda nesse mesmo fluxograma, a válvula de fluxo mínimo localizada em uma derivação da tubulação de descarga de alta pressão, a qual segue até o *drum* de baixa pressão, a fim de possibilitar a recirculação do sistema. Nota-se também a válvula principal da linha de alta pressão que sai do último estágio da bomba e segue até o economizador de alta situado na caldeira.

Figura 4.12 – Fluxograma do sistema de água de alimentação de caldeira (Salvador, 2017)



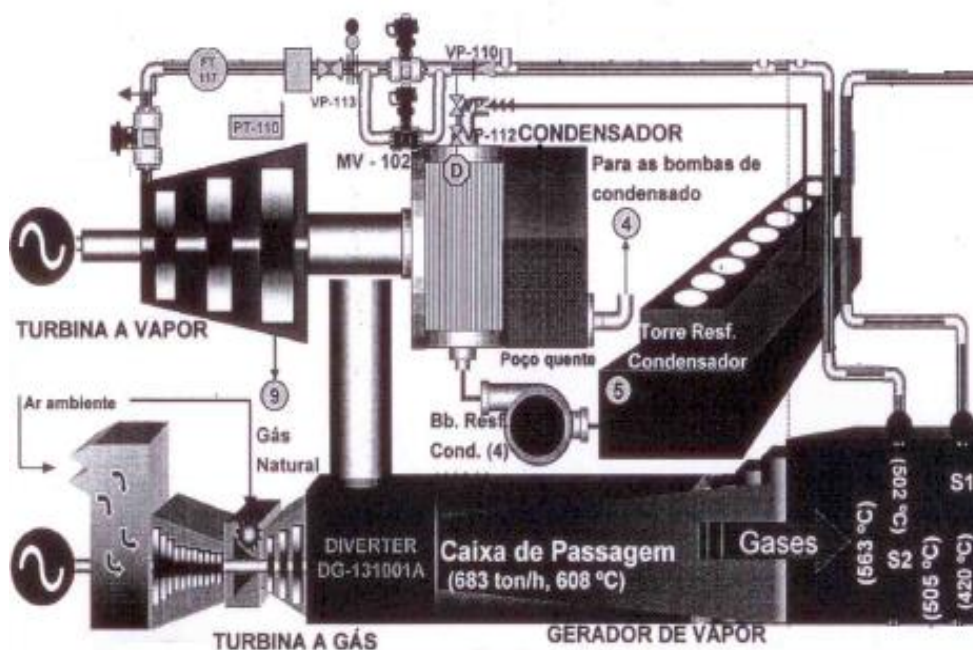
4.6 BOMBA DE ÁGUA DE CIRCULAÇÃO DA TORRE DE RESFRIAMENTO E CONDENSADOR.

As bombas de água de circulação estão entre as mais importantes do ciclo combinado. Sua função é bombear água da bacia da torre de resfriamento principal para o condensador que se encontra conectado ao duto de exaustão da turbina a vapor (TOLMASQUIM, 2016).

Esses equipamentos transferem energia para o fluido que se encontra na bacia da torre de resfriamento com temperatura ambiente. Essa energia é suficiente para possibilitar sua circulação através do condensador, ocorrendo a troca térmica entre o vapor exaurido pela TV (carga quente) e a água fria vinda da torre de resfriamento (carga fria). A pressão de recalque dessas bombas é de 6 barg (exemplo do caso estudado).

Após circular no condensador e chegar até a parte mais alta de cada célula da torre, a água retorna para a bacia descendo por gravidade, quando encontra uma contracorrente de ar provocada pelos ventiladores instalados no topo de cada célula, resfriando a água que realizou trabalho no condensador. A **Figura 4.13** ilustra todo esse processo (REIS, 2011).

Figura 4.13 – Funcionamento da torre de resfriamento.



Fonte: Adaptado de Lora (2004).

As bombas de água de circulação da torre de resfriamento podem ser horizontais ou verticais. A **Figura 4.14** é da bomba horizontal do estudo de caso considerado nesse trabalho.

Figura 4.14 – Bomba horizontal de água de circulação da torre de resfriamento (Salvador, 2017)



Na **Figura 4.15** consta uma bomba vertical de água de circulação semelhante ao estudo de caso considerado nesse trabalho.

Figura 4.15 – Bomba vertical de água de circulação da torre de resfriamento (Salvador, 2017)



4.7 BOMBA DE EXTRAÇÃO DE CONDENSADO

As bombas operam com uma pressão de descarga muito menor que as de água de alimentação da caldeira e possuem uma vazão também muito menor que as bombas de água de circulação da torre, sendo mais simples.

Entretanto, elas possuem importante função no ciclo Rankine, pois succionam o condensado do poço do condensador e o transfere para o economizador de baixa pressão da caldeira, cuja tubulação de saída é conectada ao *drum* de baixa pressão da caldeira que está conectado as bombas de água de alimentação (REIS, 2011).

Embora esses sistemas tenham sempre uma bomba reserva, uma falha nessas bombas pode resultar em redução de produção de energia elétrica ou parada total, caso a bomba em falha não seja restabelecida em tempo hábil.

Essas bombas costumam ser verticais, pois o NPSH (Net Positive Suction Head - Altura Total de Sucção Requerida) disponível dessas instalações são inadequados para as bombas horizontais. A sucção dessas bombas é conectada diretamente no poço do condensador, lembrando que se trata de um sistema estanque, ou seja, sem vazamentos para não haver perda de vácuo no condensador (LORA, 2004).

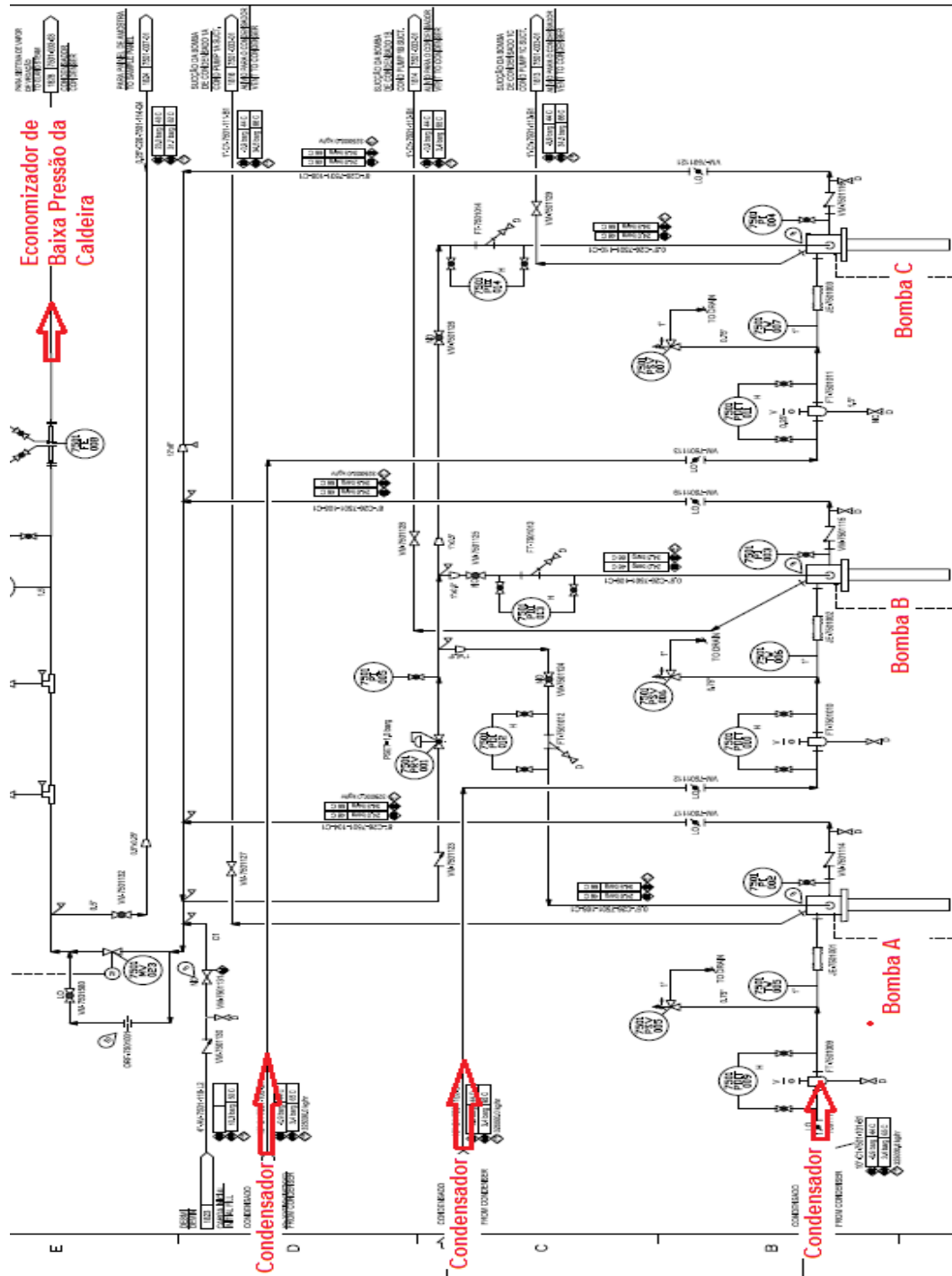
Na **Figura 4.16** encontra-se a bomba de extração de condensado do caso considerado nesse trabalho.

Figura 4.16 – Bomba de extração de condensado (Salvador, 2017)



A **Figura 4.17** traz o fluxograma de processo do sistema de extração de condensado do estudo de caso considerado nesse trabalho.

Figura 4.17 – Fluxograma de sistema de extração de condensado (Salvador, 2017)



No fluxograma da **Figura 4.17** constam, na parte inferior, três tubulações que nascem no poço do condensador e seguem até o bocal de sucção das bombas A, B e C. Na parte superior encontram-se as tubulações que estão conectadas ao bocal de descarga dos equipamentos e seguem até o economizador de baixa pressão localizado na caldeira.

4.8 CICLO COMBINADO

O ciclo combinado consiste na junção do ciclo Brayton e do ciclo Rankine, a fim de aumentar a eficiência global da UTE. O ciclo Brayton operando sozinho apresenta um rendimento em torno de 40 a 45%, enquanto que o ciclo Rankine operando sozinho apresenta um rendimento ainda menor que o Brayton, 20 a 25% (SOUZA, 2014).

A menor eficiência do ciclo Rankine é explicada pelo fato de que uma fonte fornece calor para que o fluido de trabalho seja transformado em vapor superaquecido a alta pressão, antes da sua expansão na turbina a vapor. Nota-se que há perdas consideráveis durante o processo de transformação da água em vapor dentro da caldeira e durante o processo de conversão da expansão térmica do vapor na turbina em rotação e torque disponível no eixo da turbina a vapor (TOLMASQUIM, 2016).

No ciclo Brayton as perdas se concentram na compressão do ar admitido pelo compressor axial e na conversão da expansão térmica dos gases queimados na turbina a gás em rotação e torque disponível no eixo. Entretanto, nota-se que os próprios fluidos de trabalho, ou seja, o ar e o gás natural é que sofre combustão e expande na turbina a gás realizando trabalho.

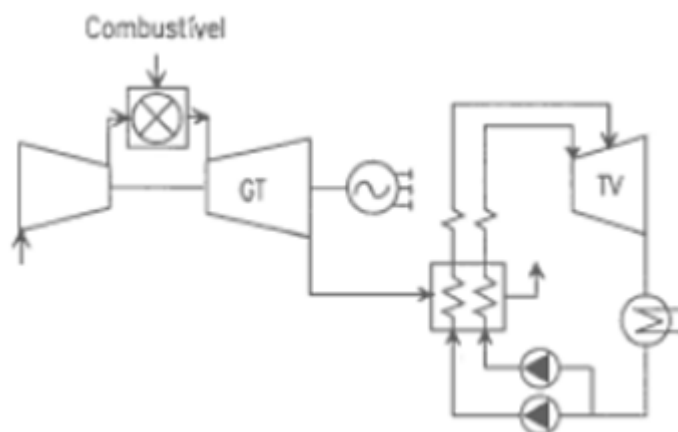
Conforme considerado no tópico sobre o ciclo Rankine, há fornecimento de calor para o fluido de trabalho ser transformado em vapor dentro da caldeira. Por outro lado, no ciclo Brayton os gases queimados saem dos dutos de exaustão da turbina a gás para serem emitidas para atmosfera através das chaminés com temperatura ainda elevada, 550° C, contribuindo para o aquecimento global (SOUZA, 2014).

Assim, acoplando a caldeira do ciclo Rankine no duto de exaustão da turbina a gás do ciclo Brayton, há o reaproveitamento desses gases de exaustão para produção de vapor na caldeira. Dessa forma, a eficiência global do ciclo combinado é de aproximadamente 55 a 58% (LORA, 2004).

A **Figura 4.18** representa um ciclo combinado semelhante ao considerado nesse estudo de caso. Nota-se que as bombas de água de circulação da torre de resfriamento, assim como as bombas de extração de

condensado, atendem ao ciclo como um todo, diferentemente das bombas de água de alimentação das caldeiras, as quais atendem a cada caldeira especificamente. Isso porque só há um sistema de condensação de vapor, pois só há uma turbina a vapor no processo.

Figura 4.18 – Ciclo combinado



Fonte: Arrieta et al (2004) apud Tolmasquim (2016).

4.9 ANÁLISE FINANCEIRA DE PROJETOS

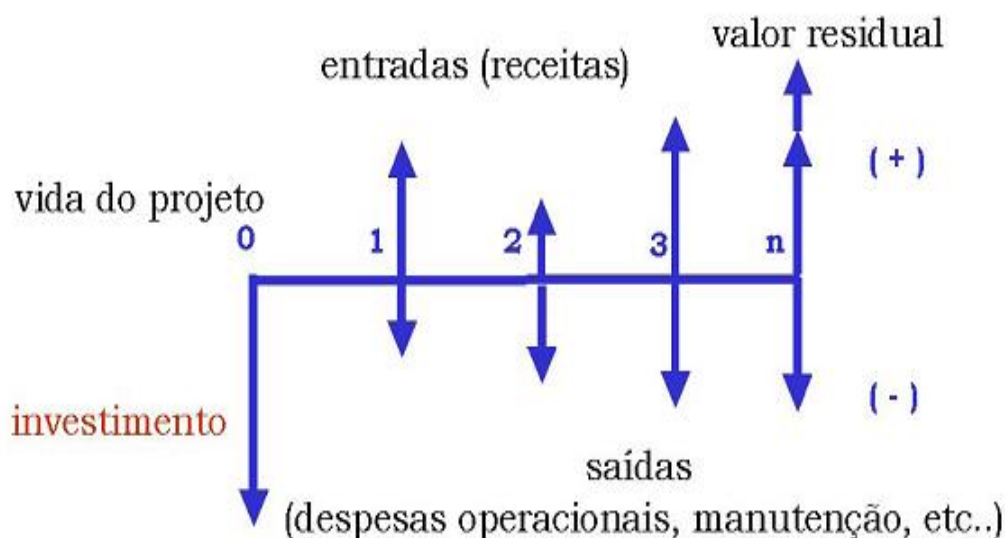
Segundo Rêgo e outros autores (2013), a tomada de decisão sobre a realização de um projeto requer critérios técnicos e a maneira mais eficaz é simular o investimento segundo algum modelo, por exemplo, confrontando o fluxo de caixa gerado com o investimento realizado. Os seguintes parâmetros costumam ser usados na tomada de decisão: *Payback* simples, *Payback* descontado, valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e índice de lucratividade (IL). Entretanto, nesse estudo de caso foi utilizado o VPL.

O VPL (valor presente líquido) leva em conta quatro variáveis para avaliar projetos de investimentos: quanto foi investido, quanto ele gera de fluxo de caixa, quando o fluxo de caixa deve ocorrer e qual o risco associado a esse fluxo de caixa. Sua equação é dada pela seguinte expressão (MOTTA; CALOBA, 2002):

$$VPL = -I + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+r)^t} + \frac{VR}{(1+r)^n} \text{ Equação (3).}$$

Na qual: “I” é o investimento inicial, “FCt” é o fluxo de caixa líquido na data “t”, “r” é o custo de capital definido pela empresa e “VR” é o valor residual do projeto ao final do período de análise (enésimo período). Desta forma, o método do VPL calcula o valor presente do fluxo de caixa esperado, menos o investimento inicial, conforme exemplificado na **Figura 4.19**.

Figura 4.19 – Fluxo de caixa de um projeto



Fonte: Rêgo et al (2013).

Ainda segundo Motta e Caloba (2002), a decisão de investimento com base no VPL é simples e resume-se da seguinte forma:

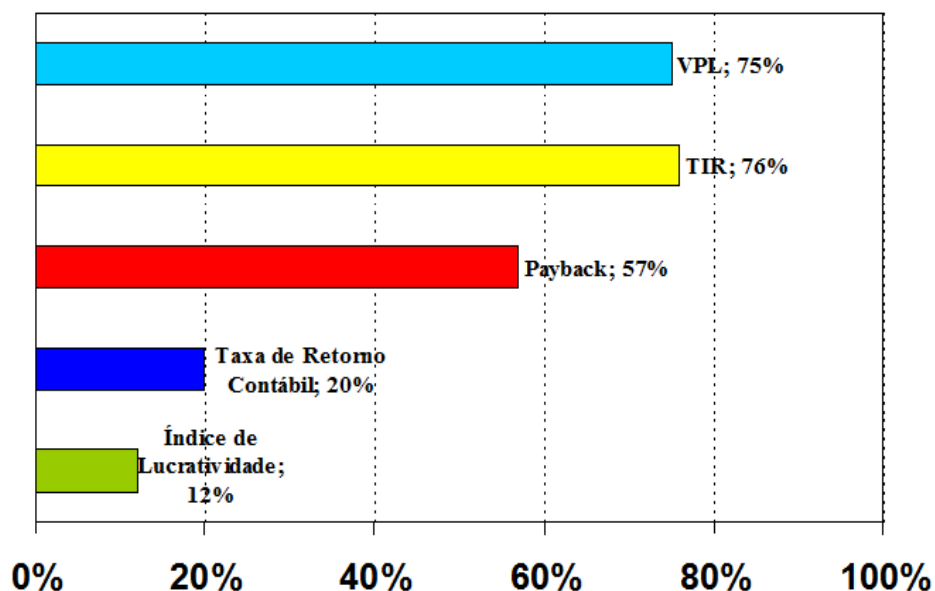
- ✓ $VPL > 0$, o projeto é aceito;
- ✓ $VPL = 0$ é indiferente aceitar ou não;
- ✓ $VPL < 0$ o projeto é rejeitado.

Sendo o VPL maior que zero ou positivo significa que na data zero o valor presente de todo o fluxo de caixa, descontado à taxa “i”, é maior do que o de todo o capital investido. Desta forma o capital investido é recuperado, sendo que a remuneração do investimento supera a taxa de atratividade da empresa. Nota-se assim que o VPL faz uma comparação do investimento realizado com o valor presente dos fluxos de caixa gerados pelo projeto.

Na **Figura 4.20** consta uma pesquisa realizada com os executivos financeiros (CFOs) de 392 das maiores empresas dos Estados Unidos. Nota-

se que 75% e 76% preferem utilizar respectivamente o VPL e a TIR como método de avaliação de projetos, enquanto o Payback vem a seguir com 57% (GRAHAM; HARVEY, 2001).

Figura 4.20 – Uso das técnicas de avaliação de investimentos pelos CFOs



Fonte: Graham e Harvey (2001).

Segundo Graham e Harvey (2001), a maioria das decisões sobre investimentos em projetos envolve escolher a melhor opção diante de múltiplas alternativas, podendo ser mutuamente excludentes, independentes e dependentes.

Os projetos mutuamente excludentes implicam que a escolha de um deles, elimina automaticamente os demais. Os projetos independentes permitem a aceitação de um projeto sem qualquer interferência ou dependência de outro. Já os projetos dependentes implicam que a escolha de um altera a decisão em relação aos outros projetos que compõe o orçamento ou a carteira de investimento. Os casos estudados nesse trabalho são do tipo mutuamente excludentes (GRAHAM; HARVEY, 2001).

4.10 CONFIABILIDADE DE SISTEMAS

“Confiabilidade é a capacidade de um item desempenhar uma função requerida sob condições especificadas, durante um intervalo de tempo”. (KARDEC; NASCIF, 2012, p.106).

Siqueira (2005) citou que a confiabilidade é a probabilidade de um item desempenhar uma função requerida durante um intervalo de tempo. Fala-se de confiabilidade mas mede-se falhas, ou seja, quanto maior o número de falhas menor a confiabilidade.

A confiabilidade de um equipamento pode ser expressa pela seguinte expressão:

$$R(t) = e^{-\lambda t} \text{ Equação (4).}$$

Sendo que: “R(t)” é a confiabilidade a qualquer tempo “t”, “λ” é a taxa de falhas (número total de falhas por período de operação) e “t” é o tempo previsto de operação (KARDEC; NASCIF, 2012, p.106).

Dessa forma, por se tratar de uma probabilidade, a confiabilidade pode variar entre 0 e 1 ou entre 0 e 100%. Entretanto, a confiabilidade é medida sob quatro aspectos que interferem diretamente em seu desempenho: a probabilidade de um evento ocorrer, o limite de admissibilidade abaixo do qual a função requerida não é mais atendida, as condições operacionais de uso às quais o equipamento está submetido e o intervalo de tempo definido, pois a confiabilidade varia com o tempo (KARDEC; NASCIF, 2012).

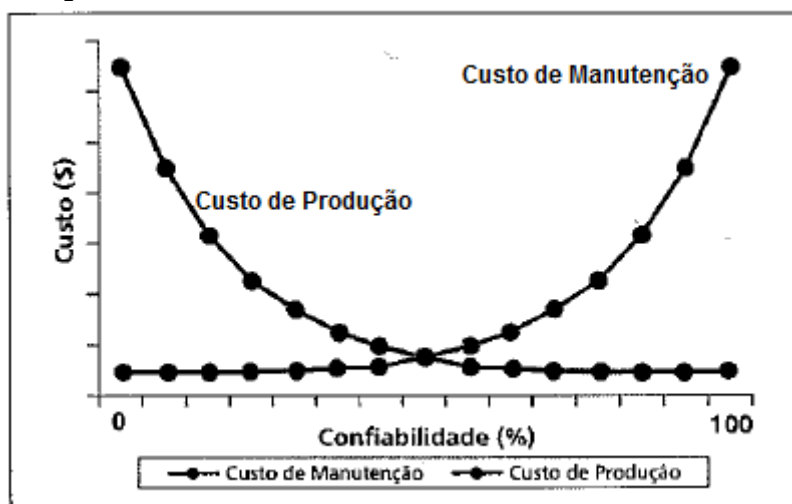
Segundo Siqueira (2005), quando um equipamento não apresenta o desempenho previsto, usa-se o termo falha. A falha pode resultar em algumas consequências desagradáveis, por exemplo:

- a) Interromper a produção;
- b) Regime instável de operação;
- c) Diminuir o ritmo de produção;
- d) Perder qualidade do produto;
- e) Perder função: comando ou proteção.

É óbvio que os resultados dos clientes ou usuários são significativamente melhorados com o aumento da confiabilidade, de forma que não faria sentido propor alternativas para reduzir o custo de um equipamento em prejuízo da confiabilidade (SIQUEIRA, 2005).

Há de se encontrar o ponto de equilíbrio entre o custo e o nível de confiabilidade adequado para o equipamento. Ressalta-se também a importância da manutenção para garantia da confiabilidade, pois de nada adiantaria se o equipamento não tiver um bom plano de manutenção preventiva e preditiva sendo executado criteriosamente. Dessa forma, há uma relação entre o custo de manutenção, o custo de produção e a confiabilidade, conforme o gráfico da **Figura 4.21** (SIQUEIRA, 2005).

Figura 4.21 – Confiabilidade x custos



Fonte: Kardec e Nascif (2012).

Nota-se que aumentos da confiabilidade do equipamento resulta em aumento do custo de manutenção e diminuição do custo de produção, por outro lado, diminuição da confiabilidade resulta em menor custo de manutenção e maior custo de produção devido ao aumento do número de falhas e perdas de produção (KARDEC; NASCIF, 2012).

A taxa de falhas " λ " da equação de confiabilidade é o número de falhas por número de horas de operação, sendo o tempo expresso em milhão de horas (10^6 horas). É importante destacar que a taxa de falhas é dependente do bom trabalho desenvolvido na fase que antecede a entrada em operação e

de uma boa política de manutenção durante a fase operacional (KARDEC; NASCIF, 2012).

4.11 ESPECIFICAÇÃO API

O American Petroleum Institute (API) é uma associação que representa as indústrias de petróleo e gás natural dos Estados Unidos. Possui 650 membros corporativos, sendo composto por grandes empresas de petróleo e por pequenas empresas independentes de vários segmentos industriais: produtores, refinadores, fornecedores, comerciantes, operadores de gasodutos e transportadores marítimos (API, 2014).

Essa associação é responsável por pesquisas que vão desde análises econômicas a testes toxicológicos, além de publicar dados estatísticos sobre as operações da indústria dos EUA, incluindo a oferta e a demanda de vários produtos, importações e exportações, as atividades de perfuração e seus respectivos custos. Esses dados fornecem indicadores pontuais de tendências da indústria.

Uma importante atuação desse órgão é a publicação de normas e práticas recomendadas, as quais totalizam 685 números e estratificam o resultado de 85 anos de existência. Essas publicações foram adotadas pela Organização Internacional de Normalização, tendo sido fundamental para o desenvolvimento das indústrias nos EUA, normalizando as boas práticas de engenharia e operação aplicáveis aos equipamentos e materiais (API, 2014).

A indústria de produção e refino de petróleo, tanto no Brasil como no mundo, está diretamente associada a geração de energia elétrica, pois essas etapas dependem de energia elétrica para acionar seus equipamentos, muitas vezes em locais em que não há rede de transmissão integrada disponível como nas plataformas de petróleo *offshore*.

Assim, uma parcela do petróleo produzido e refinado é utilizado para produção de energia elétrica dentro de suas próprias instalações para consumo próprio. Em alguns casos em que existe a produção de energia excedente, a mesma é injetada no sistema interligado nacional (TOLMASQUIM, 2016).

Muitas empresas adotam essas normas como referência para especificar os equipamentos que compõe o seu parque de ativos, seguindo a prática observada na área de exploração e de refino de petróleo. A indústria petroquímica, química e de energia são exemplos de empresas que também adotam as normas API para especificar seus equipamentos (API, 2014).

Quando se trata de bombas, por exemplo, uma norma muito utilizada é a API 610 (centrifugal pumps for petroleum, heavy duty chemical, and gas industry services) que estabelece requisitos para fabricação desses equipamentos. Nessa norma há requisitos sobre materiais de tubulações, selos mecânicos, processo de fabricação do corpo de pressão, instrumentação para medição de temperatura, pressão, vibração, vazão, corrente elétrica, nível, sistema de lubrificação, além de vários requisitos relacionados a testes durante as etapas de fabricação (API, 2014).

Bloch e Budris (2014) citaram que uma grande particularidade das bombas fabricadas em acordo com a API 610 é a grande quantidade de certificados de materiais e de testes realizados durante o processo de fabricação, a fim de garantir a rastreabilidade do equipamento. Além disso, as bombas API 610 devem ser especificadas para as seguintes aplicações: fluídos tóxicos, fluídos inflamáveis, fluídos danosos ao meio ambiente, fluídos com temperatura de trabalho acima de 150 °C (300 °F) e em situações de serviços críticos e severos, de forma que falhas da bomba resulta em parada da produção.

Os equipamentos especificados em acordo com essa norma operam continuamente, 24 horas por dia, ao longo de 2 ou 3 anos de serviços sem paradas para manutenção preventiva. Desta forma, aplicações com fluídos que não se enquadrem nessas condições, não seria viável o uso de bombas em acordo com a API 610, pois seu custo é alto, podendo chegar a 4 vezes o preço de uma bomba que não segue essa norma.

Segundo Bloch e Budris (2014) são três os tipos de bombas API 610: as bombas robustas, as quais excedem os requisitos da API 610, possuindo eixos e caixas de mancais mais pesados, sendo as mais custosas, porém com maior MTBF; as bombas API completas que atendem a todos os requisitos API 610, porém sem excedê-los, possuindo custo menor que as

bombas robustas; as bombas que são denominadas API 610, mas que não atendem a todos os requisitos da norma, sendo as que apresentam menor custo.

Bloch e Budris (2014) citaram que para as condições em que o fluido não é tóxico, inflamável ou danoso ao meio ambiente (água, por exemplo) e que a temperatura seja inferior a 150 °C recomenda-se bombas em acordo com a ANSI/ASME B73.

Bloch e Budris (2014) esclareceram que as bombas ANSI B73 possuem carcaças mais leves e materiais de fabricação menos resistentes a corrosão. Essas bombas também são mais fáceis de sofrer interferência ou cargas de tubulações sobre seus flanges de sucção e recalque. Seus rotores são fabricados sem anéis de desgaste e os suportes de fixação da bomba na base não compensam as dilatações térmicas quanto as bombas API, resultando em desalinhamento entre os eixos da bomba e do motor elétrico.

No **Quadro 4.1** constam detalhes construtivos das bombas API 610 e ANSI.

Quadro 4.1 – Comparação bomba API 610 e bomba ANSI B73 (SALVADOR, 2017)

Características	API 610	ANSI B73
Tipo de indústria	Petróleo, gás, energia, química e petroquímica.	Petróleo, gás, energia, química e petroquímica.
Serviços	Pesado, fluidos tóxicos, perigosos, inflamáveis, fluidos com temperatura acima de 150° C e aplicações em operação contínua 24 horas por dia durante 2 ou 3 anos sem parada para manutenção.	Serviços normais.
Carcaça	Aço forjado.	Aço fundido.
Flange	Face para junta plana ou anel.	Face para junta plana.
Suporte da carcaça	Centralizado com a carcaça.	Abaixo do centro da carcaça, na base.
Suporte da caixa de mancal	Não disponível.	Disponível.
Material da caixa de mancal	Aço para líquidos inflamáveis ou perigosos.	Ferro fundido.
Mancais	Duplex, carreira simples, contato angular.	Não especificado.
Montagem do rotor	Chavetado.	Roscado.
Anéis de desgastes	Carcaça e rotor.	Não especificado.

Características	API 610	ANSI B73
Selo mecânico	Conforme API 682.	Não especificado.
Luva do selo	Requerido.	Não especificado.
Sobreposta de selagem	Requerido.	Não especificado.
Conexões auxiliares	Soldada ou flangeada para líquidos inflamáveis ou perigosos.	Rosca NPT.
Tubulações auxiliares	Schedule mínimo 160.	Schedule 40.

Embora os requisitos resultem em maior confiabilidade e desempenho das bombas, há em contrapartida um aumento no custo de fabricação. O presente trabalho apresenta um estudo de caso das implicações financeiras e técnicas advindas do uso de bombas API 610 nos projetos da área de energia.

4.12 GERENCIAMENTO DE RISCO

Segundo Joia e outros autores (2014) o gerenciamento de riscos não trata de decisões futuras, mas do futuro das decisões que são tomadas hoje. Ele não é determinístico, ou seja, não diz o que se deve ou não fazer, mas dá um conjunto de informações para que sejam tomadas as melhores decisões possíveis. Na realidade, vê-se a utilização dos seus conceitos em várias atividades do dia-a-dia, sobretudo naquelas associadas a finanças como bancos e companhias de seguro.

Assim, fazer esse tipo de gestão consiste em identificar as possíveis incertezas e tentar controlá-las. Essas incertezas se devem ao fato de que nunca se disponibiliza 100% das informações necessárias para tomadas de decisões, ou seja, vive-se num ambiente de incertezas, e se há necessidade de algum domínio sobre acontecimentos futuros, deve exercitar prevê-los e esse exercício requer a disponibilidade de um conjunto de informações (JOIA et al, 2014):

- a) Quando se dispõe de todas as informações sobre algo, há absoluta certeza, e neste caso não há risco, pois se trata de algo conhecido;
- b) Quando se dispõe de informação parcial, ou trata-se de um

ambiente mutável, não se tem certeza absoluta, havendo a probabilidade de ocorrer ou não;

- c) Quando não se dispõe de absolutamente nenhuma informação, ou seja, total desconhecimento, trata-se de total incerteza.

Segundo Chapman e outros autores (2006), o gerenciamento de riscos envolve a tomada de decisões em ambiente incerto, complexo e dinâmico. O futuro é feito de incertezas, o mercado gira em torno da incerteza, a economia se comporta dessa mesma forma. Assim, risco é incerteza. Desta forma não há projeto que não sofra a ocorrência de algumas incertezas, ou seja, risco é algo que está presente em todo e qualquer projeto daí a necessidade de pensar nas possíveis incertezas e procurar identificá-las.

Trabalhar com projetos significa lidar com o futuro e este é por natureza incerto. Culturalmente o risco sempre é visto como algo negativo, o que não é uma verdade, pois dependendo da situação o risco pode ter efeito positivo. Assim, o guia *PMBOK® Guide (A Guide to the Project Management Body of Knowledge - Um Guia de Boas Práticas de Gerenciamento de Projetos)* define o risco como: “Risco é um evento ou condição incerto que, se ocorrer, provocará um efeito positivo ou negativo nos objetivos do projeto”.

Esse mesmo guia define o gerenciamento de risco como: “Gerenciamento de riscos é o processo de identificação, análise, desenvolvimento de respostas e monitoramento dos riscos em projetos, com o objetivo de diminuir a probabilidade e o impacto de eventos negativos e de aumentar a probabilidade e o impacto de eventos positivos” (CHAPMAN et al, 2006).

Qualquer risco possui três componentes:

- a) O evento a ser identificada a causa raiz (fonte) do risco, bem como seu efeito (consequência);
- b) A probabilidade associada;
- c) O impacto associado (JOIA et al, 2014).

Joia e outros autores (2014) citaram que a probabilidade está diretamente associada à causa raiz, enquanto o efeito está associado ao

impacto. Sendo assim, ações com o objetivo de eliminar ou minimizar a causa raiz do risco, resultam em minimizar a probabilidade de ele acontecer. Da mesma forma que ações com o objetivo de eliminar ou minimizar o efeito do risco resulta em minimizar o impacto.

Não raramente, gestores de projetos tomam decisões relativas aos riscos avaliando apenas um dos componentes – a probabilidade ou o impacto – resultando num dimensionamento inadequado do risco.

Chapman e outros autores (2006) recomendaram que o gerenciamento de riscos deve ser feito na concepção do projeto, no momento de seu planejamento inicial, antes de se tomar a decisão final se deve ir em frente ou não, porém após a proposta do projeto ser concluída. Isto se deve ao fato de que são necessárias informações do projeto como base para o gerenciamento dos riscos do projeto.

De fato, a identificação dos riscos depende de algumas informações conceituais e básicas do projeto, e esta pode ser feita por analogia com projetos anteriores, categorização dos riscos e identificação de novos riscos, com conseqüente desenvolvimento de uma lista de riscos do projeto.

A identificação por analogia consiste em buscar informações históricas e conhecimento acumulado em projetos anteriores de mesma natureza ou semelhantes, sendo que essa busca pode ser internamente, na própria empresa, ou externamente, ou seja, em entidades e organizações especializadas em gerenciamento de riscos.

Isto faz com que a analogia facilite e acelere o processo de identificação dos riscos de um projeto, e destaca a importância de se manter um bom histórico das informações dos projetos, sobretudo as lições aprendidas, mesmo porque nenhum projeto novo significa que resultará numa lista de riscos inteiramente nova (CHAPMAN et al, 2006).

Segundo Joia e outros autores (2014), a identificação dos riscos em projetos é feita através de ferramentas e técnicas de dinâmica em grupo, sendo as principais: *brainstorming*, *brainwriting*, técnica Delphi e análise de Swot.

O *brainstorming* (tempestade de ideias) consiste numa reunião conduzida geralmente pelo gerente de projetos com uma equipe

multidisciplinar, sendo dinâmica e gerando ideias que visam identificar os riscos do projeto através de um ambiente em que não há restrição para se pegar “carona na ideia do outro”.

A regra básica é não questionar ou rebater qualquer ideia colocada para não se colocar freios no processo criativo. O *brainwriting* é decorrente do *brainstorming* e a principal diferença é que as ideias são colocadas por escrito não havendo debates (JOIA et al, 2014).

A técnica Delphi também consiste essencialmente numa chuva de ideias, porém o processo é remoto e anônimo. Um facilitador escolhe os participantes que consiste num grupo de profissionais multidisciplinar, de forma que apenas o facilitador tem conhecimento sobre a lista de participantes.

Em seguida o facilitador distribui as informações sobre o projeto e pede aos participantes que gerem uma lista de riscos individual e anônima, enviando a mesma para ele. O facilitador consolida as diversas listas em apenas uma lista, cuidando para que um mesmo risco não seja repetido.

Feita essa consolidação a lista é redistribuída aos participantes para que os mesmos revisem e complementem. Neste momento cada participante é inspirado a partir dos riscos ou ideias identificadas pelos demais. Assim, esse processo se repete por dois, três ou até quatro ciclos de redistribuição.

Um diferencial dessa técnica é a participação de especialistas que costumam fazer recomendações específicas e de caráter técnico quanto aos riscos dos projetos (CHAPMAN et al, 2006).

Finalmente, Joia e outros autores (2014) citaram a técnica Swot que busca preparar os projetos para as oportunidades e ameaças que surgirão ao longo das diversas etapas de implantação. Muitos gerentes de projetos têm adotado essa técnica para auxiliar na identificação dos riscos.

A análise de Swot considera que todo projeto está associado a um negócio, sendo o primeiro passo o entendimento do ambiente externo no qual o projeto está inserido, em seguida o alinhamento da estratégia e do ambiente interno a esse ambiente externo. O nome Swot é uma abreviação de forças, fraquezas, oportunidades e ameaças em inglês (*strengths,*

weakness, opportunities and threats). No **Quadro 4.2** constam as definições dos elementos da análise Swot.

Quadro 4.2 – Elementos da análise Swot

Oportunidades	Tendências sociais, econômicas, comerciais, mercadológicas e políticas, com consequências potencialmente positivas para o projeto.
Ameaças	Tendências sociais, econômicas, comerciais, mercadológicas e políticas, com consequências potencialmente negativas para o projeto.
Forças	Recursos e competências superiores de que se dispõe para explorar ou alavancar oportunidades e minimizar ameaças (fatos).
Fraquezas	Deficiências que inibem a capacidade de desempenho e devem ser superadas para explorar ou alavancar oportunidades e minimizar ameaças (fatos).

Fonte: Adaptado de Joia et al (2014).

Na **Figura 4.22** consta uma matriz que a metodologia Swot propõe visando facilitar a análise.

Figura 4.22 – Matriz Swot



Fonte: Joia et al (2014).

Segundo Joia e outros autores (2014) a partir do identificado nos quadrantes da análise de Swot é que se desenvolvem os planos de ação. As oportunidades e ameaças devem ser cuidadas para que não se percam. Todas as ameaças e oportunidades devem ser alvo de um plano de ação, de

forma a transformá-las de fraquezas em forças. Assim são identificados os riscos e ao se analisar os mesmos são identificadas as variáveis e as estratégias que visam minimizar os riscos.

Após a identificação e elaboração da lista dos riscos, os mesmos são categorizados ou priorizados com base numa análise qualitativa ou quantitativa da probabilidade e do impacto de cada risco, decidindo seu peso ou grau. Neste momento referências históricas podem ajudar no processo de análise dos riscos.

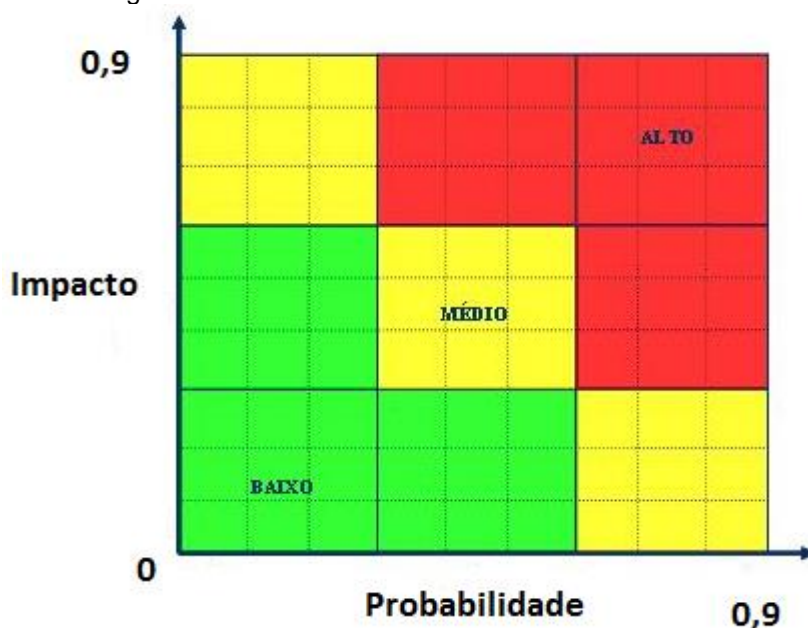
Normalmente as empresas demonstram relativa dificuldade ou desconforto em estimar a probabilidade e o impacto de forma quantitativa, em razão da ausência de dados históricos e de experiência passadas, de referências tidas como benchmarks e da não existência de especialistas com experiência em gerenciamento de riscos alocados na à equipe do projeto.

Assim, é comum que as empresas se sintam mais confortáveis em utilizar critérios qualitativos na condução do gerenciamento dos riscos de seus projetos que critérios quantitativos, pois qualificar é mais fácil e mais rápido que quantificar (CHAPMAN et al, 2006).

Ainda segundo Joia e outros autores (2014) a estimativa de probabilidade e impactos dos riscos deve ser precedida pelo estabelecimento de diretrizes, padrões e métricas pertinentes. Assim, pressupõe-se que a organização, em algum momento prévio, tenha investido na definição de orientações que serviam de norteadores para os gerentes conduzirem o gerenciamento de riscos dos projetos sob a sua responsabilidade. Neste caso, entende-se que a organização aborda de modo padronizado o gerenciamento dos riscos dos projetos que compõem o seu portfólio.

Uma das formas das organizações definirem os critérios de aceitação dos riscos com base em parâmetros de probabilidades e impactos é a utilização de uma grade de tolerância a riscos característica do perfil definido por uma organização genérica. Nesta grade, os eixos de probabilidade e impacto estão mensurados numa escala ordinal, demonstrando sua predisposição e perfil para aceitar ou não riscos decorrentes de severidades diferentes, conforme demonstrado na grade de tolerância a riscos.

Figura 4.23 – Grade de tolerância a riscos



Fonte: Joia et al (2014).

Na **Figura 4.23** os riscos localizados na região verde (baixo) apresentam baixo impacto e probabilidade, de forma que são aceitáveis. Os localizados na região amarela (média) apresentam nível de impacto e probabilidade significativos, de forma que só podem ser tolerados ou aceitáveis se contramedidas ou propostas de estratégias de prevenção forem adotadas para bloquear ou minimizar o impacto e a probabilidade.

Entretanto, a região em vermelho (alto) apresenta elevado impacto e probabilidade sendo considerado inaceitável, também necessitando de ações como estabelecido para região em amarelo (média), antes de se prosseguir com as demais etapas do projeto (JOIA et al, 2014).

A **Tabela 4.1** ilustra uma planilha de análise de riscos como padrão típico com níveis definidos de estimativa de impactos e probabilidade.

Tabela 4.1 – Análise qualitativa de riscos

Análise de Risco											
Código Projeto:		Nome Projeto:									
Nº	Descrição do Risco	Impacto					Probabilidade	Exposição	Prioridade de Risco		
		Custo	Cronograma	Escopo	Qualidade	Geral			Alta	Média	Baixa
1	Ocorrência de chuvas	0,5	0,7	0,3	0,1	0,7	0,3	0,21			
2	Falta de matéria-prima	0,3	0,5	0,1	0,7	0,7	0,7	0,49			
3	Paralisação da obra	0,9	0,9	0,1	0,1	0,9	0,3	0,27			
4											
5											
6											
7											
8											
9											
10											
11											
12											
13											
14											
15											
								Soma Exposição	0,97		
								Risco Geral do Projeto	39,92%		

Determinante geral de risco do projeto

Fonte: Joia et al (2014).

Na coluna “Probabilidade” é estimada a probabilidade do risco se tornar um evento real, sendo os seguintes valores normalmente usados como referência: muito improvável de ocorrer 0,1, mais provável de não acontecer do que acontecer 0,3, probabilidade de acontecer ou não é igual 0,5, mais provável de acontecer do que de não acontecer 0,7, muito provável que ocorra 0,9. Nota-se que esses valores são coerentes com a **Figura 4.23** (JOIA et al, 2014).

Nota-se que o impacto é estimado ou avaliado segundo quatro áreas de conhecimento: custo, cronograma, escopo e qualidade. Na prática, essas são as áreas que apresentam mais desvios causadores de insucessos nos projetos.

Assim, os seguintes valores são normalmente usados como referência para avaliação do impacto do risco no escopo e na qualidade do projeto: impacto insignificante 0,1, poucos entregáveis impactados e sem efeito no aceite do projeto 0,3, alguns entregáveis impactados sendo perceptível no

aceite do projeto 0,5, impacto muito significativo para o cliente 0,7, inaceitável para o cliente 0,9.

Para estimar o impacto sobre o custo usam-se os seguintes valores como referência: aumento quase que imperceptível no custo 0,1, aumento pouco perceptível no custo 0,3, aumento perceptível no custo 0,5, aumento impactante no custo 0,7 e aumento que pode comprometer o custo do projeto 0,9.

Finalmente, para estimar o impacto sobre o cronograma usam-se os seguintes valores como referência: atraso insignificante no cronograma 0,1, atraso de menos de 1 dia no projeto 0,3, atraso de 1 a 5 dias no cronograma 0,5, atraso de 5 a 10 dias no cronograma 0,7 e atraso maior que 10 dias no cronograma 0,9 (JOIA et al, 2014).

O valor da coluna geral é obtido tomando-se o maior valor dentre os valores de impacto nas quatro áreas de conhecimento: custo, qualidade, cronograma e escopo. A coluna exposição é o produto da coluna geral (impacto) pela coluna probabilidade e as colunas prioridades do risco (alta, média e baixa) representa a região em que o risco se encontra conforme a **Tabela 4.1** (grade de tolerância a riscos).

A planilha de análise qualitativa de riscos apresentada na **Figura 4.23** traz três exemplos de riscos sendo que o primeiro possui impacto 0,7 (coluna geral) e probabilidade 0,3 de forma que levando esses dois valores para a figura grade de tolerância a riscos, encontra-se um ponto sobre a linha de separação da região amarela (médio) e vermelha (alto), sendo o risco classificado como médio.

Seguindo esse mesmo raciocínio pode-se verificar que o segundo e o terceiro risco exemplificado na figura planilha de análise qualitativa de riscos são, respectivamente, altos e médios.

Os valores individuais da coluna exposição são somados sendo obtido o valor total das exposições do projeto, na **Tabela 4.1** esse valor é 0,97 (0,21 + 0,49 + 0,27). Em consequência, se obtém o Risco Geral do Projeto complementando as informações para a tomada de decisão de aceitação do projeto.

Segundo Joia e outros autores (2014) o Risco Geral do Projeto é uma média ponderada da importância dos riscos a que ele está sujeito, ou seja, é uma média ponderada das multiplicações de probabilidade por impacto de todos os riscos pertinentes identificados.

Seu cálculo é feito por meio do somatório dos resultados individuais de probabilidade versus o impacto de todos os riscos identificados, normalizado pelo máximo valor possível desse somatório, isto é, se o máximo valor que a probabilidade de um risco individual qualquer pode assumir é igual a 0,9 e o máximo valor que o impacto desse mesmo risco pode assumir é igual a 0,9, então o máximo valor que a multiplicação de probabilidade por impacto desse risco individual pode assumir é igual a 0,81. Sendo assim, o risco geral do projeto é calculado pela fórmula:

$$\text{Risco Geral} = \sum_{j=1}^n (I_j \cdot P_j) / n(0,81) - \text{Equação (5)}.$$

Assim, tomando como exemplo os valores da **Tabela 4.1**, utilizando a equação (3), o cálculo do Risco Geral fica da seguinte forma:

Risco Geral = $(0,21 + 0,49 + 0,27) / 3(0,81) = 0,97 / 2,43 = 0,3992$, ou seja, 39,92%.

Como mencionado anteriormente, a análise dos riscos também pode ser feita seguindo a metodologia quantitativa, e embora a qualitativa seja a mais utilizada, a quantitativa é a mais recomendada por minimizar os erros devido aos aspectos subjetivos dependentes da visão de cada profissional ou equipe.

Joia e outros autores (2014) afirmaram que existem apenas dois setores da economia que são essencialmente gestores de riscos e, curiosamente, estes dois setores apresentam resultados de negócio acima da média – setor financeiro e segurador. Nestes, nenhuma decisão de negócio é tomada sem que o gerenciamento de riscos seja feito.

A análise dos riscos é sempre quantitativa nesses setores. Entretanto, neste trabalho será considerada apenas a análise dos riscos segundo a metodologia qualitativa, dada a falta de histórico e de dados necessários para a análise quantitativa. A análise qualitativa dos riscos, mesmo tendo uma parcela de subjetividade, resulta em números que permitem priorizar e avaliar

os riscos, possibilitando a adoção de medidas que minimizem e mantenha os mesmos sob controle.

4.13 DISCUSSÃO PARCIAL

O primeiro tópico desse capítulo mostrou que o processo de produção de energia elétrica de uma UTE pode envolver o chamado ciclo Brayton, ciclo Rankine ou o ciclo combinado que contempla os ciclos Brayton e Rankine.

As turbinas a gás são máquinas térmicas que funcionam segundo as leis do ciclo Brayton. O ciclo Rankine envolve a produção de vapor e geração de energia elétrica através de turbina a vapor. As bombas consideradas nos estudos de casos desse trabalho fazem parte do ciclo Rankine, e estão situadas no sistema de água de alimentação de caldeira, sistema de água de circulação da torre de resfriamento principal e no sistema de extração de condensado.

O tópico sobre o ciclo combinado mostrou que acoplando a caldeira do ciclo Rankine no duto de exaustão da turbina a gás do ciclo Brayton, há o reaproveitamento desses gases de exaustão para produção de vapor na caldeira. Dessa forma, a eficiência global do ciclo combinado é maior que a eficiência dos ciclos operando separadamente.

Destacou-se que a confiabilidade de um equipamento ou sistema é avaliada através da taxa de falhas, de forma que quanto maior o número de falhas menor a confiabilidade. Também foi abordado o conceito sobre a disponibilidade, sendo a razão entre o tempo médio de falhas e o tempo médio de paralisação.

Foram apresentadas informações sobre bombas API, as quais devem ser especificadas para as aplicações: fluídos tóxicos, fluídos inflamáveis, fluídos danosos ao meio ambiente, fluídos com temperatura de trabalho acima de 150 °C (300 °F) e em situações de serviços críticos e severos, de forma que falhas nessas bombas impactam a produção, o meio-ambiente ou a segurança.

Finalmente foi considerado o gerenciamento de riscos que envolve a tomada de decisões em ambiente incerto, complexo e dinâmico, pois o futuro

é feito de incertezas, o mercado gira em torno da incerteza, a economia se comporta dessa mesma forma. Não há projeto que não sofra a ocorrência de algumas incertezas. Entretanto, o gerente de projeto deve tentar prever e identificar os riscos, a fim de controlá-los através de ações preventivas. Assim, risco é incerteza.

5 METODOLOGIA

Inicialmente foi utilizada a EAP (estrutura analítica do projeto), ferramenta que mostra de forma estruturada todos os pacotes de atividades e seus respectivos entregáveis. Essa ferramenta possibilitou uma análise criteriosa e a identificação dos sistemas com maiores impactos financeiros sobre o custo total.

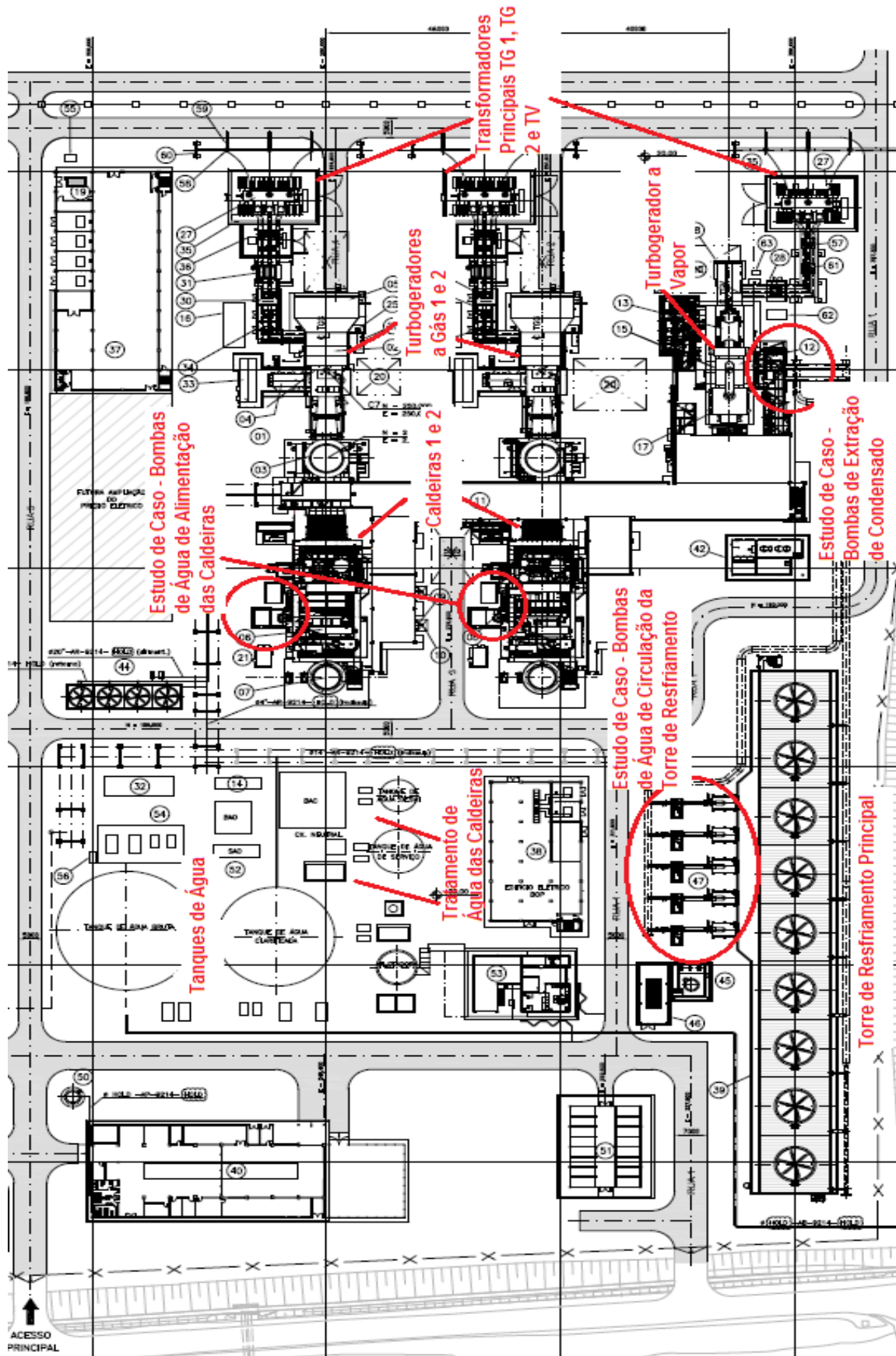
Os instrumentos contratuais estabelecidos com os fornecedores foram verificados quanto aos aspectos jurídicos, a fim de avaliar e preservar as garantias estabelecidas pelos fabricantes e fornecedores. Muitos sistemas do ciclo Brayton e do ciclo Rankine, como turbina a gás, turbina a vapor e seus auxiliares, são protegidos por contratos, resultando em perda da garantia, caso sejam realizadas mudanças no projeto do fabricante.

Dentre os sistemas analisados destacaram-se o sistema de água de alimentação de caldeiras, o sistema de água de circulação da torre de resfriamento e condensador e o sistema de extração de condensado. Esses sistemas não apresentavam cláusulas contratuais que resultasse em perda da garantia.

Na **Figura 5.1** consta um fluxograma do processo com as bombas analisadas nesse estudo de caso. Na parte superior desse fluxograma encontram-se os transformadores principais conectados aos geradores de energia das turbinas a gás 1 e 2 e da turbina a vapor. Em seguida se vê os turbogeradores a gás e a vapor. Conectadas aos dutos de exaustão das duas TG's encontram-se as caldeiras recuperadoras de calor. Na parte inferior, lado esquerdo, estão os tanques de água e a área de tratamento de água das caldeiras. No lado direito, parte inferior, encontra-se a torre de resfriamento principal.

Ainda sobre a **Figura 5.1**, as bombas de água de alimentação das caldeiras encontram-se ao lado das mesmas, destacadas com círculo e com a informação referente a estudo de caso. Da mesma forma encontram-se as bombas de extração de condensado e as bombas de água de circulação da torre de resfriamento, porém, ao lado da turbina a vapor e da torre de resfriamento principal, respectivamente.

Figura 5.1 – Fluxograma da UTE com as bombas analisadas (SALVADOR, 2017)



Outros sistemas encontrados no fluxograma da **Figura 5.1** apresentavam oportunidades de redução dos seus custos, porém implicariam em perda da garantia, por exemplo, os sistemas auxiliares das turbinas e alguns sistemas elétricos.

5.1 ANÁLISE DOS RISCOS DE MUDANÇAS NO PROJETO

Uma análise dos riscos relativos às mudanças propostas no projeto foi realizada através de reuniões com a participação de profissionais das disciplinas de mecânica, elétrica e automação. Fez-se uso da ferramenta *brainstorming* durante esses encontros, sendo identificados os principais riscos relativos as mudanças.

Outro instrumento utilizado foi a análise Swot que teve como objetivo complementar a avaliação dos riscos através da identificação das forças, fraquezas, oportunidades e ameaças, internas e externas. O uso dessa ferramenta criou um ambiente de interação entre os membros da equipe multidisciplinar, sendo os temas amplamente discutidos e analisados.

Essas reuniões, além de contribuírem decisivamente para a identificação e avaliação dos riscos, motivaram os participantes e possibilitaram o nivelamento de informações entre a equipe. No final foi possível calcular o risco geral das mudanças no projeto utilizando a “Equação (5) ”.

5.2 BOMBAS EM CONFORMIDADE COM A API OU COM A ANSI

As normas API 610 e ANSI/ASME B73 foram consideradas como ferramentas para tomada de decisão quanto a melhor especificação técnica de fabricação e fornecimento a ser adota. Essas normas definem requisitos quanto aos tipos de materiais, certificados que devem ser fornecidos com os equipamentos, procedimentos de fabricação, testes e desempenhos mínimos a serem atendidos.

Ressalta-se que existia uma cultura herdada de outras áreas da companhia, sobretudo do setor de exploração de petróleo *offshore*. Por

exemplo, nesse setor a utilização de bombas API é mandatória, de forma que especificar esses equipamentos em conformidade com essa norma, não avaliando os custos e a confiabilidade, se quer considerando a possibilidade de utilização de alguma outra alternativa de especificação, por exemplo, em conformidade com a norma ANSI/ASME B73.

As plantas industriais *onshore* apresentam facilidades e condições bem diferentes das condições *offshore*. Assim, essas ferramentas normativas foram criteriosamente analisadas com objetivo de identificar requisitos impactantes, ficando evidente no final que nas aplicações *onshore*, a exemplo das UTE's, os requisitos API não seriam imprescindíveis. Novamente lançou-se mão de reuniões com o corpo técnico e com as partes interessadas para mudar a cultura.

Outra cultura que necessitou de mudança foi quanto ao tipo de bomba para o sistema de água de circulação da torre de resfriamento e condensador. Esses equipamentos, por serem de alta vazão, sempre eram especificados como bombas horizontais. Entretanto, sem realizar uma avaliação comparativa com as bombas verticais.

5.3 AVALIAÇÃO DA CONFIABILIDADE FRENTE AS MUDANÇAS NO PROJETO

A avaliação da confiabilidade se deu através da “Equação (1)”, considerando possível impacto, caso se optasse por bomba ANSI no lugar de bomba API. Essa equação expressou a probabilidade de disponibilidade das bombas ANSI e API e levou em conta dados de MTBF dos equipamentos, os quais foram obtidos através de levantamento realizado nos Estados Unidos e publicados em artigo científico (BLOCH; BUDRIS, 2014).

Outro dado necessário para o cálculo da probabilidade de disponibilidade foi o MTTR. Essa informação foi obtida através do artigo Mengue (2013). Esse artigo trata de um levantamento sobre MTTR realizado em refinarias do Brasil. Assim, com o MTBF e o MTTR, calculou-se as taxas de falha e de reparo, considerando cada modelo de bomba e cada arranjo de montagem dos sistemas.

5.4 CÁLCULO DO CUSTO TOTAL DO CICLO DE VIDA (CCV)

Nesse estudo não foram utilizadas ferramentas ou modelos de avaliação financeira de projetos como o *Payback* simples ou descontado, a taxa interna de retorno (TIR) ou o índice de lucratividade (IL), pois esses modelos consideram um fluxo de caixa com entradas e saídas periódicas. De maneira que estimar essas entradas para os equipamentos que fazem parte de um sistema que integra um projeto, não é usual. Nesses casos o CCV pode ser usada como uma ferramenta que possibilita avaliar financeiramente as alternativas para o projeto, identificando as melhores e piores opções.

O VPL (Valor Presente Líquido) foi utilizado como ferramenta para se obter o valor atual de alguns custos que foram diluídos ao longo de 25 anos de vida útil estimada para o projeto. Por exemplo, o custo com energia elétrica consumida pelos motores elétricos das bombas e o custo com as manutenções planejadas e os reparos previstos.

5.5 PLANEJAMENTO DO ESTUDO DE CASO

Buscando situar cronologicamente as atividades relativas ao presente trabalho, foi elaborado um cronograma com as principais ações realizadas ao longo de todo o processo, desde o surgimento da necessidade do estudo até a elaboração dessa dissertação.

Foram definidas as metodologias para tratamento, análise e apresentação dos dados. Um levantamento das publicações mais aderentes ao estudo de caso se fez necessário, contribuindo para o correto direcionamento dos trabalhos. Dentre essas publicações, destacaram-se alguns artigos que forneceram informações importantes para elaboração do estudo de caso.

Os dados relativos ao custo, a confiabilidade e aos riscos provenientes de mudanças no projeto, foram estratificados e analisados separadamente, possibilitando a elaboração da primeira versão desse trabalho. Essa primeira versão foi avaliada pelos orientadores, resultando em uma revisão mais consolidada e mais próxima da versão final.

Na **Figura 5.2** consta o cronograma. Nota-se que a primeira atividade foi o levantamento dos dados e documentações coletadas na fase do projeto. Esses dados e documentações foram analisadas e aquelas aplicáveis ao estudo de caso foram selecionadas. As informações relativas a custos encontravam-se desatualizadas, de forma que os valores foram corrigidos considerando o câmbio da época.

Figura 5.2 – Cronograma do estudo de caso (SALVADOR, 2017)

Cronograma do Estudo de Caso											
Redução dos Custos de Projeto de Um Ciclo Rankine											
Item	Descrição das Atividades	Datas / 2016						Datas / 2017			
		01-15/nov	16-18/nov	21-nov	22-25/nov	28-30/nov	05-22/dez	02-13/jan	16/jan - 17/fev	20/fev-15/mar	16/mar-31/mar
1	Levantamento de dados e de documentações coletadas na fase de projeto.										
2	Seleção dos dados aplicáveis ao estudo de caso.										
3	Atualização dos custos obtidos nas documentações através do câmbio da época.										
4	Definição da metodologia para análise e apresentação dos dados.										
5	Levantamento de publicações relativas ao estudo.										
6	Análise dos artigos, livros e outras publicações mais aderentes ao estudo.										
7	Elaboração da revisão bibliográfica.										
8	Tratamento, análise e extratificação dos dados relacionados aos custos, a contabilidade e aos iscos.										
9	Elaboração da primeira versão da dissertação e depósito.										
10	Análise e avaliação do orientado e co-orientador.										
11	Revisão da primeira versão com base nos comentários do orientador e co-orientador.										
12	Definição da data da defesa.										

6 ESTUDO DE CASO

O presente estudo de caso se desenvolveu em uma termelétrica do tipo ciclo combinado a gás natural, ciclo Brayton e ciclo Rankine, localizada na cidade do Rio de Janeiro. Com configuração típica 2x2x1 que significa dois turbogeradores a gás natural com capacidade de 165 MWh cada, duas caldeiras de recuperação de calor com capacidade de 200 t/h de vapor cada, e um turbogerador a vapor com capacidade de 200 MWh, resultando em uma capacidade total de 530 MWh.

Alguns questionamentos surgiram por ocasião da elaboração do projeto conceitual da termelétrica, dada a necessidade de redução dos custos de fabricação e construção (*CAPEX*), a fim de aumentar sua viabilidade econômica. Desta forma, esse estudo buscou estabelecer diretrizes embasadas tecnicamente e financeiramente sobre as alternativas para aquisição das principais bombas de um ciclo Rankine, envolvendo os sistemas de água e vapor.

Os objetos analisados foram as bombas de água de alimentação de caldeiras, bombas de água de circulação da torre de resfriamento e bombas de extração de condensado. Essas bombas foram escolhidas por terem sido responsáveis pelo maior custo de aquisição dentre todas as bombas da termelétrica, além de terem sido essenciais para o funcionamento do ciclo Rankine.

A configuração 2x2x1 proporcionava um melhor rendimento dos ciclos térmicos, de 40% (ciclo aberto) para 57% (ciclo combinado ou fechado), resultando em um custo de MWh mais competitivo (LORA, 2004).

No próximo tópico é apresentada a análise de risco de mudanças no projeto das bombas que são objetos desse estudo. Em seguida é feita uma análise da confiabilidade desses equipamentos considerando os cenários estudados. Também são apresentados o custo total do ciclo de vida desses equipamentos.

6.1 ANÁLISE DOS RISCOS DE MUDANÇAS NO PROJETO

O projeto detalhado desse estudo de caso, incluindo o sistema de água de alimentação das caldeiras, de água de circulação da torre resfriamento e condensador e de extração de condensado, já haviam sido aprovados, de forma que qualquer alteração deveria seguir os procedimentos de gestão de mudanças do projeto.

Qualquer processo de gestão de mudanças de projetos contempla a análise dos riscos das mudanças propostas. Essa análise se inicia identificando e listando os riscos que realmente devem ser avaliados. Trata-se de uma análise realizada por profissionais multidisciplinares com longa experiência prática e teórica, sendo um processo qualitativo, conforme explanado anteriormente. Seguem os riscos identificados e tratados nesse estudo de caso:

- a) Atraso na entrega da bomba devido a mudanças na especificação do equipamento.
- b) Problemas durante a montagem no campo devido a inconsistências com outras disciplinas (civil, tubulação, elétrica) em virtude de falhas de integração.
- c) Necessidade de retrabalho.
- d) Problemas no fornecimento de tubulações e componentes da parte elétrica devido a mudanças no projeto.
- e) Conflitos com stakeholders devido a falha na comunicação das mudanças no projeto.
- f) Falha na avaliação do impacto das mudanças no projeto (avaliação incompleta ou superficial).
- g) Falha no planejamento das mudanças no projeto.

Na **Tabela 6.1** consta a análise qualitativa dos riscos identificados e listados no parágrafo anterior. Essa tabela aborda os riscos referentes as seguintes propostas de mudanças: mudança da especificação das bombas dos sistemas estudados de API 610 para ANSI B73 e mudança da configuração de montagem de 3 bombas com 50% da vazão necessária para 2 bombas com 100% da vazão necessária para cada caldeira.

Tabela 6.1 – Análise qualitativa de riscos de alterações no projeto (SALVADOR, 2017)

Análise Qualitativa de Riscos											
Mudanças no Projeto: API 610 para ANSI; configuração 3x50% para 2x100%; bomba horizontal para bomba vertical.											
Nº	Descrição do Risco	Impacto			Probabilidade	Exposição	Prioridade do Risco				
		Custo	Cronograma	Escopo			Qualidade	Geral	Alta	Média	Baixa
1	Atraso na entrega da bomba devido a mudanças na especificação do equipamento.	0,5	0,6	0,4	0,2	0,6	0,36				
2	Problemas durante a montagem no campo devido a inconsistências com outras disciplinas (civil, tubulação, elétrica) em virtude de falhas de integração.	0,7	0,8	0,6	0,4	0,8	0,4				
3	Necessidade de retrabalho.	0,5	0,5	0,5	0,4	0,5	0,1				
4	Problemas no fornecimento de tubulações e componentes da parte elétrica devido a mudanças no projeto.	0,4	0,5	0,3	0,2	0,5	0,1				
5	Conflitos com stakeholders devido a falha na comunicação das mudanças no projeto.	0,1	0,4	0,2	0,1	0,4	0,08				
6	Falha na avaliação do impacto das mudanças no projeto (avaliação incompleta ou superficial).	0,5	0,7	0,4	0,5	0,7	0,14				
7	Falha no planejamento das mudanças no projeto.	0,4	0,6	0,3	0,3	0,6	0,24				
							Soma Exposição	1,42			
							Risco Geral	25,04%			

A segunda coluna da planilha apresenta a descrição dos riscos identificados. As quatro colunas seguintes apresentam os pesos dados aos

impactos desses riscos, sobre quatro principais áreas da gestão de projetos: custo, cronograma ou prazo, escopo e qualidade.

Os pesos variam de 0,1 a 0,9 e como se trata de uma análise qualitativa, depende da experiência e do conhecimento de cada profissional. Os valores da coluna “Geral” foram obtidos tomando-se o maior valor dentre as quatro áreas analisada (custo, cronograma, escopo e qualidade). A coluna seguinte refere-se à probabilidade do risco se tornar realidade. Embora também se trate de um parâmetro qualitativo, a frequência com que o risco se tornou realidade em outros projetos semelhantes (dados históricos), auxiliaram na definição do peso.

Os valores da coluna “Exposição” foram obtidos multiplicando os valores da coluna geral pelos valores da coluna probabilidade. O risco geral das mudanças propostas para o projeto foi obtido dividindo a soma da coluna exposição pelo produto do peso máximo possível do impacto e da probabilidade (0,9x0,9) multiplicado por 7 que é a quantidade de riscos identificados.

A classificação da prioridade de cada risco em alta, média ou baixa, foi obtida através da tabela “Grade de Tolerância a Riscos”. Essa grade apresenta no eixo vertical o peso referente ao impacto, sendo escolhido o maior peso ou o valor da coluna “Geral”, já no eixo horizontal encontra-se o peso relativo a probabilidade desse mesmo risco vir a se tornar realidade. Dessa forma, levando esses dois pesos para a grade de tolerância a riscos se obtém a prioridade do risco.

Com base na lista da tabela “Análise Qualitativa de Riscos”, identificou-se as fraquezas e as ameaças das mudanças propostas no projeto. Foi realizada uma análise crítica dos recursos humanos envolvidos no projeto e no histórico dos fornecedores, de forma que as oportunidades e forças foram destacadas, utilizando-se a análise de SWOT.

Essa análise trouxe contribuições importantes para a gestão de mudanças nos projetos. O **Quadro 6.1** mostra a análise de SWOT com as ameaças, fraquezas, forças e oportunidades identificadas, referentes as mudanças sugeridas para os casos estudados nesse trabalho.

Quadro 6.1 – Análise de SWOT das alterações no projeto (SALVADOR, 2017)

Análise SWOT

Área: **Ciclo Rankine**

		Forças (Strengths)	Fraquezas (Weaknesses)
Internas	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Envolvimento de profissionais experientes e multidisciplinares na fase de análise, avaliação e planejamento das mudas. ✓ Equipe de diligência bastante atuante e pró-ativa. ✓ Equipe de projeto empenhada e motivada com os resultados da mudança proposta. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Problemas durante a montagem no campo devido a inconsistências com outras disciplinas (civil, tubulação, elétrica) em virtude de falhas de integração. ✓ Necessidade de retrabalho. ✓ Falha na avaliação do impacto das mudanças no projeto (avaliação incompleta ou superficial). ✓ Falha no planejamento das mudanças no projeto. 	
		Oportunidades (Opportunities)	Ameaças (Threats)
Externas	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Resultados financeiros positivos é fator favorável para obter a aprovação dos stakeholders. ✓ O fornecedor da bomba é confiável e possui excelente histórico de entregas no prazo acordado. ✓ O avanço físico da obra está 5% a frente do planejado. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Atraso na entrega da bomba devido a mudanças na especificação do equipamento. ✓ Problemas no fornecimento de tubulações e componentes da parte elétrica devido a mudanças no projeto. ✓ Conflitos com stakeholders devido a falha na comunicação das mudanças no projeto. 	

O **Quadro 6.1**, “análise de SWOT”, mostrou que do ponto de vista interno ao projeto, uma fraqueza consistia em falta de integração entre as

diferentes disciplinas (civil, tubulação, elétrica), resultando em inconsistências identificadas durante a montagem no campo. A falta de integração resultou em outra fraqueza, o retrabalho para corrigir as inconsistências identificadas durante a montagem.

Outra fraqueza identificada foi a avaliação incompleta ou superficial do impacto das mudanças no projeto e a falha no planejamento das mudanças, conforme notado no **Quadro 6.1**. Ainda do ponto de vista interno ao projeto, foram identificadas as forças a fim de neutralizar as fraquezas citadas. Nota-se que o envolvimento de profissionais experientes e multidisciplinares, na fase de análise, avaliação e planejamento das mudanças, representava uma importante força interna do projeto.

O **Quadro 6.1**, também mostra que outras duas forças importantes para neutralizar as fraquezas citadas foi a equipe de diligenciamento dedicada e atuante, de forma a monitorar frequentemente os prazos de entrega dos equipamentos junto aos fornecedores, além da elevada motivação da equipe do projeto em virtude dos resultados esperados com as mudanças.

Do ponto de vista externo ao projeto, as principais ameaças foram atraso na entrega das bombas devido a mudanças em suas especificações, além de atraso no fornecimento das tubulações de aço liga e no fornecimento de componentes da parte elétrica pelos mesmos motivos. Uma outra ameaça apresentada foi o conflito com stakeholders devido a falha na comunicação sobre as mudanças no projeto.

Observa-se também as oportunidades que neutralizavam as ameaças citadas. O resultado financeiro positivo das mudanças mostrou-se favorável para se obter a aprovação dos stakeholders. O fornecedor das bombas possuía um excelente histórico de fornecimento no prazo acordado, sendo confiável. Uma outra oportunidade identificada foi que o cronograma físico da obra estava 5% a frente do planejado.

A Tabela 6.1 mostra os riscos e suas respectivas classificação quanto à prioridade. Entretanto, embora o conhecimento sobre os riscos tenha sido importante, houve a necessidade de elaborar um plano de ação, a fim de

minimizar ou eliminar os impactos desses riscos no projeto, durante a execução das mudanças.

Tabela 6.2 – Plano de ação para minimizar ou eliminar os principais riscos (SALVADOR, 2017)

Desempenho		Dados Gerais							
<p>Índice de Desempenho</p> <p>0,82</p> <p>Planejado 100%</p> <p>Realizado 82%</p>		<p>Concluídas 50%</p> <p>Atrasadas 25%</p> <p>Reprogramadas 13%</p> <p>Em andamento 13%</p>							
Risco	Ação	RESPONSÁVEL (quem?)	PRAZO DE INICIO	PRAZO DE TERMINAÇÃO	NOVO PRAZO PREVISTO	PRAZO REALIZADO	% CONCLUÍDO	% PLANEJADO	STATUS
Atraso na entrega da bomba devido a mudanças na especificação do equipamento.	Negociar com o fornecedor da bomba um prazo viável considerando uma margem de segurança. Monitorar sistematicamente as etapas de fabricação com visitas à fábrica.	Coordenador de Suprimentos	02/02/2013	02/03/2013		27/02/2013	100%	100%	●
Falha de integração entre as disciplinas de civil, máquinas, tubulação e elétrica resultando em inconsistências, dificuldades e atrasos durante a montagem no campo.	Garantir o envolvimento dos responsáveis pelas disciplinas de elétrica, máquinas, tubulação e civil na mudança do projeto.	Gerente do Projeto	20/01/2013	30/06/2013		25/06/2013	100%	100%	●
Necessidade de retrabalho.	Avaliar criteriosamente todos os impactos da mudança do projeto, incluindo todos os retrabalhos necessários, a fim de definir sua viabilidade.	Coordenador de Planejamento	25/01/2013	27/02/2013		02/03/2013	100%	100%	●
Problemas no fornecimento de tubulações e componentes da parte elétrica devido a mudanças no projeto.	Identificar e negociar com diferentes fornecedores, a fim de identificar a melhor relação entre custo, prazo e qualidade.	Coordenador de Suprimentos	01/02/2013	01/03/2013	20/03/2013		50%	100%	●
Conflitos com stakeholders devido a falha na comunicação das mudanças no projeto.	Garantir o envolvimento dos stakeholders através de reuniões específicas.	Gerente do Projeto	10/02/2013	30/04/2013		30/04/2013	100%	100%	●
Falha na avaliação do impacto das mudanças no projeto (avaliação incompleta ou superficial).	Avaliar criteriosamente todos os impactos da mudança do projeto.	Coordenador de Planejamento	25/01/2013	27/02/2013			60%	100%	●
Falha no planejamento das mudanças do projeto.	Garantir o envolvimento dos responsáveis pelas disciplinas de elétrica, máquinas, tubulação e civil na mudança do projeto.	Coordenador de Planejamento	25/01/2013	20/02/2017			65%	99%	●

O plano de ação apresentado na Tabela 6.2 é bem típico. Nele encontra-se uma coluna com os riscos considerados na tabela 6.1, em

seguida há uma coluna com as ações definidas em conjunto com a equipe de projeto, a fim de minimizar ou eliminar cada risco relativo as mudanças no projeto. A terceira coluna desse plano mostra quais são os responsáveis pela implementação das ações.

A quarta e quinta coluna do plano de ação da Tabela 6.2 mostra o prazo de início e de término de cada ação. As duas colunas seguintes informam os novos prazos previstos e realizados para situações em que houve necessidade de reprogramação das ações. As demais colunas apresentam o status de cada ação na época (concluída, atrasadas, reprogramadas ou em andamento).

Na Tabela 6.2 consta no quadro superior à esquerda, os percentuais referentes aos status das ações na época, 50% concluídas, 25% atrasadas, 13% reprogramadas e 13 % em andamento. Assim, 82% das ações para eliminar ou minimizar os riscos foram realizadas, correspondendo ao fator de 0,82 encontrado no quadro inferior, lado esquerdo da Tabela 6.2.

6.2 ANÁLISE DA CONFIABILIDADE DOS SISTEMAS FRENTE AS MUDANÇAS NO PROJETO

Concluída a análise e mitigação dos riscos de mudanças no projeto, conforme apresentado no tópico anterior, seguiu-se com a análise e avaliação da confiabilidade dos equipamentos e dos seus sistemas, considerando essas mudanças e o cenário original. Assim como no caso da análise dos riscos de mudanças no projeto, a análise da confiabilidade foi aplicada ao estudo de caso dos três sistemas: bomba de água de alimentação da caldeira, bomba de água de circulação da torre de resfriamento e bomba de extração de condensado.

A análise e avaliação do impacto das mudanças no projeto quanto à confiabilidade foi realizado sob o aspecto das seguintes alternativas: fornecimento das bombas conforme API 610, fornecimento das bombas conforme ANSI/ASME B73 (não API), configuração do sistema operacional com duas bombas e configuração operacional com três bombas. Nos próximos tópicos são abordadas a análise da confiabilidade para esses

cenários, iniciando pelo fornecimento API 610 ou ANSI/ASME B73 seguida pela configuração operacional.

6.2.1 Análise da Confiabilidade Optando por Bombas API 610 ou Bombas ANSI/ASME B73

Esta análise verificou possíveis alterações na confiabilidade das bombas ou de seus sistemas devido a alterações em seus projetos. O MTBF considerado nos cálculos foi de 5,5 anos (48.180 horas) para as bombas API e 2,5 anos (21.900 horas) para as bombas ANSI/ASME, conforme a **Tabela 3.8**. O MTTR usado no cálculo foi de 133 horas, tanto para as bombas API quanto para as bombas ANSI/ASME conforme sugere Mengue e Sellitto (2013).

A disponibilidade que mede o nível de confiabilidade dos equipamentos ou sistemas foi calculada através da equação:

$$PA = 1 - (MTTR / MTBF) - \text{Equação (1)}.$$

Assim, substituindo os valores de MTBF e MTTR na equação 1, chega-se a seguinte disponibilidade para a opção API:

$$PA_{API} = 1 - (MTTR_{API}/MTBF_{API}).$$

$$MTTR_{API} = 133 \text{ horas.}$$

$$MTBF_{API} = 48.180 \text{ horas.}$$

$$PA_{API} = 1 - (133 / 48.180).$$

$$\mathbf{PA_{API} = 99,72\% \text{ (probabilidade de disponibilidade)}}.$$

Similarmente, substituindo os valores de MTBF e MTTR na Equação 1, chega-se a seguinte disponibilidade para a opção ANSI:

$$PA_{ANSI} = 1 - (MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI}).$$

$$MTTR_{ANSI} = MTTR_{API}.$$

$$MTTR_{ANSI} = 133 \text{ horas.}$$

$$MTBF_{ANSI} = 21.900 \text{ horas.}$$

$$PA_{ANSI} = 1 - (133 / 21.900).$$

$$\mathbf{PA_{ANSI} = 99,39\% \text{ (probabilidade de disponibilidade)}}.$$

Nota-se que os resultados das probabilidades de disponibilidade apresentaram uma pequena diferença de 0,33%, de forma que do ponto de vista da confiabilidade não haveria perdas ao se optar por bombas ANSI.

6.2.2 Análise da Confiabilidade Optando por Configuração com Duas (2) Bombas de 100% da Vazão ou com Três (3) Bombas de 50% da Vazão

Nesse tópico é feita uma análise do impacto do ponto de vista da confiabilidade do sistema ao optar pelo projeto cuja configuração contempla duas (2) bombas com capacidade de atender 100% da vazão do processo, sendo uma bomba a principal e a outra bomba a reserva, se tratando de um sistema montado em paralelo.

A outra opção de configuração estuda contempla três bombas, cada uma com capacidade de atender 50% da vazão do processo. Nesse caso, duas bombas estão sempre operando enquanto que a terceira bomba é a reserva, se tratando também de montagem em paralelo. As alternativas de configuração são mutuamente excludentes, ou seja, ao optar por uma alternativa, a outra é automaticamente descartada.

Conforme considerado no tópico 3.4, Juang, Lin e Kao (2008) propõe o cálculo da probabilidade de disponibilidade (PA) de um sistema em série, em paralelo ou misto. Nesse estudo são considerados apenas os dados referentes ao fornecimento conforme ANSI/ASME B73, pois o objetivo foi avaliar a confiabilidade das alternativas de layout de montagem.

Considerando a equação 2 de Juang, Lin e Kao (2008) e os mesmos valores de MTBF e MTTR utilizados no tópico anterior, pois são as mesmas bombas, o sistema paralelo teve a seguinte probabilidade de disponibilidade para duas (2) bombas de 100% em paralelo, uma principal e a outra reserva:

$$PA_{2x100\%} = 1 - [(MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI})_{Bomba1} \times (MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI})_{Bomba2}] - \text{Equação (1)}.$$

$$PA_{2x100\%} = 1 - [(133/21.900)_{Bomba1} \times (133/21.900)_{Bomba2}].$$

$$PA_{2x100\%} = \mathbf{99,99\% \text{ (probabilidade de disponibilidade)}}.$$

Similarmente, substituindo os valores de MTBF e MTTR na Equação (1), chega-se a seguinte disponibilidade para a opção com três (3) bombas de 50% em paralelo:

$$PA_{3 \times 50\%} = 1 - [(MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI})_{Bomba1} \times (MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI})_{Bomba2} \times (MTTR_{ANSI}/MTBF_{ANSI})_{Bomba3}] - \text{Equação (1)}.$$

$$PA_{3 \times 50\%} = 1 - [(133/21.900)_{Bomba1} \times (133/21.900)_{Bomba2} \times (133/21.900)_{Bomba3}].$$

$$PA_{3 \times 50\%} = 99,99\% \text{ (probabilidade de disponibilidade).}$$

Nota-se que os valores de probabilidade de disponibilidade das bombas foram iguais para ambas opções, tanto para a configuração com duas (2) bombas de 100% em paralelo, quanto para a configuração com três (3) bombas de 50%, também em paralelo. Essa igualdade deveu-se ao fato de que em ambas opções há uma bomba reserva que entra em operação automaticamente, caso a bomba principal apresente alguma falha. Dessa forma a função do sistema de bombeamento é preservada.

6.3 BOMBA DE ÁGUA DE ALIMENTAÇÃO DA CALDEIRA

As bombas consideradas nesse estudo são do tipo horizontal, *radially split*, multi-estágio, *single* ou *double casing* (BB4 ou BB5). Os dados típicos dessas bombas seguem na **Tabela 6.3** (SALVADOR, 2017).

Tabela 6.3 – Dados operacionais da bomba de água de alimentação da caldeira (SALVADOR, 2017)

Parâmetro	Bombas com configuração 3 de 50%	Bombas com configuração 2 de 100%
Vazão Nominal Alta Pressão (m ³ /h)	105	210
Vazão Nominal Média Pressão (m ³ /h)	14	28
Pressão de Descarga (média/alta) bar (g)	53/155	53/155
Pressão de Sucção bar (g)	6	6
Altura Manométrica Total (média/alta), m	519/1.641	519/1.641
NPSH disponível, m	24	24
Líquido	Condensado/Água Desmi	Condensado/Água Desmi
Massa Específica (kg/ m ³)	927	927
Temperatura °C	148	148
Pressão de Vapor, bar (g), @ Temp. 148 °C	4,51	4,51
Viscosidade, cP, @ Temp. 148 °C	0,19	0,19
Calor Específico, (média press/alta press)	4,25/4,28 kJ/(kg.°C) @ Temp. 148 °C	4,25/4,28 kJ/(kg.°C) @ Temp. 148 °C

6.3.1 Custo Total do Ciclo de Vida

A equação para o cálculo do custo do ciclo de vida de uma bomba é dada por (BLOCH; BUDRIS, 2014):

$$CCV = C_{inic} + C_{inst} + C_{ener} + C_{oper} + C_{manu} + C_{para} + C_{ambi} + C_{desc} -$$

Equação (2).

Nesse estudo alguns custos foram considerados nulos pelas seguintes razões:

- O custo resultante da falha inesperada da bomba (C_{para}), pois existe uma bomba reserva que entra em operação automaticamente, caso ocorra alguma falha inesperada na bomba principal, não havendo perda de função, anulando esse custo;
- O custo relacionado a incidente ambiental (C_{ambi}) pois o fluido de trabalho é a água;

- c) O custo operacional (C_{oper}) pois foi contemplado no custo com energia elétrica (C_{ener}) e no custo de manutenção e reparos (C_{manu}).

Dessa forma, a equação 2 ficou com os seguintes termos:

$$CCV = C_{inic} + C_{inst} + C_{ener} + C_{manu} + C_{desc} - \text{Equação (6)}.$$

Na **Tabela 6.4** e na **Tabela 6.5** são mostrados os valores dos elementos que compõe a equação e o valor do custo do ciclo de vida (CCV) para cada alternativa de fornecimento e de configuração do sistema de bombeamento, conforme informações do fabricante A e fabricante B. Os valores nas células de cada coluna na cor laranja são os maiores e os verde são os menores.

Nota-se nas **Tabelas 6.4 e 6.5** que cada custo que compõe o custo total do ciclo de vida está representado nas colunas. A diferença entre os fabricantes A e B se limitaram ao custo de aquisição das bombas (C_{inic}), de forma que os demais custos não sofreram alterações em seus valores, pois os mesmos não eram dependentes do fabricante, mas sim da potência de cada bomba.

Tabela 6.4 – Custo do ciclo de vida da bomba para cada alternativa, fabricante A em US\$, (SALVADOR, 2017)

Alternativa Preço Fabricante A	C_{inic} (USD)	C_{inst} (USD)	$C_{ener} - VPL$ (USD)	$C_{manu} - VPL$ (USD)	C_{desc} (USD)	Custo Ciclo Vida (USD)
Bomba API 2 de 100%	886.699,51	2.025.784,24	50.050.976,05	14.773.033,27	100.000,00	67.836.493,06
Bomba API 3 de 50%	812.807,88	3.099.898,79	52.418.532,73	15.396.702,07	120.000,00	71.847.941,47
Bomba ANSI 2 de 100%	539.408,87	2.025.784,24	50.050.976,05	14.773.033,27	100.000,00	67.489.202,42
Bomba ANSI 3 de 50%	445.812,81	3.099.898,79	52.418.532,73	15.396.702,07	120.000,00	71.480.946,40

Tabela 6.5 – Custo do ciclo de vida da bomba para cada alternativa, fabricante B em US\$, (SALVADOR, 2017)

Alternativa Preço Fabricante B	C _{inic} (USD)	C _{inst} (USD)	C _{ener - VPL} (USD)	C _{manu - VPL} (USD)	C _{desc} (USD)	Custo Ciclo Vida (USD)
Bomba API 2 de 100%	1.006.896,55	2.025.784,24	50.050.976,05	14.773.033,27	100.000,00	67.856.690,11
Bomba API 3 de 50%	964.532,02	3.099.898,79	52.418.532,73	15.396.702,07	120.000,00	71.879.665,61
Bomba ANSI 2 de 100%	821.182,27	2.025.784,24	50.050.976,05	14.773.033,27	100.000,00	67.670.975,82
Bomba ANSI 3 de 50%	707.881,77	3.099.898,79	52.418.532,73	15.396.702,07	120.000,00	71.623.015,36

O menor custo total do ciclo de vida apresentado nas tabelas é referente a opção do fabricante A, bomba ANSI, configuração com 2 bombas de 100% da vazão da caldeira, sendo o valor de USD 67.489.202,42. O custo de USD 539.408,87 referente a aquisição das bombas da melhor alternativa, representou apenas 0,8% do custo total do ciclo de vida, enquanto que o custo com o consumo de energia elétrica representou 74,2% do custo total. Já o custo de manutenção representou 21,9% do custo total.

Considerando apenas o custo de aquisição das bombas ou o custo inicial (C_{inic}) a maior diferença foi entre o custo do fabricante B (bomba API, 2 bombas de 100% da vazão da caldeira) e o custo do fabricante A (bomba ANSI, 2 bombas de 100% da vazão da caldeira), sendo os valores de USD 1.006.896,55 e USD 539.408,87, respectivamente. Assim, essa diferença foi de USD 467.487,68, favorável a melhor alternativa citada no parágrafo anterior.

Na **Tabela 6.6** consta um resumo do custo total do ciclo de vida para as diferentes alternativas e na **Tabela 6.7** constam as diferenças do custo do ciclo de vida referente a algumas alternativas.

Tabela 6.6 – Resumo dos custos do ciclo de vida da bomba por alternativas em US\$, (SALVADOR, 2017)

Resumo do Custo Total do Ciclo de Vida por Alternativas (USD)				
Preço Fabricantes	Bomba API 2 de 100%	Bomba API 3 de 50%	Bomba ANSI 2 de 100%	Bomba ANSI 3 de 50%
Fabricante A	67.836.493,06	71.847.941,47	67.489.202,42	71.480.946,40
Fabricante B	67.856.690,11	71.879.665,61	67.670.975,82	71.623.015,36
Diferença Entre Fabricantes	20.197,04	31.724,14	181.773,40	142.068,97

Na Tabela 6.6 constata-se que a maior diferença entre os fabricantes A e B, quanto ao custo total do ciclo de vida, foi de USD 181.773,40 referente a bomba ANSI, configuração com 2 bombas de 100% da capacidade da caldeira, confirmando a análise das duas tabelas anteriores. A menor diferença entre os fabricantes A e B, quanto ao custo total do ciclo de vida, foi de USD 20.197,04 referente a bomba API, configuração com 2 bombas de 100% da capacidade da caldeira.

Tabela 6.7 – Diferença dos custos do ciclo de vida da bomba entre algumas alternativas em US\$, (SALVADOR, 2017)

Diferença Entre API e ANSI 2 de 100% Fabricante A (USD)	Diferença Entre API e ANSI 2 de 100% Fabricante B (USD)	Diferença Entre API e ANSI 3 de 50% Fabricante A (USD)	Diferença Entre API e ANSI 3 de 50% Fabricante B (USD)	Diferença Entre 2 de 100% e 3 de 50% Fabricante A (USD)	Diferença Entre 2 de 100% e 3 de 50% Fabricante B (USD)
347.290,64	185.714,29	366.995,07	256.650,25	4.358.739,05	4.208.689,79

Os dados da **Tabela 6.7** confirmam a análise realizada nas três tabelas anteriores. A maior diferença observada no custo total do ciclo de vida foi entre as configurações 2 de 100% e 3 de 50% da vazão da caldeira, fabricante A. O valor dessa diferença foi de USD 4.358.739,05, como pode ser verificado na Tabela 6.7.

Os dados dessa tabela reforçam a direção da melhor oportunidade de ganho de redução dos custos do projeto, ao passo que também evidencia a oportunidade de menor ganho de redução dos custos do projeto. Nesse

sentido a menor diferença no custo total do ciclo de vida foi entre a alternativa API e ANSI, configuração com 2 bombas de 100% da vazão da caldeira, fabricante B. O valor dessa diferença foi de USD 185.714,29.

6.4 BOMBA DE ÁGUA DE CIRCULAÇÃO DA TORRE DE RESFRIAMENTO E CONDENSADOR

As bombas consideradas nesse estudo eram do tipo horizontal, *axially split*, BB1 ou do tipo vertical, *double casing volute* VS7. Os dados típicos dessas bombas seguem na **Tabela 6.8**.

Tabela 6.8 – Dados operacionais da bomba de água de circulação da torre de resfriamento e condensador – modelo horizontal e modelo vertical, (SALVADOR, 2017)

Parâmetro	Bomba Horizontal com Configuração 5 de 25% Uma em Stand-by	Bomba Vertical com Configuração 3 de 50% Uma em Stand-by
Vazão Nominal (m ³ /h)	7.900	15.800
Pressão de Descarga bar (g)	2	2,2
Pressão de Sucção bar (g)	0,05	Poço úmido bomba submersa.
Altura Manométrica Total, m	22	23
NPSH disponível, m	10,5	Poço úmido bomba submersa.
Líquido	Água	Água
Massa Específica (kg/m ³)	927	927
Temperatura Máxima °C	31	31

Os dados operacionais da **Tabela 6.8** mostram que se tratavam de bombas com altura manométrica de 22 metros, menor que as bombas de água de alimentação de caldeira, as quais possuía altura manométrica total de 1.641 metros. A vazão nominal de cada bomba vertical do sistema de água de circulação da torre de resfriamento, conforme a **Tabela 6.8** foi de 15.800 m³/h, enquanto a vazão nominal da bomba de água de alimentação de caldeira foi de 240 m³/h.

6.4.1 Custo Total do Ciclo de Vida

Assim como no cálculo do custo total do ciclo de vida das bombas de água de alimentação das caldeiras, no cálculo do custo das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador, os mesmos termos da Equação (2) também foram considerados nulos.

Dessa forma a equação utilizada para o cálculo do CCV das bombas água de circulação da torre foi a Equação 6. Na **Tabela 6.9** são mostrados os valores dos elementos que compõe a equação e o valor do custo total do ciclo de vida (CCV) para cada alternativa de configuração desse sistema de bombeamento, ou seja, 5 bombas horizontais ou 3 bombas verticais, conforme informações de um fabricante.

Tabela 6.9 – Custo total do ciclo de vida da bomba para cada alternativa em USD, (SALVADOR, 2017).

Alternativas	C _{inic} (USD)	C _{inst} (USD)	C _{ener VPL} (USD)	C _{manu VPL} (USD)	C _{desc} (USD)	Custo Ciclo Vida (USD)
Bomba Horizontal (5)	2.133.004,93	3.111.283,21	96.363.704,66	3.054.333,88	200.000,00	104.862.326,67
Bomba Vertical (3)	3.734.482,76	3.734.482,76	68.119.170,45	3.248.086,23	150.000,00	78.986.222,20
Diferença Entre Bomba Horizontal e Vertical	-	-623.199,55	28.244.534,21	-193.752,35	50.000,00	25.876.104,48

Na **Tabela 6.9** consta o custo total do ciclo de vida referente a duas alternativas: a primeira com 5 bombas horizontais e a segunda com 3 bombas verticais. O menor valor verificado foi de USD 78.986.222,20 da alternativa com 3 bombas verticais, enquanto que a opção de 5 bombas horizontais apresentou CCV de USD 104.862.326,67. A diferença entre essas duas alternativas foi de USD 25.876.104,48.

A diferença de USD 25.826.104,48 entre as duas alternativas, se deveu ao custo com energia elétrica. A análise desse sistema não aborda os custos referentes a fornecimento API ou ANSI/HIS pois a maior redução de

custo do ciclo de vida se encontra na tomada de decisão entre bomba horizontal e vertical. Assim, os valores apresentados são referentes a bomba ANSI/HIS.

Nota-se na **Tabela 6.9** que se não fosse considerado o custo do consumo de energia elétrica ao longo da vida dessas bombas, a melhor alternativa seria com as bombas horizontais, pois apresentou menor custo inicial (custo de aquisição das bombas), menor custo de instalação e menor custo de manutenção. Entretanto, ao longo do tempo de vida dessas bombas, se gastaria USD 28.244.534,21 a mais com energia elétrica consumida, que com as bombas verticais.

A **Figura 6.1** e a **Figura 6.2** mostram o detalhamento do custo do ciclo de vida da bomba horizontal e vertical, respectivamente.

Figura 6.1 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba horizontal em USD (SALVADOR, 2017)

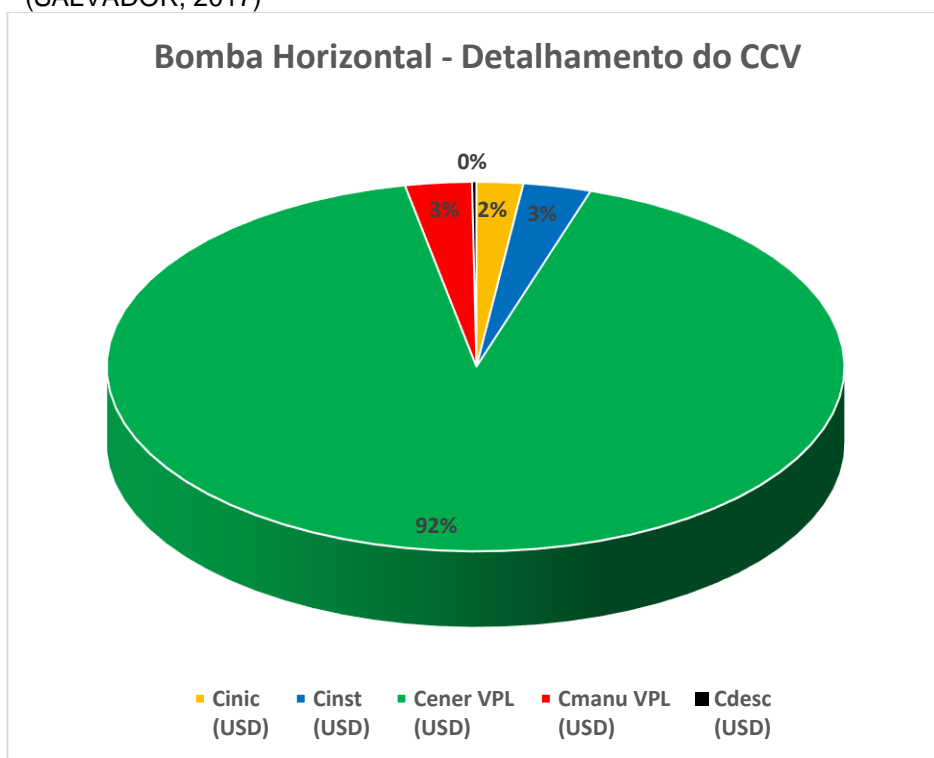
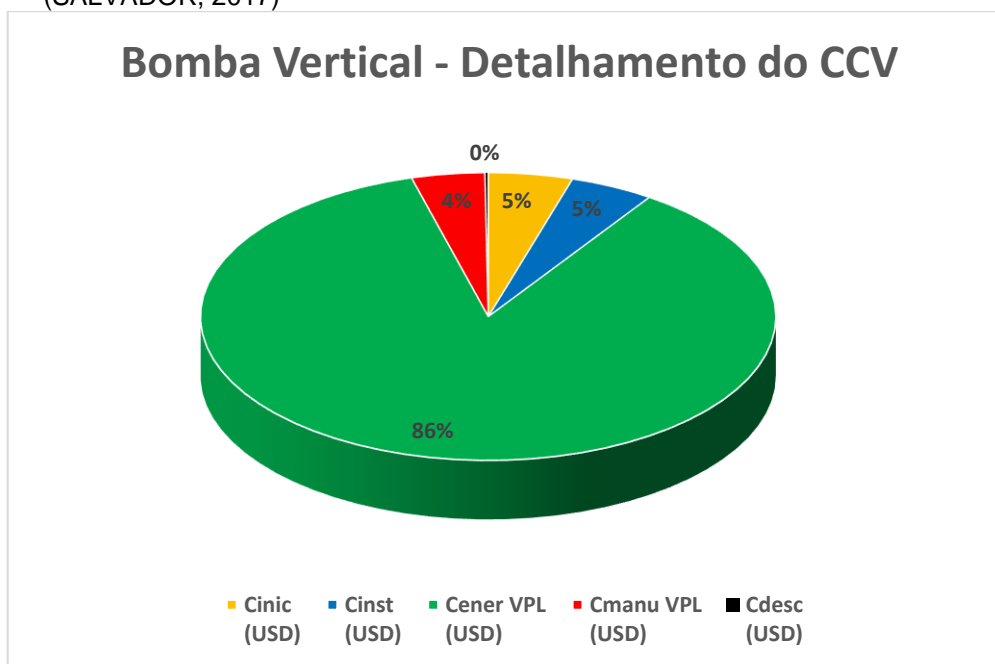


Figura 6.2 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba vertical em USD (SALVADOR, 2017)



Os gráficos das **Figuras 6.1 e 6.2** detalham o custo total do ciclo de vida das bombas horizontais e verticais. Através desses gráficos verificou-se que em ambos os casos, o componente que mais contribui para o custo total foi o custo com o consumo de energia elétrica ao longo da vida útil. Esse custo representou 92% e 86% do custo total do ciclo de vida da bomba horizontal e vertical respectivamente.

Esses gráficos também mostraram que o custo inicial relativo a aquisição das bombas representou apenas 2% e 5% do custo total do ciclo de vida da bomba horizontal e vertical respectivamente. O custo referente a instalação das bombas representou 3% e 5% do CCV da bomba horizontal e vertical respectivamente, enquanto que o custo com manutenções e reparos a serem realizados ao longo da vida útil representou 3% e 4% do custo total seguindo a mesma ordem.

O custo com descomissionamento das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador, representou menos de 1% do CCV, pois nessa fase não existem custos com a compra de equipamentos, tubulações ou outros materiais. Os custos com descomissionamento são relativos a mão de obra necessária para desmontagem dos equipamentos e acessórios (tubulações, válvulas e equipamentos elétricos), custos com

aluguel de guindastes, com caminhão para transporte dos materiais até locais que reciclam metais e custos com a limpeza dos antigos locais de instalação dessas bombas.

6.5 BOMBA DE EXTRAÇÃO DE CONDENSADO

Nesse sistema foi adotado o uso de bombas verticais do tipo *double casing volute VS6*. Os dados típicos dessas bombas seguem na **Tabela 6.10**.

Tabela 6.10 – Dados operacionais da bomba de extração de condensado (SALVADOR, 2017)

Parâmetro	Bomba Vertical API e HIS 3 de 50%
Vazão (m ³ /h)	280
Pressão de Descarga bar (g)	6
Pressão de Sucção bar (g)	0,05
Altura Manométrica Total (m)	230
NPSH requerido (m)	4,1
Líquido	Condensado
Massa Específica (kg/ m ³)	927
Temperatura Máxima °C	60

Nota-se através dos dados operacionais da **Tabela 6.10** que as bombas de extração de condensado possuía uma vazão de 280 m³/h e altura manométrica total de 230 metros. Essa vazão era aproximadamente 20% maior que a vazão da bomba de água de alimentação da caldeira, porém sua altura manométrica total era apenas 17,5% da altura manométrica da bomba de água de alimentação da caldeira.

6.5.1 Custo Total do Ciclo de Vida

Pelas mesmas razões consideradas no cálculo do custo total do ciclo de vida das bombas de água de alimentação das caldeiras e das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador, alguns termos da

Equação (2) também foram considerados nulos no cálculo do CCV das bombas de extração de condensado.

Assim, a Equação (6) foi utilizada para o cálculo do CCV dessas bombas. Essa equação considerava o CCV como o resultado da soma de 5 custos: o custo inicial (aquisição das bombas), o custo de instalação das bombas, o custo do consumo de energia elétrica ao longo da vida útil das bombas, o custo de manutenção e reparos e o custo de descomissionamento das bombas.

Na **Tabela 6.11** constam os valores dos custos que compunha a equação do cálculo do CCV dessas bombas, considerando duas alternativas, uma com bombas API e a outra com bombas ANSI/HIS.

Tabela 6.11 – Custo total do ciclo de vida da bomba para cada alternativa em USD, (SALVADOR, 2017)

Alternativas	C _{inic} (USD)	C _{inst} (USD)	C _{ener VPL} (USD)	C _{manu VPL} (USD)	C _{desc} (USD)	Custo Ciclo Vida (USD)
Bomba Vertical API (3)	1.123.152,71	1.485.887,54	10.799.380,85	4.656.867,54	100.000,00	18.165.288,63
Bomba Vertical ANSI/HIS (3)	1.031.527,09	1.485.887,54	10.799.380,85	4.656.867,54	100.000,00	18.073.663,02
Diferença Entre Bomba Horizontal e Vertical	91.625,62	0,00	0,00	0,00	0,00	91.625,62

Analisando os dados da Tabela 6.11 nota-se que o menor custo total do ciclo de vida foi da bomba vertical ANSI/HIS, sendo o CCV igual a USD 18.073.663,02. A diferença entre as duas alternativas foi de USD 91.625,62 relativos apenas ao custo inicial ou de aquisição das bombas, pois os demais custos foram os mesmos para as duas alternativas, pois independem do fornecimento API ou ANSI/HIS.

Nas **Figuras 6.3** e **6.4** constam o detalhamento do custo do ciclo de vida da bomba vertical API e ANSI/HIS, respectivamente.

Figura 6.3 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba API em USD (SALVADOR, 2017)

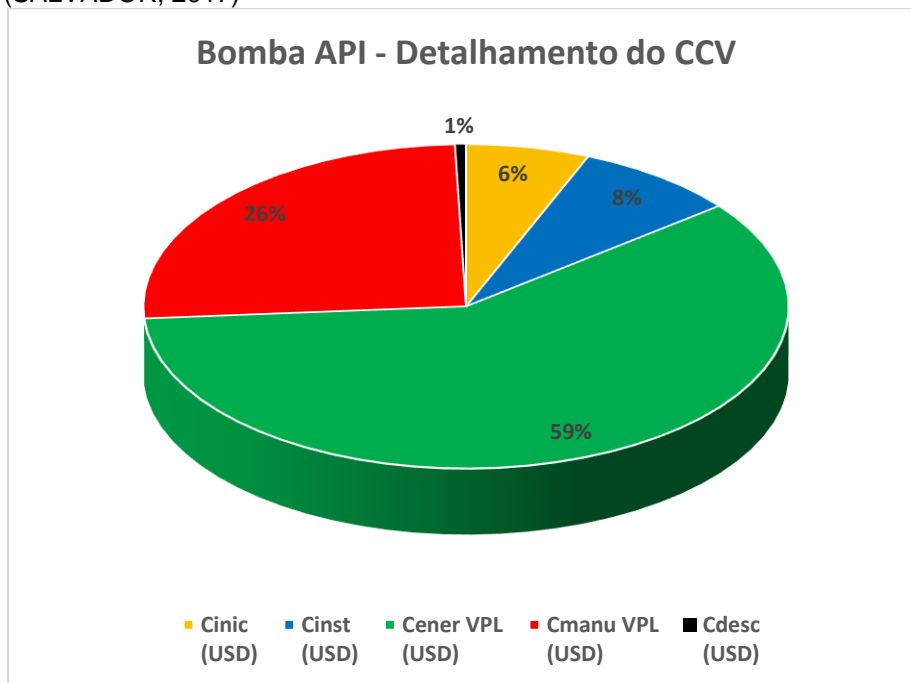
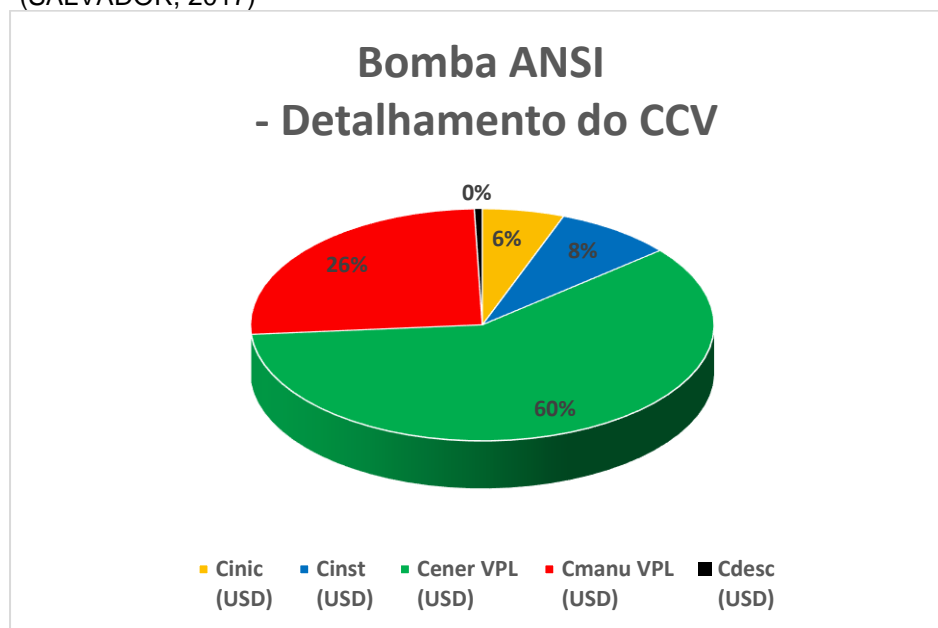


Figura 6.4 – Detalhamento do custo total do ciclo de vida da bomba ANSI/HIS em USD (SALVADOR, 2017)



Os gráficos das **Figuras 6.3** e **6.4** apresentam os mesmos percentuais para o custo inicial, custo de manutenção e reparos e custo de instalação, sendo esses valores respectivamente 6%, 26% e 8% do custo total do ciclo de vida. A diferença de 1% no custo de inicial relativo a aquisição das bombas, 59% referente a bomba API e 60% referente a bomba ANSI/HIS, se

deveu aos USD 91.625,62 de diferença entre o custo de aquisição da bomba API e o custo de aquisição da bomba ANSI/HIS.

6.6 DISCUSSÃO PARCIAL

Esse capítulo abordou o gerenciamento de riscos de mudanças em projetos. Os riscos inerentes as mudanças pretendidas foram identificadas e analisadas qualitativamente, sendo apresentado um plano de ação para eliminar ou minimizar tais riscos.

Os tópicos seguintes trataram dos impactos sobre a confiabilidade dos equipamentos e sistemas em virtude das mudanças que seriam feitas no projeto. Uma detalhada análise do custo total do ciclo de vida das bombas foi realizada, obtendo-se informações consistentes e confiáveis para tomada de decisões.

Dentre os custos que compõe o CCV, o custo com consumo de energia elétrica para acionar os equipamentos foi o mais impactante, representando mais da metade do custo total. O segundo maior custo que compõe o CCV foi o custo de manutenção e reparos.

Através da análise do CCV dos sistemas estudados, ficou claro que o custo de aquisição dos equipamentos tem pouco impacto sobre o custo total do ciclo de vida, representado menos que 10% do custo total. Assim, as decisões sobre a melhor opção a ser adotada para um determinado projeto, não podem ficar restritas ao custo inicial de aquisição, sob pena de grandes perdas ao longo da vida útil das bombas, sobretudo em relação ao custo com o consumo de energia elétrica.

7 RESULTADOS E DISCUSSÕES

A grande mudança ocorrida na economia brasileira desde que os dados desse estudo foram obtidos, mês de setembro de 2012, justificaram a utilização do dólar nesse trabalho. Os valores foram apresentados em dólar americano a uma taxa de câmbio da época de R\$ 2,03 (cotação de 26/09/2012).

O IGPM (índice geral de preços do mercado) é utilizado como referência para reajustar a maioria dos contratos vigentes no país, inclusive o preço da energia elétrica. Dessa forma, foi utilizado o valor acumulado dos últimos 12 meses desse índice (fev. / 2016 a jan. / 2017) como taxa de juros anual para o cálculo do VPL. O IGPM acumulado em janeiro de 2017 foi de 6,66%.

O tempo de vida útil considerado para efeito de cálculos foi de 25 anos. Para o cálculo do consumo de energia elétrica foi considerado um PLD (preço líquido das diferenças de 159,77/MWh (região nordeste), conforme informações do canal energia em 10 de fevereiro de 2017.

Também foi necessário considerar o regime de operação adotado para calcular o custo total do ciclo de vida das bombas, sendo adotado um regime de operação de 50%. Assim, durante o período de um ano, a UTE deveria operar 6 meses e ficar em stand-by por 6 meses. Por se tratar de uma fonte de geração de energia elétrica mais cara que as hidroelétricas, elas só entram em operação nos períodos de estiagem quando o nível dos reservatórios das hidroelétricas está baixo.

As bombas de água de circulação da torre de resfriamento foram avaliadas calculando o custo total do ciclo de vida (CCV) referente as alternativas com bombas horizontais e bombas verticais. O CCV foi calculado somando o custo inicial de aquisição, o custo de instalação, o custo com o consumo de energia elétrica, o custo de manutenção e o custo de descomissionamento. A equação usada nesse cálculo foi a “Equação (2) (BLOCH; BUDRIS, 2014).

O custo inicial necessário para o cálculo do CCV foi obtido através de consultas realizadas a alguns fabricantes, os quais foram denominados como

fabricante A e fabricante B. O custo de instalação foi o resultado de estimativas históricas de outros projetos. O custo com energia elétrica foi obtido utilizando informações contidas nas folhas de dados dos fabricantes das bombas sobre a potência do motor elétrico que aciona as mesmas, o valor do PLD (preço líquido das diferenças) do MWh e a quantidade de horas de operação estimada para 25 anos. O PLD foi obtido em canal de divulgação do governo.

O custo de manutenção contempla peças reservas, mão-de-obra, equipamentos e ferramentas especiais necessárias para a realização dos reparos e execução dos planos de manutenção preventiva. O cálculo do custo total do ciclo de vida foi aplicado as possíveis alternativas de tomada de decisão, a fim de identificar as reduções de custos mais impactantes no CCV.

Os dados das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador referiram-se à bomba ANSI, sem prejuízo para o estudo pois a alternativa de fornecimento API foi tratada nos outros dois sistemas. Entretanto, o impacto sobre a confiabilidade ao se decidir entre bombas horizontais e verticais não foram analisados, pois os dados disponíveis referentes ao MTBF e MTTR não fazem distinção entre bombas verticais e horizontais, ou seja, pesquisadores e especialistas da área de confiabilidade tem visto esses modelos de bombas sem distinção sobre esse aspecto, de forma que nesse estudo seguiu-se o mesmo raciocínio.

As bombas de extração de condensado foram avaliadas apenas quanto ao fornecimento API e ANSI, pois são do tipo verticais com configuração contemplando 3 bombas com capacidade de 50% da vazão total necessária. O cálculo do CCV necessário para tomada de decisão seguiu o mesmo procedimento usado nos outros dois sistemas.

As bombas de água de alimentação das caldeiras foram analisadas quanto ao CCV sobre 4 cenários: aquisição de bombas API 610, aquisição de bombas ANSI, configuração do sistema de bombeamento contemplando 2 bombas com capacidade de 100% da vazão necessária para cada caldeira e configuração contemplando 3 bombas com capacidade de 50% da vazão necessária para cada caldeira.

De maneira semelhante, as bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador também foram analisadas quanto ao CCV. Entretanto, a avaliação contemplou apenas duas alternativas: uma considerando 5 bombas horizontais com capacidade de 25% da vazão necessária para cada caldeira e a outra considerando 3 bombas verticais com capacidade de 50% da vazão necessária para cada caldeira.

A análise dos riscos das alterações no projeto identificou 7 riscos que poderiam impactar negativamente no resultado do projeto. Uma análise utilizando os conceitos de SWOT também foi realizada, reforçando a necessidade de algumas ações preventivas a fim de minimizar ou eliminar esses riscos.

A maioria dos 7 riscos identificados apontavam problemas com atrasos no projeto devido a provável entrega das bombas e tubulações fora do prazo planejado, retrabalhos devido a inconsistências no projeto executivo, resultante da falta de integração entre as diferentes disciplinas e atrasos devido a falhas no planejamento das mudanças no projeto, além do risco de conflito com os stakeholders devido a falha na comunicação das mudanças no projeto.

Esses riscos foram tratados como fraquezas internas e ameaças externas ao projeto. Um plano de ação foi elaborado para tratar os riscos identificados, sobretudo aqueles de alta e média prioridade. As principais ações focavam em negociar e acompanhar prazos de entrega viáveis junto ao fornecedor das bombas.

A fim de garantir a integração entre as diferentes disciplinas e áreas do projeto, foi acordado com as equipes a participação de pelo menos um representante nas reuniões de avaliação e planejamento das mudanças. O plano de ação ainda destacou a necessidade de garantir o envolvimento de stakeholders nessas reuniões para evitar conflitos devido a falha de comunicação com os mesmos.

A análise da confiabilidade das bombas e sistema devido as mudanças no projeto avaliou os impactos de se optar por bombas API ou ANSI e por optar por configuração com duas bombas ou configuração com três bombas.

O cálculo da confiabilidade considerou o MTBF e o MTTR das bombas API e ANSI.

O MTBF da bomba API correspondeu ao dobro da bomba ANSI, ou seja, analisando apenas esse parâmetro, pode-se afirmar que a bomba API leva o dobro do tempo que a bomba ANSI leva para falhar. Entretanto, o MTTR de ambas as bombas apresenta valor muito inferior ao MTBF, resultando em probabilidades de disponibilidade muito próximas uma da outra, 99,72% (API) e 99,39% (ANSI), aproximadamente 0,3% de diferença, sendo as bombas API 0,3% mais confiáveis que as bombas ANSI.

A análise da confiabilidade relativa a alternativa com duas bombas de 100% da vazão da caldeira e da alternativa com três bombas de 50% da vazão da caldeira, mostrou que a diferença entre essas duas alternativas é desprezível, sendo que considerando a aproximação dos valores, ambas apresentaram probabilidade de disponibilidade de 99,99%. Na realidade, a probabilidade de perda da função do sistema foi praticamente nula, pois em ambas alternativas existia uma bomba reserva que entrava em operação automaticamente, caso a bomba principal entrasse em modo de falha.

A análise do custo total do ciclo de vida da bomba de água de alimentação de caldeira mostrou que 74% desse custo refere-se ao consumo de energia elétrica. O custo com a aquisição das bombas representou apenas 1% do valor total.

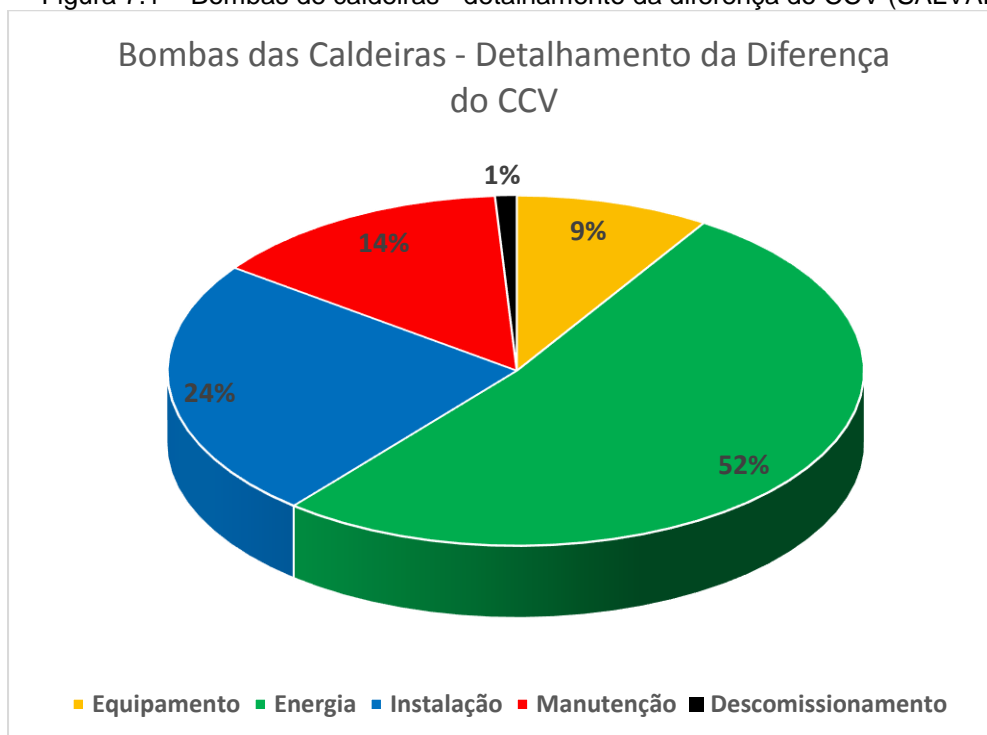
O menor custo total do ciclo de vida foi da bomba ANSI com configuração de 2 bombas de 100% da vazão da caldeira, sendo o seu CCV de USD 67.489.202,42 (fabricante A). A alternativa de maior custo foi a bomba API com configuração de 3 bombas de 50% da vazão da caldeira, sendo o seu CCV de USD 71.879.665,61 (fabricante B), conforme observado na **Tabela 6.6**.

Os Gráficos das **Figuras 6.1** e **6.2** mostraram que apenas 2% e 5% do custo total do ciclo de vida da bomba foi referente ao custo de aquisição das bombas. O custo mais impactante foi referente a energia elétrica correspondendo a 92% e 86% do CCV. Esses gráficos ainda mostraram que 3% e 5% do CCV foi referente a instalação, enquanto que 3% e 4% foi

referente a manutenção e reparos e menos de 1% do CCV foi referente ao descomissionamento.

O gráfico da Figura 7.1 mostra o detalhamento da diferença entre o maior e o menor CCV das bombas de água de alimentação da caldeira. Essa diferença foi de USD 4.390.463,19. Desse valor, apenas USD 425.123,15 foi referente a diferença de preço entre as bombas API e ANSI, ou seja, 9% do valor total da diferença. O gráfico também mostra que o custo com energia elétrica representou 52% da diferença, o custo com a instalação respondeu por 24% da diferença, o custo com manutenção representou 14% e menos de 1% foi referente ao custo com descomissionamento.

Figura 7.1 – Bombas de caldeiras - detalhamento da diferença do CCV (SALVADOR, 2017)



A análise do custo total do ciclo de vida das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador considerou duas alternativas: uma alternativa com 5 bombas horizontais e outra alternativa com 3 bombas verticais. O menor valor do CCV dentre essas duas alternativas, foi de USD 78.986.222,20 referente a 3 bombas verticais com vazão de 50% da demanda total, enquanto que a alternativa com 5 bombas

horizontais foi de USD 104.862.326,67. A diferença entre essas duas alternativas foi de USD 25.876.104,48.

Como notado o custo com energia elétrica ao longo da vida útil dessas bombas representa em torno de 90% dos USD 25.876.104,48 de diferença entre as duas alternativas analisadas. Essa análise não considerou os custos referentes a fornecimento API ou ANSI/HIS, pois a maior redução de custo do ciclo de vida dessas bombas foi relativa a tomada de decisão entre bomba horizontal e vertical.

O custo total do ciclo de vida das bombas de extração de condensado se limitou a utilização de bombas API ou ANSI/HIS. A diferença entre essas duas alternativas foi de USD 91.625,62, sendo relativa apenas ao custo inicial ou de aquisição das bombas. A alternativa com menor custo total do ciclo de vida foi da bomba ANSI/HIS com valor de USD 18.073.663,02.

As bombas de extração de condensado foram analisadas apenas quanto ao fornecimento API e ANSI, sendo que essas especificações não resultam em diferenças no consumo de energia elétrica, no custo de manutenção, no custo de instalação e no custo de descomissionamento.

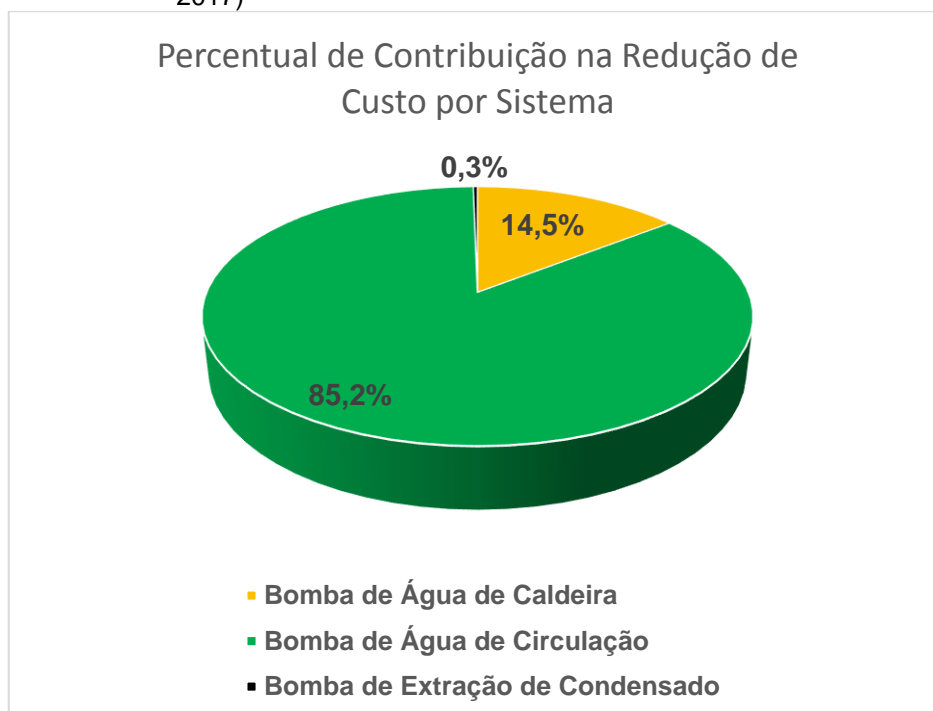
A **Tabela 7.1** apresenta um resumo das melhores alternativas encontradas para os três sistemas de bombeamento analisados, além dos maiores CCV e o total de redução de custo estimado.

Tabela 7.1 – Melhor alternativa por sistema e redução de custo estimada (SALVADOR, 2017)

Sistema	Menor CCV Melhor Alternativa (USD)	Descrição da Melhor Alternativa	Maior CCV Pior Alternativa (USD)	Diferença Entre CCV (USD)
Bomba de Água de Caldeira	67.489.202,42	Bomba ANSI / 2 de 100%	71.879.665,61	4.390.463,19
Bomba de Água de Circulação	78.986.222,20	Bomba Vertical ANSI / 3 de 50%	104.862.326,67	25.876.104,47
Bomba de Extração de Condensado	18.073.663,02	Bomba Vertical ANSI / 3 de 50%	18.165.288,63	91.625,61
Total de Redução de Custo (USD)				30.358.193,27

A Tabela 7.1 mostra a contribuição de cada sistema na redução de custo do projeto. Verifica-se que o valor total de redução foi de USD 30.358.193,27. Desse valor, USD 25.876.104,47 foi do sistema de água de circulação da torre de resfriamento e USD 4.390.463,19 foi do sistema de água de alimentação de caldeira. O sistema de extração de condensado contribuiu com USD 91.625,61.

Figura 7.2 – Contribuição de cada sistema no total da redução de custo (SALVADOR, 2017)



No gráfico da **Figura 7.2** consta que o sistema que mais contribuiu para a redução do custo total do ciclo de vida foi a bomba de água de circulação da torre de resfriamento e condensador, respondendo por 85,2% do total de redução. Conforme verificado nesse gráfico, as bombas de água de alimentação de caldeira contribuíram com 14,5% do total de redução e as bombas de extração de condensado contribuiu com 0,3% do total de redução do custo.

8 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A utilização de termelétricas com ciclo combinado, contemplando o ciclo Rankine, continuará sendo uma alternativa viável para aumentar o rendimento das termelétricas com ciclo Brayton a gás natural, mesmo diante do crescimento das fontes de energia renováveis como as usinas eólicas. As reservas de gás natural encontradas, porém, ainda não exploradas, continuarão viabilizando esses projetos.

Dentre os layouts de UTE, a configuração 2 x 2 x 1 (dois turbogeradores a GN, duas caldeiras recuperadoras de calor e um turbogerador a vapor) com potência de 530 MWh, possui uma relação de rendimento térmico, elétrico e VPL que torna esse tipo de projeto competitivo.

Os sistemas de bombeamento analisados: bomba de água de alimentação de caldeira, bomba de água de circulação da torre de resfriamento e condensador e bomba de extração de condensado, apresentaram oportunidades para redução de custos. Entretanto, os valores mais significativos foram referentes as bombas de água de alimentação das caldeiras e bombas de água de circulação da torre de resfriamento principal.

Os dados analisados comprovaram que existindo uma bomba reserva, a diferença entre configuração ou layout com 2 bombas de 100% da vazão total demandada e com 3 bombas de 50% da vazão total demanda foi insignificante quanto a confiabilidade, não existindo vantagens de uma configuração sobre a outra nesse sentido. O Failure Mode and Effect Analysis (FMEA), por exemplo, não foi usado como critério de desempate, pois os modos de falhas são os mesmos para os dois cenários considerados.

A diferença entre as alternativas API ou ANSI/HIS referentes a confiabilidade dos equipamentos também não foi tão significativa, apenas 0,3%. Isso se deveu principalmente ao fato de que o tempo médio entre falhas (MTBF) desses equipamentos foram muito maiores que o tempo médio para reparo (MTTR), mesmo considerando o fornecimento conforme ANSI/HIS. Assim, a perda de confiabilidade em usar bombas ANSI/HIS foi de apenas menos 0,3% da probabilidade de disponibilidade dessas bombas.

O cálculo do custo total do ciclo de vida contém informações importantes para tomada de decisão. Embora a equação proposta por Bloch e Budris (2014) contemple 8 diferentes custos, os cálculos apresentados nos estudos contemplaram 5 custos: o custo inicial de aquisição das bombas, o custo de instalação das bombas, o custo com energia elétrica, o custo com as manutenções e reparos e o custo com descomissionamento das bombas.

Os outros 3 custos da equação foram considerados como zero, pois foram considerados no custo com energia elétrica, manutenção e reparo, também pelo fato de que as alternativas analisadas contemplaram bombas reservas, de forma que paradas inesperadas da bomba principal não resultaria em perda da função do sistema de bombeamento já que a bomba reserva entraria em operação em automático não resultando em perdas financeiras. O custo relativo ao impacto ambiental também foi considerado zero, pois o fluído de trabalho era a água.

A citação de Bloch e Budris (2014) de que o custo inicial referente a aquisição dos equipamentos é menor que 9% do custo total do ciclo de vida foi confirmada através dos casos estudados e apresentados nesse trabalho.

Os casos estudados mostraram que a tomada de decisão sobre a melhor alternativa para o projeto não é aquela com menor custo de aquisição dos equipamentos, pois outros custos apresentaram maior impacto ao longo do ciclo de vida dos equipamentos, sobretudo o custo com energia elétrica consumida pelos equipamentos e o custo com manutenções e reparos. Esses dois custos somados representaram quase 90% do custo total do ciclo de vida.

Em conformidade com as considerações do parágrafo anterior, a alternativa para as bombas de água de alimentação das caldeiras com menor custo inicial referente a aquisição (USD 445.812,81 - 3 bombas ANSI com 50% da vazão total necessária) resultou em um dos maiores custos total do ciclo de vida, sendo uma das piores alternativas para esse sistema, impactado pelo maior consumo de energia elétrica.

Assim, para o sistema de água de alimentação de caldeiras a alternativa mais interessante após a análise do custo total do ciclo de vida foi a referente as bombas ANSI com a configuração do sistema contemplando 2

bombas com capacidade de 100% da vazão necessária para cada caldeira. Conforme explanado e comprovado anteriormente, essa especificação e configuração não resulta em perda de confiabilidade.

A análise do custo total do ciclo de vida das bombas de água de circulação da torre de resfriamento e condensador também confirmou que a melhor alternativa não foi necessariamente aquela com menor custo inicial de aquisição dos equipamentos. A alternativa referente a 5 bombas horizontais apresentou um custo de aquisição de USD 2.133.004,93, enquanto que a alternativa com 3 bombas verticais apresentou um custo de aquisição de USD 3.734.482,76. De fato, avaliando apenas o custo de aquisição, a alternativa referente a 5 bombas horizontais parecia ser a melhor opção.

Entretanto, ao analisar o custo total do ciclo de vida dos equipamentos percebeu-se que o custo com energia elétrica consumida pelas bombas impactava significativamente o custo total, invertendo a situação. O CCV das 5 bombas horizontais foi de USD 104.862.326,67 contra USD 78.986.222,20 referente as 3 bombas verticais.

Nota-se que enquanto a diferença favorável as 5 bombas horizontais foi de USD 1.601.477,83, considerando apenas o custo inicial de aquisição das bombas, ao considerar o custo total do ciclo de vida, a diferença passou a ser bem maior, ou seja, USD 25.876.104,48 favorável a alternativa que contemplava 3 bombas verticais ANSI/HIS, sendo essa a melhor alternativa para esse sistema.

As bombas do sistema de extração de condensado foi o último caso estudado nesse trabalho. Essas bombas foram analisadas apenas sobre o aspecto do fornecimento API ou ANSI/HIS, pois tratava-se de um sistema que tipicamente utiliza bombas verticais com sistema configurado para 3 bombas com capacidade de 50% da vazão total necessária.

Como já era de se esperar, a melhor alternativa para as bombas de extração de condensado foi a referente a 3 bombas verticais ANSI/HIS, sendo a diferença entre os CCV de USD 91.625,62. Essa diferença se deve exclusivamente ao custo inicial de aquisição dos equipamentos, pois as duas alternativas analisadas apresentam custos semelhantes referentes ao consumo de energia elétrica, instalação e manutenção, já que o fato da

bomba ser API ou ANSI não resulta em impactos ou diferenças nesses custos.

Evidentemente, existiam outros sistemas com possibilidade de redução de custos, tanto no ciclo Brayton quanto no ciclo Rankine, os quais podem ser explorados oportunamente em outros trabalhos futuros, ressaltando-se os ganhos financeiros, melhores rendimentos dos ciclos térmicos e menores níveis de emissão de poluentes.

REFERÊNCIAS

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. **610**: Centrifugal pumps for petroleum, heavy duty chemical, and gas industry services. 12. ed. Texas: Api, 2014.

BAITELO, Ricardo. **A caminho da sustentabilidade energética**: como desenvolver um mercado de renováveis no Brasil. São Paulo: Fonte Mistas, 2008. 32 p.

BLOCH, Heinz P.; BUDRIS, Allan R. **Pump user's handbook life extension**. 4. ed. Boca Raton: Taylor & Francis Ltd., 2014. 517 p.

BRUNETTI, F. **Motores De Combustão Interna, v. 1**. São Paulo: Egard Bluscher, 2008.

BUDRIS, Allan R.; SABINI, Eugene P.; ERICKSON, Barry. Pump reliability: hydraulic selection to minimize the unscheduled maintenance portion of life-cycle cost, **Pumps & Systems**, nov. 2001.

CALIXTO, Eduardo. **Gas and oil reliability engineering**: modeling and analysis. Waltham: Elsevier, 2013. 527 p.

CARAZAS, Fernando Jesús Guevera. **Análise de disponibilidade de turbinas a gás empregadas em usinas termelétricas a ciclo combinado**. 2007. 145 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica de Projeto, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

CHAPMAN, C. B. e Colaboradores. **Project risk management**: processes, techniques and insights. New York: John Wiley and Sons, 2006.

CUZCO, Alejandro. **Ciclo Brayton y Sus Aplicaciones**. Equador: Alejandro Cuzco, 2013. 16 slides, color.

FERNÁNDEZ, Álvaro; STOL, Norvald. CAPEX and OPEX simulation study of cost-efficient protection mechanisms in passive optical networks. **Sciencedirect**. Trondheim, p. 14-24, jan. 2015.

GRAHAM, John R.; HARVEY, Campbell R.. The theory and practice of corporate finance: evidence from the field. **Journal Of Financial Economics: Elsevier**. Durham, p. 187-243, maio 2001.

HORNSTEIN, Henry A.. The integration of project management and organizational change management is now a necessity. **Sciencedirect**. Sault Ste. Marie, p. 291-298, set. 2014.

HUANG, H.Z. Fuzzy multi-objective optimization decision-making of reliability of series system. **Microelectron Reliability**, v.37, n.3, p.447-449. 1997.

JOIA, Luiz Antonio et al. **Gerenciamento de Riscos em Projetos**. 3. ed. Rio de Janeiro: Fgv, 2014. 172 p. (Gerenciamento de Projetos).

JUANG, Ying-shen; LIN, Shui-shun; KAO, Hsing-pei. A knowledge management system for series-parallel availability optimization and design. **Sciencedirect: Elsevier**. Taiwan, p. 181-193. ago. 2008.

KARDEC, Alan; NASCIF, Júlio. **Manutenção Função Estratégica**. 4. ed. Rio de Janeiro: Qualitymark, 2012. 384 p.

LOESER, Sérgio. **Metodologia de projeto estrutural de bombas centrífugas verticais de poço úmido**. 2011. 136 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Tecnologia Nuclear, Usp, Instituição de Pesquisas Energéticas e Nucleares, São Paulo, 2011.

LORA, Electo Eduardo Silva. **Geração Termelétrica, v. 1 e v.2**. 1. ed. Rio de Janeiro: Interciencia, 2004. 1296 p.

MARCO MUSETTI (Switzerland) (Ed.). **GSG Diffuser Style Barrel Pump ISO 13709 (API 610) Type BB5**. 2013. Disponível em: <www.sulzerpumps.com>. Acesso em: 20 jan. 2017.

MARCO MUSETTI (Switzerland). **SMN Bomba de Dupla Sucção Bipartida Axialmente**. 2014. Disponível em: <www.sulzerpumps.com>. Acesso em: 19 jan. 2017.

MENGUE, Denis Carlos; SELLITTO, Miguel Afonso. Estratégia de manutenção baseada em funções de confiabilidade para uma bomba centrífuga petrolífera. **Revista Produção Online: ABEPRO**, São Leopoldo, v. 13, n. 2, p.759-783, jun. 2013.

MORAES, Renato de Oliveira; LAURINDO, Fernando José Barbin. **RELAÇÕES** entre o desempenho dos projetos de TI e a maturidade em gestão de projetos. **Revista Produção Online**, Florianópolis, v. 1, n. 13, p.61-83, mar. 2013.

MOTTA, R.; CALOBA, G. **Análise de investimentos**: tomada de decisões em projetos industriais. São Paulo: Atlas, 2002.

PROJECT MANAGEMENT INSTITUTE (Estados Unidos) (Ed.). **A Guide to the Project Management Body of Knowledge: PMBOK® Guide**. 5. ed. Filadélfia, Pensilvânia: Pmi, 2013.

REGO, Ricardo Bordeaux et al. **Viabilidade econômico-financeira de projetos**. 4. ed. Rio de Janeiro: Fgv, 2013. 172 p. (Gerenciamento de Projetos).

REIS, Lineu B. dos. **Geração de energia elétrica**. Barueri-SP: Manole, 2011. 482p.

RIZVI, Syed Wajahat Abbas; SINGH, Vivek Kumar; KHAN, Raees Ahmad. Revisiting software reliability engineering with fuzzy techniques. **IEEE**. Lucknow, p. 359-368, out. 2016.

- SCHUH, Günther; RIESENER, Michael; DÖLLE, Christian. Concept for Development Project Management by Aid of Predictive Analytics. **IEEE**. Aachen, p. 2040-2047, set. 2016.
- SILVA, Cláudio H. Ferreira da. **Alternativas energéticas: uma visão Cemig**. Belo Horizonte: Cemig, 2012.
- SIQUEIRA, Iony Patriota de. **Manutenção centrada na confiabilidade: manual de implementação**. 1. ed. Rio de Janeiro: Qualitymark. 2005.
- SOUZA, Adler Diniz de; ROCHA, Ana Regina; SANTOS, Djenane Cristina Silveira dos. A proposal for the improvement of project's cost predictability using earned value management and historical data of cost – an empirical study. **IEEE**, Rio de Janeiro, p.729-734, maio 2013.
- SOUZA, Zulcy de. **Plantas de geração térmica a gás**. 1. ed. Rio de Janeiro: Interciência. 2014. 386p.
- SPAKOVSKY, Zoltán S.. **Thermodynamics and propulsion: Brayton Cycle**. 2002. Disponível em: <<http://web.mit.edu/16.unified/www/SPRING/propulsion/notes/node27.html>>. Acesso em: 22 jan. 2017.
- SRIVANNABOON, Sabin; MUNKONGSUJARIT, Songphon. Project management and project portfolio management in open innovation: literature review. **IEEE**, Pathum Thani, p.2002-2007, set. 2016.
- THIES, Hans Henning; ZDRALLEK, Markus; SCHWAN, Michael. A model to optimise CAPEX and OPEX for a given quality level. **IEEE**. Stockholm, p. 1-4. jun. 2013.
- TOLMASQUIM, Mauricio Tiomno. **Anuário estatístico de energia elétrica 2013**. Rio de Janeiro: Epe, 2013. 253 p.
- TOLMASQUIM, Mauricio Tiomno. **Energia termelétrica: gás natural, biomassa, carvão, nuclear**. Rio de Janeiro: Epe, 2016. 417 p.
- TOLMASQUIM, M. T. Coord. **Geração de energia elétrica no Brasil**. Rio de Janeiro. Interciência: CENERGIA, 2005.
- TOLMASQUIM, M. T. Coord. Coordenação Geral da Epe (Org.). **Plano Decenal de Expansão de Energia 2024**. Brasília, 2015. Disponível em: <[http://www.epe.gov.br/PDEE/Relatório Final do PDE 2024.pdf](http://www.epe.gov.br/PDEE/Relatório%20Final%20do%20PDE%202024.pdf)>. Acesso em: 26 dez. 2016.
- VALLE, André Bittencourt et al. **Fundamentos do gerenciamento de projetos**. 3. ed. Rio de Janeiro: FGV, 2014. 172 p. (Gerenciamento de Projetos).
- VARGAS, Ricardo Viana. **Gerenciamento de projetos: estabelecendo diferenciais competitivos**. 8. ed. Rio de Janeiro: Brasport, 2016. 297 p.

VISSER, J. Krige. Suitability of Different Probability Distributions for Performing Schedule Risk Simulations in Project Management. **IEEE**. Pretoria, p. 2031-2039, set. 2016.

YALAOUI, C. C.; CHATELET, E. Reliability allocation problem in a series-parallel system. **Reliability Engineering and System Safety**, v.90, p.55–61, 2005.