UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO - UFRJ

ESCOLA DE QUÍMICA

TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS

(TPQB)

ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA UTILIZAÇÃO DE OSMOSE INVERSA PARA PURIFICAÇÃO DE ÁGUA A PARTIR DE VINHOTO

Mila dos Santos Silva

Rio de Janeiro – RJ

Março/2018

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO – UFRJ

ESCOLA DE QUÍMICA

TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS

(TPQB)

ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA UTILIZAÇÃO DE OSMOSE INVERSA PARA PURIFICAÇÃO DE ÁGUA A PARTIR DE VINHOTO

Mila dos Santos Silva

Dissertação de Mestrado em Engenharia Petroquímica e de Biocombustíveis, do Núcleo de Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Orientadores: Prof. Dr. José Luiz de Medeiros

Prof. Dra. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo

Rio de Janeiro – RJ

Março/2018

Silva, Mila dos Santos
S586a Análise técnica e econômica da utilização de Osmose Inversa para purificação de água a partir de vinhoto / Mila dos Santos Silva. -- Rio de Janeiro, 2018.
88 f.

Orientador: José Luiz Medeiros.
Coorientadora: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, 2018.

1. Osmose Inversa. 2. Tratamento de água. 3. Vinhoto. 4. Viabilidade técnica e econômica. 5. Membranas poliméricas. I. Medeiros, José Luiz , orient. II. Araújo, Ofélia de Queiroz Fernandes , coorient. III. Título.

MILA DOS SANTOS SILVA

ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA UTILIZAÇÃO DE OSMOSE INVERSA PARA PURIFICAÇÃO DE ÁGUA A PARTIR DE VINHOTO

Dissertação apresentada ao do Núcleo de Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte das exigências para obtenção do título de Mestre em Engenharia Petroquímica e de Biocombustíveis.

Rio de Janeiro, 16 de Março de 2018

ORIENTADORES

Prof. Dra. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo

Prof. José Luiz de Medeiros

BANCA EXAMINADORA

Prof. José Luiz de Medeiros

Dr. Leandro Chagas Barbosa

Prof. Dra. LidiaYokoyama

À Deus pela saberia e fortaleza. Aos meus pais e ao meu irmão pela inspiração, colaboração e apoio.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela força, perseverança e sabedoria, sempre.

A Universidade Federal do Rio de Janeiro e a Escola de Química pela oportunidade de aprendizado, aos professores e profissionais, pelos ensinamentos e apoio nas atividades desenvolvidas.

A empresa SIEMENS que possibilitou meu conhecimento em aplicações com membranas poliméricas e dimensionamento de projetos de Osmose Inversa.

Em especial aos professores José Luiz de Medeiros e Ofélia Araújo pela orientação e apoio durante o desenvolvimento desta dissertação.

Aos meus familiares, pai, mãe, irmão e avós (In memoriam), pelo constante incentivo e afeto.

RESUMO

A conscientização global sobre a utilização de recursos não renováveis e seus potenciais poluidores, vem trazendo grande incentivo para a pesquisa e desenvolvimento de soluções e tecnologias limpas. Com isso, as biorrefinarias vêm ganhando espaço no mercado a cada dia. No Brasil, os dois principais biocombustíveis produzidos são o etanol e o biodiesel, que cresceram desde a década de 1970 e hoje já apresentam tecnologias consolidadas de produção. No entanto, ainda há discussões a respeito da redução no consumo de água nos processo, gastos energéticos e tratamentos adequados para os efluentes gerados. Na produção de etanol de cana-de-açúcar, um dos grandes desafios é o tratamento e a destinação do principal efluente e de maior potencial poluidor, o vinhoto, que é subproduto da fermentação e destilação alcoólica. A pressão exercida pelas normas regulamentadoras, estaduais e federais, para a destinação do vinhoto, faz com que aumentem pesquisas de novas formas de tratamento e reaproveitamento dos subprodutos, a fim de que se tenham processos sustentáveis. Atualmente o vinhoto concentrado já tem sua pequena parcela no mercado de fertilizantes, porém, a água extraída do mesmo ainda não possui tratamento e destinação correta, o que se mostra uma excelente oportunidade de estudo e desenvolvimento de novas práticas. Com o objetivo do desenvolvimento de novas soluções para o tratamento do vinhoto e reaproveitamento total do mesmo, o presente trabalho considera a utilização de Osmose Inversa (OI) para a concentração do vinhoto e purificação da água de descarte. Com isso, foi realizado estudo técnico e econômico acerca da viabilidade da instalação de uma planta de OI anexa a uma típica destilaria de etanol a partir de cana-de-açucar no Brasil, com capacidade para o tratamento de 250m^3/h de vinhoto bruto, com configuração em um estágio, obtendo valores que mostram a rentabilidade do projeto, com uma expectiva de fluxo de caixa acumulado de 9,78 milhões de dólares e período mínimo de reotno o investimento entre 4,7 e 6,6 anos.

ABSTRACT

The global awareness about the use of non-renewable resources and their potential polluters has been a great incentive for research and development based on clean solutions and technologies. As a result, biorefineries have been gaining momentum in the market every day. Brazil has ethanol and biodiesel as main produced biofuels, both growing since the 1970s and today with consolidated production technologies. However, there are still discussions on reduction of water consumption in processes, energy costs and adequate treatment of effluents. In ethanol production from sugar-cane, a big challenge concerns treatment and destination of its main effluent, the vinasse, which is a by-product from alcoholic fermentation and distillation with high polluter potential. The state and federal regulatory rules for the vinasse destination have been pushing research on new options of treatment and reuse of by-products, in order to have sustainable processes. Currently, concentrated vinasse already has a small share of fertilizer market, however, the water extracted from vinasse still does not have treatment and correct destination, which is an excellent opportunity to study and develop new practices. With the objective of developing new solutions for vinasse treatment and its total reuse, the present work proposes the use of Reverse Osmosis (RO) for vinasse concentration and waste water purification. In this context, a technical and economic study was carried out to assess the installation of an RO plant in the vivinity of a typical Brazilian ethanol distillery from sugar-cane, with treatment capacity of 250m^3/h of vinasse, with one stage configuration, getting values that show project profitability, such as the cumulate cash flow projection of 9.78 million dollars, and the minium payback period between 4.7 and 6.6 years.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Esquema do processo de fermentação etanóica via Melle Boinot (Coelho). .. 26

Figura 2: Etapas da cadeia produtiva das usinas anexas e autônomas. 27

Figura 3: Divisão do consumo médio de água nos processos da indústria sucroalcooleira. 30

Figura 4: Processos de osmose direta e osmose inversa. 36

Figura 5: Construção do elemento de membrana. 38

Figura 6: Configuração da unidade de Osmose Inversa. 39

Figura 7: Esquema da concentração da vinhaça por Osmose Inversa. 41

Figura 8: Fator do material de construção. 47

Figura 9: Diagrama típico de fluxo de caixa cumulativo. (Turton & J.Shaeiwitz, 2012). 53

Figura 10: Função de Probabilidade Cumulativa para uma distribuição Triangular. 56

Figura 11: Probabilidade cumulativa para o VPL via Simulação Monte Carlo. (Turton et al., 2012). 57

Figura 12: Sistema de limpeza das membranas - *Clean In Place (CIP).* 67

Figura 18: Parâmetros considerados para a análise de fluxo de caixa. 76

Figura 19: Diagrama do fluxo de caixa do projeto. 77

Figura 20: Parâmetros considerados para a análise de fluxo de caixa. 78

Figura 21: Dados do Valor Presente Líquido. 79

Figura 22: Período da Taxa de Retorno (Método Descontado). 80

Figura 23: Período da Taxa de Retorno. 80

Figura 24: Dados sobre Taxa de Retorno de Fluxo de Caixa – Método Descontado..... 81

Figura 25: Dados sobre o posicionamento do Fluxo de Caixa Cumulativo..... 81

Figura 26: Taxa de Retorno sobre o Investimento..... 82

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Consumo médio de água na produção de açúcar e álcool. 28

Tabela 2: Fatores associados ao custo de capital de uma planta. 43

Tabela 3: Continuação da Tabela 2 - Fatores associados ao custo de capital de uma planta. 44

Tabela 4: Dados para o cálculo do custo de cada equipamento. 45

Tabela 5: Valores para as constantes B_1 e B_2. 46

Tabela 6: Número de identificação por equipamento – Vasos de Processo..... 46

Tabela 7: Número de identificação por equipamento – Bombas..... 47

Tabela 8: Valores das constantes C_1, C_2 e C_3 para o cálculo do fator de pressão. 48

Tabela 9: Fatores relevantes no cálculo do custo de fabricação de uma planta. 52

Tabela 10: Características médias da vinhaça bruta usada neste estudo. 60

Tabela 11: Lista dos equipamentos principais da planta de OI 61

Tabela 12: Parâmetros e resultados dos cálculos das bombas centrífugas..... 62

Tabela 13: Parâmetros e resultados dos cálculos dos filtros cartucho. 64

Tabela 14: Parâmetros e resultados dos cálculos para os equipamentos do pacote de injeção química. 69

Tabela 15: Lista de equipamentos, principais parâmetros de cálculo e custos. 70

Tabela 16: Continuação da Tabela 15 - Lista de equipamentos, principais parâmetros de cálculo e custos. 71

Tabela 17: Custo amual de utilidades da Planta de Osmose Inversa. 72

Tabela 18: Informações sobre as correntes do processo para a avaliação econômica pelo Método do Fluxo de Caixa. 73

Tabela 19: Informações sobre as correntes do processo para a avaliação econômica pelo Método Monte Carlo. 73

Tabela 20: Fatores probabilísticos e premissas adotadas para as distribuições triangulares. 74

Tabela 21: Resultados obtidos pelas premissas adotadas para a avaliação econômica. . 75

Tabela 22: Resultado dos Cálculos utilizando as equações apresentadas no item 2.8.2. 75

LISTA DE QUADROS

Quadro 1: Composição típica da cana-de-açúcar. (Sessa, 2013)..... 24

Quadro 2: Caracterização Média do Vinhoto. (Neto A. E., 2016). 33

Quadro 3: Parâmetros físico-químicos da alimentação. 37

Quadro 4: Bases que compõem o cálculo do CEPCI..... 49

Quadro 5: Fatores que influenciam o custo de construção de uma planta. 51

Quadro 6: Equações para o dimensionamento das Bombas centrífugas..... 62

Quadro 7: Condições operacionais do elemento de membrana FILMTEC BW30-400.65

LISTA DE SIGLAS

AISI	*American Iron and Steel Institute (Instituto Amelricano de Aço e Ferro)*
API	*American Petroleum Institute (Instituto Americano de Petróleo)*
BRL	Real Brasileiro
CAPEX	*Capital Expenditure (Despesas de Capital)*
CEPCI	*Chemical Engineering Plant Cost Index (Índice de Correção de Custo de Plantas Químicas)*
CIP	*Clean In Place (Limpeza no Local)*
COM	Custo anual de Fabricação
DBNPA	Di-bromo Nitrilo Propionamida
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigënio
DMC	Custos Diretos
DQO	Demanda Química de Oxigênio
FCC	Fluxo de Caixa Cumulativo
FCI	Capital fixo de Investimento
FMC	Custos Fixos
GE	Custos Gerais
MMUSD	Milhões de Dólares Americanos
OI	Osmose Inversa
PRFV	Plástico Reforçado com Fibra de Vidro
PRI	Período de Retorno do Investimento
RVP	Relação de Valor Presente
SDI	*Silt Density Index (Índice de Densidade de Lodo)*

STD	sólidos totais dissolvidos
TRFC	Taxa de Retorno do Fluxo de Caixa
TRI	Taxa de Retorno do Investimento
USD	Dólar Americano
VPL	Valor presente Líquido

LISTA DE SIMBOLOS

A	Capacidade do Equipamento
A_s	Área da Superfície
C_{AUX}	Cosntruções Auxiliares
C_{BM}	Custo do Módulo
C_{CO}	Despesas gerais de construção
C_{CONT}	Contingëncias
C_{FEE}	Taxas de Contratação
C_{FIT}	Despesas com frete
C_L	Custo com Mão de Obra
C_M	Custo com Materiais para Instalação
C_{OL}	Operadores
C_P	Custo dos Equipamentos
C_p^o	Custo do Equipamento na condição base
C_{OFF}	Utilitários
C_{RM}	Matéria-Prima
C_{SITE}	Desenvolvimento do Local da Planta
C_{UT}	Utilidades
C_{WT}	Tratamento de Efluentes
D	Diâmetro
f	Fluxo Médio
F_{BM}	Fator de Módulo

F_M	Fator de Material
F_P	Fator de Pressão
H_E	Elevação na Entrada (Sucção)
H_{eq}	Elevação do Equipamento
N	Número de Cartuchos
N_E	Número de Elementos de Membranas
N_V	Número de Vasos de Membranas
P P	ressão
P_V	Pressão de Vapor
P_S	Pressão de Sucção
P_E P	ressão de Entrada
P_{EM}	Pressão Máxima de Entrada
P_d	Pressão de Descarga
P_{eq}	Pressão de Operação do Equipamento
Q_p	Vazão de Permeado
ΔP_d	Perda de Carga na descarga da Bomba
ΔP_E	Perda de Carga na Entrada do Equipamento

SUMÁRIO

RESUMO vii

ABSTRACT viii

LISTA DE TABELAS xi

LISTA DE QUADROS xiii

LISTA DE SIGLAS xiv

LISTA DE SIMBOLOS xvi

1. INTRODUÇÃO 20

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 22

2.1. A INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA 22

2.1.1. Matéria-Prima – Cana-de-açúcar 24

2.1.2. O processo de produção do etanol 25

2.1.3. Uso da água no processo produtivo 26

2.1.4. Demanda de água no setor 30

2.2. O VINHOTO 31

2.2.1. Composição 32

2.2.2. Uso e reúso 33

2.3. OSMOSE INVERSA 35

2.3.1. O processo 35

2.3.2. Elementos de membrana para OI 37

2.3.3. Configuração das unidades de Osmose Inversa 38

2.3.4. Principais parâmetros de desempenho 39

2.3.5. Tratamento da vinhaça por Osmose Inversa 40

2.4. ESTIMATIVA DE CUSTOS DE PROCESSO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA 41

2.4.1. Procedimento para o cálculo de custos de uma planta química 42

2.4.2. Estimativa do Custo de Capital 43
2.4.3. Estimativa do Custo de Construção de Montagem da Planta 49
2.4.4. Avaliação econômica de uma planta química 52
2.4.5. Simulação de Monte Carlo 55
3. ESTUDO DE CASO 59
3.1. DIMENSIONAMENTO DA PLANTA OI – AVALIAÇÃO TÉCNICA 59
3.1.1. Dimensionamento das Bombas Centrífugas 62
3.1.2. Dimensionamento dos Filtros Cartucho 63
3.1.3. Dimensionamento da unidade de Osmose Inversa 64
3.1.4. Dimensionamento da unidade de limpeza das membranas (CIP) 66
3.1.5. Dimensionamento do pacote de Dosagem Química 67
3.2. CÁLCULO DOS CUSTOS E AVALIAÇÃO ECONÔMICA - CAPCOST 70
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO 76
4.1. AVALIAÇÃO PELO DIAGRAMA DO FLUXO DE CAIXA 76
4.2. AVALIAÇÃO PELO MÉTODO DE MONTE CARLO 78
5. CONCLUSÃO 83
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 84
APÊNDICE A – Fluxograma de Processo da Planta de Osmose Inversa 87

1. INTRODUÇÃO

A constante demanda por energia, impulsionada pelo crescimento populacional e econômico, vem provocando diversos efeitos em diferentes setores da indústria. O desenvolvimento econômico eleva o padrão de vida da população e com isso, eleva-se a demanda por energia. Aliado a esses três fatores (crescimento populacional, econômico e da demanda de energia), observa-se um aumento no consumo de combustíveis fósseis e consequentemente, aumento da emissão de gases causadores do efeito estufa.

Diante deste cenário, diferentes setores da sociedade têm debatido sobre a necessidade do desenvolvimento de fontes renováveis de energia, como alternativa à utilização de combustíveis fósseis. Com isso, as pesquisas vêm se concentrando no desenvolvimento de novos insumos básicos, de caráter renovável, para a produção de energia limpa. Este incentivo coloca a biomassa em um papel de destaque, por sua natureza renovável, ampla disponibilidade e custo reduzido.

Com base nos diferentes processos químicos e bioquímicos disponíveis para conversão de biomassa, diversas configurações de biorrefinarias podem ser adotadas, dependendo da matéria-prima e/ou dos produtos que se pretende obter dessas instalações. Desta forma, a busca por alternativas que conciliem o avanço tecnológico ao desenvolvimento sustentável, torna-se cada dia mais necessária.

O Brasil é um dos países pioneiros na produção de biocombustíveis, a partir dos processos presentes nas biorrefinarias, apresentando grande diferencial em relação a outros países, pois sua imensa biodiversidade permite uma matriz energética muito variada e com enorme participação de fontes renováveis (Mercantil, Agronegócio e Tecnologia, 2006).

Atualmente, a usina de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar é a que mais se enquadra no escopo de uma biorrefinaria, porém, existe a tendência de outros segmentos, tais como as indústrias de óleos vegetais, empresas de papel e celulose, dentre outras, de se adequarem a este mesmo conceito. Os dois principais biocombustíveis líquidos produzidos no Brasil atualmente são o etanol e o biodiesel, sendo estes já comercializados em larga escala.

A questão da conscientização ambiental na utilização da energia limpa abrange não somente a origem da matéria-prima, mas também as evoluções nos processos químicos e bioquímicos para que recursos naturais sejam poupados. Além disso, outro forte tema que

envolve a preservação do meio ambiente nos processos de transformação é o manejo dos efluentes gerados no sistema.

O processo produtivo do etanol, a partir da cana-de-açúcar, gera diversos resíduos, entre eles a vinhaça, que é considerado o resíduo mais tóxico do processo. De acordo com normas já estabelecidas, a vinhaça obrigatoriamente passa por tratamento antes de ser descartada ou ser reaproveitada em outro processo. Com isso, vem a busca de novas formas para o tratamento da vinhaça, assim como o melhor aproveitamento deste resíduo especialmente focando-se na extração de água da vinhaça para reduzir custos de estocagem e transporte desta, e para aproveitamento da própria água, um recurso nobre cada vez mais em rota de escassez.

Diante deste cenário, a proposta do presente trabalho é a apresentação da Osmose Inversa como opção tecnológica de baixo custo energético para o tratamento da vinhaça e extração de parte da água da mesma. Esta tecnologia já é utilizada na Índia e em outros países, e se mostra uma excelente alternativa para a obtenção de água de reúso e vinhaça concentrada, que podem posteriormente ser comercializados para consumo municipal e como adubo em solos, respectivamente. Neste contexto, o objetivo deste estudo é a avaliação técnica e financeira da viabilidade da instalação de uma planta de osmose inversa (OI) para o tratamento da vinhaça bruta, gerando água de reúso e vinhaça concentrada.

A metodologia utilizada para a avaliação técnica foi o cálculo dimensional de todos os equipamentos principais da planta OI, por meio de manual para o dimensionamento de sistemas de membranas. A ferramenta utilizada para avaliação da viabilidade financeira do projeto foi a planilha CAPCOST, disponível na referência Turton et al. (2012).

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1.A INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA

De meados da década de 1970 ao início dos anos 1990, a agressiva intervenção federal no mercado brasileiro, com a inserção do Programa Nacional do Álcool (Proálcool), permitiu o desenvolvimento de uma vigorosa indústria de biocombustível etanol com base na cana-de-açúcar. Antes do Proálcool, a produção de etanol no Brasil era obtida essencialmente através do álcool residual, que tinha como matéria-prima o melaço, ou mel final, subproduto de fábricas de açúcar. A partir de 1976, começaram a surgir as chamadas destilarias autônomas, que produziam somente etanol a partir do caldo de cana.

O Brasil detém o maior mercado mundial de biocombustíveis, que representa mais de 40% do consumo doméstico de combustíveis. Essa produção gera resíduos agrícolas (bagaço e palha) na proporção de cerca de 50% em massa (os outros 50% correspondem à água e açúcar) da produção total de cana-de-açúcar, usados na cogeração de energia ou queimados no campo, mas constituem matéria-prima potencial para etanol lignocelulósico[1]. Os principais desafios para a competitividade do modelo de biorrefinaria estão relacionados à: disponibilidade e custos de matérias-primas, novas técnicas da moderna biotecnologia industrial, processos termoquímicos aperfeiçoados e a sua aplicação em escala comercial, além da capacidade de unir múltiplas cadeias de valor. Com isso, medidas regulatórias têm tido papel-chave no desenvolvimento de biorrefinarias, por meio de metas governamentais para uso e produção de biocombustíveis.

O grande desafio do setor está na necessidade de investimentos em Pesquisa e Desenvolvimento, voltados para a implantação de tecnologias sustentáveis e que reduzam os elevados custos de produção. De imediato, a questão ambiental das tecnologias e a proteção do meio ambiente despertam interesse na busca por que integrem a geração de agro-energia à eliminação ou mitigação de impactos ambientais negativos relacionados à geração de resíduos (Rosa, 2011). Nesse sentido, o sucesso do etanol da cana-de-açúcar não pode ser entendido apenas como decorrente das vantagens naturais, mas sim como resultado de esforços cumulativos, trajetória de aprendizado, inovação incremental e sua difusão ao longo da cadeia de valor do etanol, fabricantes de equipamentos e universidades e institutos de pesquisa.

[1] Etanol Celulósico (Ceetol), também chamado etanol de lignocelulose, é a denominação dada ao álcool etílico (etanol) obtido a partir da quebra das cadeias da celulose, hemicelulose e pectina, polímeros que constituem a estrutura fibrosa dos vegetais, através de reações químicas ou bioquímicas.

Infraestrutura madura, base industrial e um sistema setorial de inovação proporcionaram grandes aumentos de produtividade e redução de custos (Bastos, 2012).

Além da ampliação do mercado, pela disponibilização e valorização de novos produtos, o desenvolvimento de novos usos de produtos agropecuários e de tecnologias que revertam o conceito de resíduo para o de matéria-prima de produção de novos materiais é imprescindível para aperfeiçoar a eficiência do agronegócio além de reduzir o impacto ambiental (Rosa, 2011). A Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2008) afirma que em contraponto aos benefícios ambientais e sociais, questões relacionadas aos riscos da expansão agrícola e da segurança alimentar têm sido apontadas por alguns setores da sociedade. Tendo em vista a sustentabilidade da produção dos biocombustíveis, ações governamentais têm sido empreendidas visando ao desenvolvimento de mecanismos de avaliação de impactos ambientais, ensejados pela sua utilização e à implantação de um sistema de certificação da produção, de modo a subsidiar a adoção de um selo internacional de qualidade ambiental. Acredita-se que a certificação ambiental não só ajudará na qualificação e no desempenho produtivo, favorecendo o acesso aos mercados da Europa, Japão e Estados Unidos, bem como auxiliará o poder público nas ações de prevenção e mitigação dos impactos, na fiscalização do cumprimento de direitos trabalhistas e na promoção do desenvolvimento econômico e social das diversas regiões produtoras do país.

Umas das justificativas para o cenário favorável na produção do etanol brasileiro está na localização geográfica e de condições ideais de solo, clima e temperatura que garante uma produtividade agrícola crescente, possibilitada por melhoramentos genéticos da cana-de-açúcar decorrentes da especialidade do país em tecnologia agrícola e genética, e melhoria da eficiência na síntese industrial do etanol. No cenário brasileiro, a cana-de-açúcar está difundida pelo território nacional ocupando 6,96 milhões de hectares de cultivo, dos quais 82,4% concentram-se nas regiões Centro-Oeste, Sul e Sudeste. Nessas regiões, os patamares de produtividade são relativamente maiores, principalmente devido à utilização de variedades genéticas melhoradas de cana-de-açúcar, dotadas de melhor adaptabilidade às condições agrícolas da região e maior resistência a pragas e doenças. Outros fatores relacionados ao avanço da produtividade agrícola da cana-de-açúcar são a mecanização do plantio e da colheita, a fertirrigação e o gerenciamento das atividades agrícolas.

A região do Brasil onde se concentra a maioria das produções de açúcar e álcool é a região Sudeste. O adensamento da produção do etanol na região Sudeste e a sua

expansão na região Centro-Oeste, deverão exigir atenção especial sobre as condições em que se darão esses processos, no que diz respeito a possíveis pressões sobre recursos naturais. De acordo com EPE, 2008, aproximadamente 89% das usinas sucroalcooleiras estão localizadas nos estados de Mato Grosso do Sul, Minas Gerais, São Paulo e Goiás. Dentre esses estados, destacam-se Mato Grosso do Sul e São Paulo, que juntos correspondem a 51% do total de usinas.

2.1.1. Matéria-Prima – Cana-de-açúcar

Exemplo de cultura renovável e versátil, a cana-de-açúcar pode ser utilizada como matéria-prima e fonte de energia limpa na obtenção de produtos. A cana é uma planta de cultivo semiperene da família das gramíneas (plantas com folhas semelhantes à lâmina), pertencente ao gênero Saccharum e se apresentam pelas espécies S. officinarum L., S. spontaneum L., S. robustum Jewiet. Sua produção está inserida em área agrícola e industrial, portanto, está sujeita às condições ambientais, que influenciam de forma dramática a qualidade da matéria, provocando ampla variação de seus parâmetros técnicos e de fornecimento (Portal do Biogas, 2014). A cana-de-açúcar tem origem nas regiões temperadas quentes e tropicais da Ásia, e hoje é cultivada em vários países do mundo. Sendo assim, temos em uma estação quente e úmida a germinação, o brotamento e o desenvolvimento da planta, e na estação seca e fria, a maturação dos colmos e o acúmulo de sacarose.

Segundo (Lora, 2001) a cana-de-açúcar é uma das variedades agronômicas de maior eficiência no processo de fotossíntese, por utilizar entre 2% e 3% da radiação solar incidente na produção de biomassa vegetal, e sua composição típica é dada conforme o Quadro 1.

Quadro 1: Composição típica da cana-de-açúcar.

Componente	Quantidade (% em massa)
Água	74,5
Sacarose (pol*)	12,5
Fibras	10
Outros	3

Fonte: Sessa, 2013.

Pol*: Percentual de sacarose aparente no caldo de cana-de-açúcar.

A produção da cana se dá em mais de 130 países, porém no Brasil, o cultivo da cana-de-açúcar é expressivo, sendo o país com maior produção mundial, responsável por 560 milhões de toneladas de cana-de-açúcar por ano. Cultivada em 23 estados brasileiros, cerca de 90% da produção de cana-de-açúcar é colhida na região Centro-Sul, principalmente no Estado de São Paulo, que é responsável por 60%.

2.1.2. O processo de produção do etanol

O Brasil é o maior produtor mundial de etanol derivado da cana-de-açúcar e o único país do mundo onde se integra totalmente a produção de açúcar e etanol na mesma planta, reduzindo os custos de produção de ambos os processos. A tecnologia de produção em uma usina sucroalcooleira é muito semelhante, do ponto de vista de processos, em grande parte das usinas brasileiras. As variações se dão, principalmente, quanto às capacidades produtivas e aos controles operacionais (Fernandes, 2017).

A tecnologia da produção do álcool abrange várias operações unitárias, de natureza química, bioquímica e física, e têm como objetivo principal a transformação dos açúcares em álcool. A obtenção do álcool pode ocorrer por duas rotas distintas: a sintética (hidratação de eteno ou redução de acetaldeído) e a fermentativa (a partir da cana-de-açúcar). A primeira consiste em uma síntese química entre as moléculas de água (H_20), às moléculas de etileno (C_2H_4), resultando no etanol (C_2H_6O). Esse método é controlado em laboratório e utiliza ácido sulfúrico (H_2SO_4) ou ácido fosfórico (H_3PO_4). A rota sintética não é muito utilizada no Brasil, porém estima-se que 80% do etanol produzido nos Estados Unidos seja por esta rota (Fernandes, 2017). Na redução do acetaldeído (C_2H_4O), há formação do radical hidroxila (OH^-), por meio da ação de agente redutor, e, por conseguinte tem-se a formação de etanol. A matéria-prima comumente utilizada neste processo é o acetileno (C_2H_2) que em processo de hidratação produz o acetaldeído e sequencialmente etanol (Fernandes, 2017).

A Figura 1 é um dos exemplos clássicos de fluxograma de processo de produção do etanol por rota fermentativa, que se utiliza o melaço (subproduto da fabricação do açúcar), pelo processo *Melle-Boinot*[2].

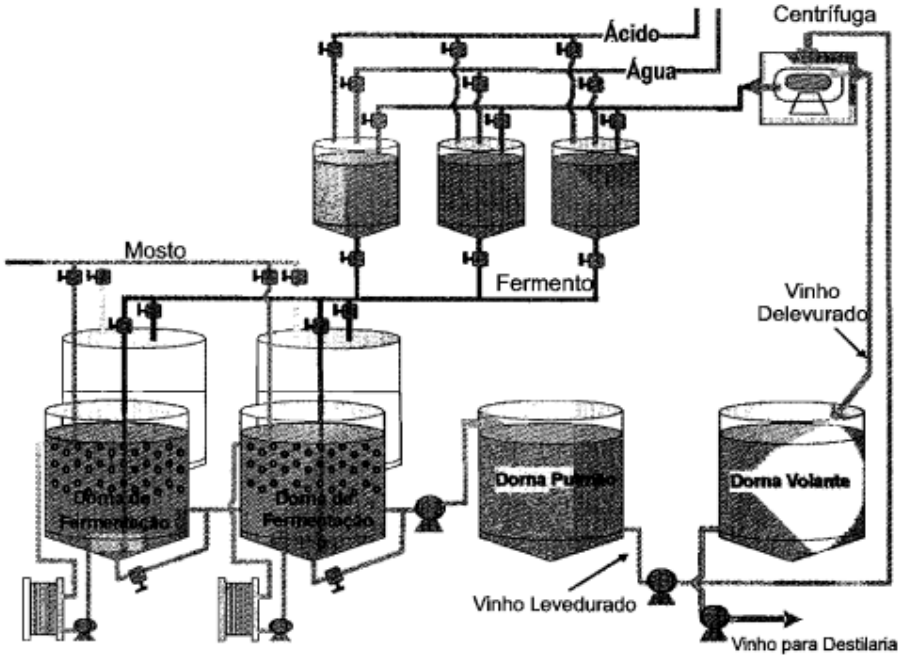


Figura 1: Esquema do processo de fermentação etanóica via Melle Boinot (Coelho).

O Processo *Melle-Boinot* é um processo descontínuo baseado na reutilização do inóculo[3] e é utilizado em praticamente todas as destilarias do Brasil que seguem processos em batelada. Neste estão presentes, pré-fermentadores, dornas para armazenamento do vinho levedurado e delevurado (isento de leveduras), centrífugas contínuas para separação das leveduras do vinho, e as colunas de destilação.

2.1.3. Uso da água no processo produtivo

A indústria canavieira apresenta na sua cadeia produtiva, etapas de processo que se não adequadamente gerenciados, podem desencadear impactos indesejáveis no meio

[2] Processo desenvolvido na década de 30 pelo engenheiro *Boinot* nas usinas de *Melle*, França, caracterizado pela recuperação do fermento por meio de centrifugação do vinho bruto (E.Vanzella, 2014).
[3] Suspensão de microrganismos de concentração adequada, a ser usada na fermentação do mosto.
Mosto: mistura açucarada destinada à fermentação alcoólica.

ambiente, principalmente os associados ao solo e à água. Há décadas, o setor sucroenergético vem adotando uma postura mais moderna, voltada à conservação e ao uso racional de água, estabelecendo programas rigorosos de gestão ambiental e de recursos hídricos (Neto, 2013).

A Figura 2 mostra as etapas da cadeia produtivas para usinas anexas[4] e autônomas.

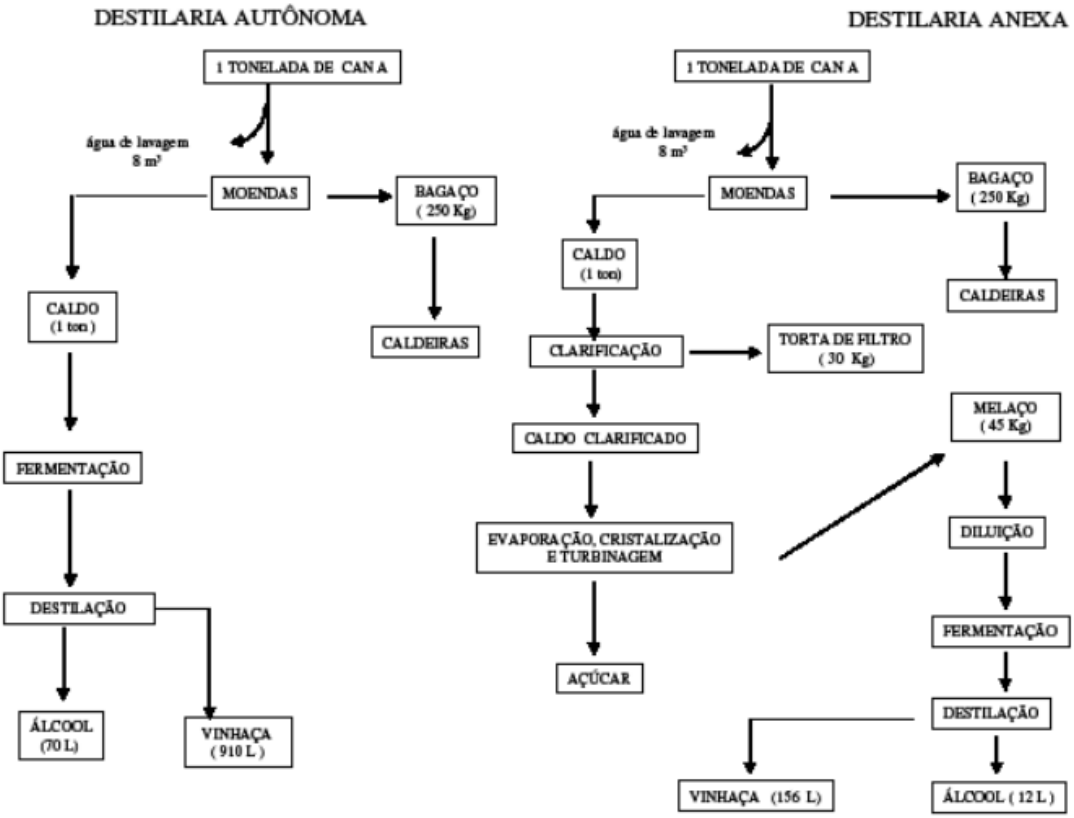


Figura 2: Etapas da cadeia produtiva das usinas anexas e autônomas.

No âmbito industrial, a água entra nas usinas sucroalcooleiras com a cana (cerca de 70% do peso dos colmos[5]) e com a captação para usos nas unidades de produção. A água captada é usada em vários processos, com níveis diferentes de reutilização. Uma parcela é devolvida para os cursos de água após os tratamentos necessários, e outra parte é destinada, juntamente com a vinhaça, à fertirrigação. A diferença entre a água captada e a água lançada é

[4] Usinas anexas: apresentam produção de açúcar e álcool. Usinas autônomas: somente produção de álcool.
[5] Colmos é um tipo de caule encontrado nas gramíneas como: cana-de-açúcar, milho, arroz, bambu. É um tipo de caule em que nós e entrenós, são bem visíveis, e podem ser ocos (bambu) ou cheios (cana-de-açúcar).

a água consumida internamente (processos). A Tabela 1 mostra a evolução deste balanço hídrico para a área industrial.

Tabela 1: Consumo médio de água na produção de açúcar e álcool.

Setor	Finalidade		Uso Específico	Uso Médio	
				[m³/t cana]	[%]
Alimentação, preparo e extração (moendas e difusores)	Lavagem da cana		2,200 m³/t cana total	2,2	9,9
	Embebição		0,250 m³/t cana total	0,25	1,1
	Resfriamento de mancais		0,035 m³/t cana total	0,035	0,2
	Resfriamento do óleo		0,130 m³/t cana total	0,13	0,6
Tratamento do Caldo	Resfriamento da Coluna de Sulfitação [1]		0,100 m³/t cana total	0,05	0,2
	Preparo do leite de cal		0,030 m³/t cana total	0,03	0,1
	Preparo de Polimero [1]		0,015 m³/t cana total	0,008	0,0
	Aquecimento do caldo	Para o Açucar [1]	160 kg vapor/t cana total	0,08	0,4
		Para o Etanol [2]	50 kg vapor/t cana total	0,025	0,1
	Lavagem da torta		0,030 m³/t cana total	0,03	0,1
	Condensadores dos filtros		de 0,300 a 0,350 m³/t cana total	0,35	1,6
Fábrica de açucar [1]	Vapor para evporação		0,414 t/t cana total	0,207	0,9
	Condensadores/Multijatos evaporação [1]		4 a 5 m³/t cana total	2,25	10,2
	Vapor para cozimento		0,170 t/t cana total	0,085	0,4
	Condensadores/Multijatos cozedores		8 a 15 m³/t cana total	5,75	26
	Diluição de méis e magmas		0,050 m³/t cana total	0,03	0,1
	Retardamento do cozimento		0,020 m³/t cana total	0,01	0
	Lavagem de açucar (1/3 água e 2/3 vapor)		0,030 m³/t cana total	0,015	0,1
	Retentor de pó de açucar		0,040 m³/t cana total	0,02	0,1
Fermentação [2]	Preparo do mosto		0 a 10 m³/m³ etanol residual	0,1	0,5
	Resfriamento do Caldo		30 m³/m³ etanol	1,25	5,6
	Preparo do pé-de-cuba		0,010 m³/m³ etanol	0,001	0,0
	Lavagem dos gases (fermentação)		1,5 a 3,6 m³/m³ etanol	0,015	0,1
	Resfriamento de dornas		60 a 80 m³/m³ etanol	3	13,6
Destilaria [2]	Aquecimento (vapor)		3,5 a 5 kg/m³ etanol	0,36	1,6
	Resfriamento dos condensadores		80 a 120 m³/³ etanol	3,5	15,8
Geração de enegia	Produção de vapor direto		400 a 600 kg/t cana total	0,5	2,3
	Dessuperaquecimento		0,030 l/kg vapor	0,015	0,1
	Lavagem de gases da caldeira		2,0 m³/t vapor	1	4,5
	Limpeza dos cinzeiros		0,500 m³/t vapor	0,25	1,1
	Resfriamento óleo e ar dos turbo geradores		15 l/kW	0,5	2,3
	Água torres de condensação [3]		38 m³/t vapor	6	27,1
Outros	Limpeza pisos e equipamentos		0,050 m³/t cana total	0,05	0,2
	Uso potável		70 l/funcionário dia	0,03	0,1
TOTAL				**22,126**	**100**

Fonte: Neto, 2013.

[1] Itens que não participam do processo de obtenção do etanol; [2] Itens que participam do processo de obtenção do açúcar; [3] Itens que participam apenas no caso de produção de energia excedente, não sendo computado nas somas, para retratar apenas a produção sucroalcooleira.

O consumo médio de água de uma usina com destilaria anexa, com divisão de produção de 50% para açúcar e 50% para etanol, resulta praticamente no valor de 22 m³/t cana. Observa-se que os usos não são estáticos ao longo do tempo, como pode ser exemplificado em relação à lavagem de cana, que vem diminuindo significativamente devido à tecnologia de produção mais limpa de limpeza de cana a seco, com tendência de zerar o uso de água para esta operação, como apresentado na Tabela 1.

Este consumo médio varia pouco em função do tipo de usina, se destilaria anexa, autônoma, somente usina de açúcar ou até mesmo em função da produção de ambos os produtos, pois os usos não comuns na produção de açúcar e etanol se compensam em termos de volumes, como pode ser observado na Divisão do consumo médio de água nos processos da indústria sucroalcooleira.Neste caso, verifica-se que a fábrica de açúcar consome em média 38% da água e a fermentação e destilação utilizam juntas aproximadamente 37% da água. Os demais usos se dividem em 12% para a seção de alimentação, notadamente ainda refletindo o uso para a lavagem de cana e para a geração de energia própria para a usina (10%). Na Figura 3 é apresentado, graficamente, o consumo médio de água por processo.

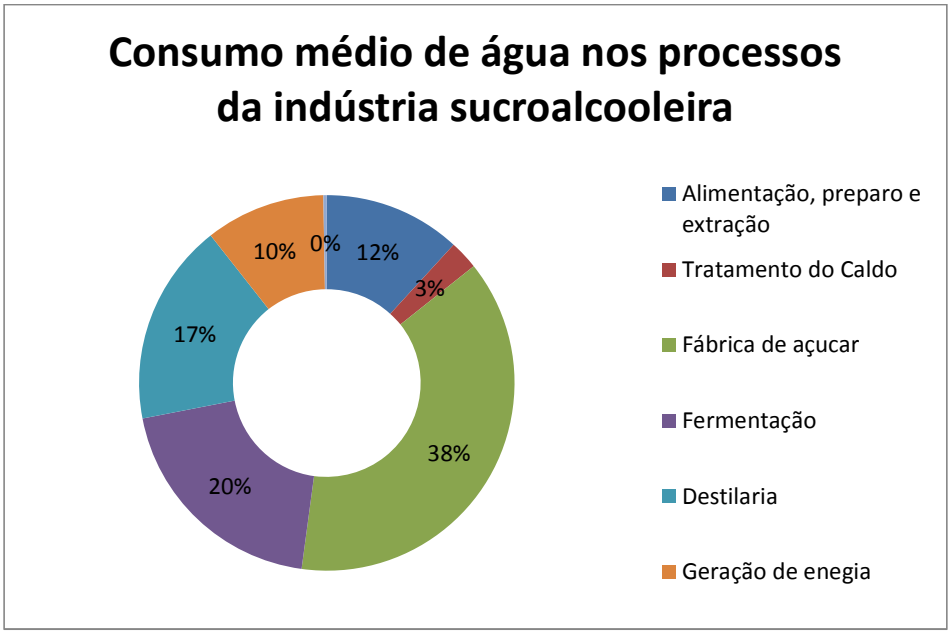


Figura 3: Divisão do consumo médio de água nos processos da indústria sucroalcooleira.

2.1.4. Demanda de água no setor

Paralelamente a questão da demanda hídrica na indústria canavieira, que vem da captação direta em grandes rios, da criação de reservatórios ou por perfuração de poços artesianos, observa-se geração de um grande volume de águas residuárias, provenientes dos diversos usos nas etapas de produção (Mierzwa, 2005).

O Brasil apresenta cerca de 360 unidades produtoras de etanol, distribuídas em 283 municípios. Essas unidades moem, em média, 1,5 milhão de toneladas de cana por safra na região Centro-Sul e pouco mais de um milhão como média nacional. As destilarias, autônomas ou anexas, produzem em média cerca de 400.000 litros/dia de etanol. No início do projeto Proálcool as unidades produziam entre 120.000 e 180.000 litros/dia, tendo havido, portanto, um significativo aumento de escala (Fernandes, 2017).

De acordo com a Tabela 1, temos o consumo médio de 22m³ de água por tonelada de cana-de-açúcar, o que reforça a necessidade de se discutir mecanismos específicos voltados a um gerenciamento adequado dos recursos hídricos, visando à diminuição do consumo observado, garantindo assim, uma disponibilidade hídrica para as demais atividades.

A necessidade do uso de grandes volumes de água na produção de etanol a partir da cana-de-açúcar sempre foi uma das preocupações de ambientalistas e pesquisadores. Com isso, ao avaliarem-se as possibilidades para aperfeiçoar este recurso, aparecem como vertentes mais eficientes, a implantação do reúso da água e a adoção de etapas de produção no sistema de circuito ou sistema fechado, permitindo redução de até 70% na obtenção dos recursos hídricos.

O processo de tomada de decisão para a gestão ambiental eficaz da água, não representa somente a necessidade de conformidade legal da atividade industrial, mas também a demonstração de responsabilidade social do setor produtivo. Além disso, o setor sucroalcooleiro tem importante atuação no mercado internacional e um número crescente de países vem exigindo certificação ambiental de produtos, do processo de produção e dos serviços (Neto, 2013).

Como se vê, a competitividade vem exigindo a reavaliação dos processos produtivos e a adoção de práticas de produção mais limpas, que aperfeiçoem os usos dos recursos naturais, dentre estes a água, um bem essencial à vida. A prática de reúso é uma das componentes do gerenciamento de águas e efluentes e da preservação dos recursos naturais, mas tal prática deve estar vinculada a outras medidas de racionalização do uso da água e demais recursos. A mesma ideia para o melhor aproveitamento dos recursos naturais é aplicada na indústria sucroalcooleira, principalmente quando falamos das águas residuárias e do vinhoto.

2.2. O VINHOTO

A utilização da cana-de-açúcar visando à produção de açúcar e álcool gera dentro do sistema produtivo uma grande diversidade de subprodutos, que nem sempre são utilizados de maneira eficiente. Com isso, no intuito de minimizar possíveis impactos ambientais ocasionados pelo descarte inadequado destes resíduos e subprodutos gerados, faz-se a utilização dos mesmos, para que além do bem ambiental, seja proporcionada a geração de receita nas unidades produtoras mediante a comercialização desses itens, como alternativa para melhorar a rentabilidade do setor sucroalcooleiro.

Neste cenário das empresas sucroalcooleiras tem-se que os subprodutos diretos oriundos da produção do açúcar e do álcool, apresentam a possibilidade de se empregar tecnologias sobre estes, tornando-os produtos de maior valor agregado. Dessa forma, a agroindústria canavieira apresenta uma grande diversidade de subprodutos que podem ser explorados com finalidade comercial ou reaproveitados dentro do sistema produtivo, proporcionando geração de renda ou minimizando gastos na escala produtiva. O vinhoto é um dos principais resíduos e subprodutos gerados pela fermentação e destilação alcoólica, considerando-se quantidades, características e procedimentos adotados, que é resultante da produção do álcool, após a fermentação do mosto e a destilação do vinho. Dos efluentes líquidos da indústria sucroalcooleira, o vinhoto é o que possui maior carga poluidora. A quantidade descartada pelas destilarias pode variar de 10 a 18 litros de vinhoto por litro de etanol produzido, dependendo das condições tecnológicas da destilaria. E sua composição é bastante variável, dependendo principalmente da composição do mosto.

2.2.1. Composição

O vinhoto apresenta cerca de 2 a 6% de constituintes sólidos, onde se destaca a matéria orgânica em maior quantidade. Em termos minerais, apresenta quantidade significativa de potássio e quantidade média de cálcio e magnésio. A caracterização média é apresentada no Quadro 2. O vinhoto apresenta também composição variável em função dos seguintes fatores: natureza e composição do mosto, teor alcoólico do vinho e sistema de aquecimento do mesmo durante a destilação (Paoliello, 2006).

Quadro 2: Caracterização Média do Vinhoto.

Caracterização Média do Vinhoto	
pH	4
Temperatura (s/ recuperação de calor)	90,0^{o}C
Vazão de vinhoto produzido	12 L/L de etanol
DBO_5	14.833 mg/L
DQO	23.801 mg/l
Relação DBO_5/DQO	~60%
Sólidos Totais	3,20%
Potássio	2,2 kg.K/m³
Carga orgânica	285g DQO/L etanol

Fonte: Neto, 2016.

O vinhoto é o subproduto mais preocupante da indústria sucroalcooleira. Suas características de efluente ácido, com significativa carga poluidora referente à Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) entre 20.000 a 35.000mg/L, elevada vazão, sua alta temperatura ao sair do processo, tornam-se problemas relevantes de tratamento e destinação final.

2.2.2. Uso e reúso

Ao longo dos anos, a indústria sucroalcooleira passou por evoluções consideráveis quanto ao manuseio e descarte do vinhoto. Inicialmente, o produto era lançado diretamente nos rios, sem qualquer tipo de tratamento. Com a conscientização do seu potencial poluidor, foram criadas as áreas de sacrifício. E após estas, surgiram as aplicações na fertirrigação, sendo utilizado como adubo (Neto, 2016). A utilização da vinhaça de forma inadequada pode gerar grandes danos ao meio ambiente como contaminação de águas superficiais e aquíferos, poluição e salinização do solo. Contudo, se utilizada de forma correta não causaria tanto impacto, pelo contrário, contribuiria para a elevação do pH, da matéria orgânica do solo e de nutrientes, além de minimizar gastos, pois substituiria a adubação industrializada (Da Silva, 2007). A economia gerada pela utilização da vinhaça como fonte de potássio no processo de fertilização do solo é significativa, já que a empresa que a aplica faz a

economia da aquisição de cloreto de potássio, o adubo mineral mais utilizado para suprir as necessidades da cana (Oliveira et al, 2011).

A vinhaça pode, também, ser utilizada para compor uma parcela da água de diluição do melaço, durante um determinado número de ciclos, economizando-se então nutrientes e diminuindo-se a vazão do efluente (Paoliello, 2006).

Como forma de obtenção do vinhoto concentrado, em geral, as indústrias utilizam tanques de decantação onde ocorre evaporação de parte líquida do vinhoto e a decantação dos constituintes sólidos desenvolvidos. Porém, quando o armazenamento é realizado por longos períodos, pode ocorrer a contaminação do lençol freático devido à infiltração do vinhoto no solo.

A água extraída por meio da concentração do vinhoto apresenta alta quantidade de matéria orgânica, por isso deve passar por tratamentos antes de ser descartada ou reutilizada. Tendo como base a evolução das tecnologias utilizadas para tratamento e posterior reúso do vinhoto concentrado e do permeado, temos a aplicação das operações de separação por membranas, como a Osmose Inversa (OI), que apresenta baixo consumo energético, quando comparada a outras tecnologias.

2.3 OSMOSE INVERSA

2.3.1. O processo

A tecnologia de separação por membranas de Osmose Inversa (OI), foi inicialmente desenvolvida para a dessalinização da água do mar e salmoura. Porém, com o aumento da demanda na indústria e as pressões para a redução no consumo dos recursos não renováveis, redução no consumo energético, controle de poluição e reutilização de materiais, a OI vem se tornando uma forma cada dia mais atrativa para o tratamento de água de diversas fontes. A osmose Inversa se apresenta como uma opção vantajosa em relação a outros processos para a concentração do vinhoto, como a evaporação, devido ao seu baixo consumo energético, já que não envolve mudança de fase e degradação térmica nos produtos tratados durante a operação.

No processo de osmose comum ou direta o solvente permeia a membrana no sentido de um meio hipotônico (menos concentrado em soluto) para um meio hipertônico (mais concentrado em soluto) até que o equilíbrio termodinâmico seja atingido, tornando-os isotônicos (mesma concentração de soluto). A membrana em questão não permite que o soluto se mova de um meio para o outro, mas permite que o solvente faça isso. A movimentação do solvente entre os meios pode causar um aumento na altura da coluna de solução concentrada, como podemos verificar na Figura 4 (a). Esta altura aumentará até que a altura da coluna de concentrado seja tão alta que a pressão estática gerada pela mesma anule o fluxo de solvente. O ponto de equilíbrio dessa altura da coluna em termos de pressão contra a membrana é chamado de pressão osmótica.

Mantendo-se o mesmo processo como base, porém, agora aplicando-se pressão à coluna de solução contendo soluto, a direção do fluxo de solvente através da membrana pode ser invetida. Esta é a base do termo Osmose Inversa (OI). No processo de OI a separação se dá por meio da transferência do solvente de uma região de maior concentração do soluto para uma região transmembrana de menor concentração, através da aplicação de pressão externa que exceda a pressão osmótica, conforme apresenta a Figura 4 (b).

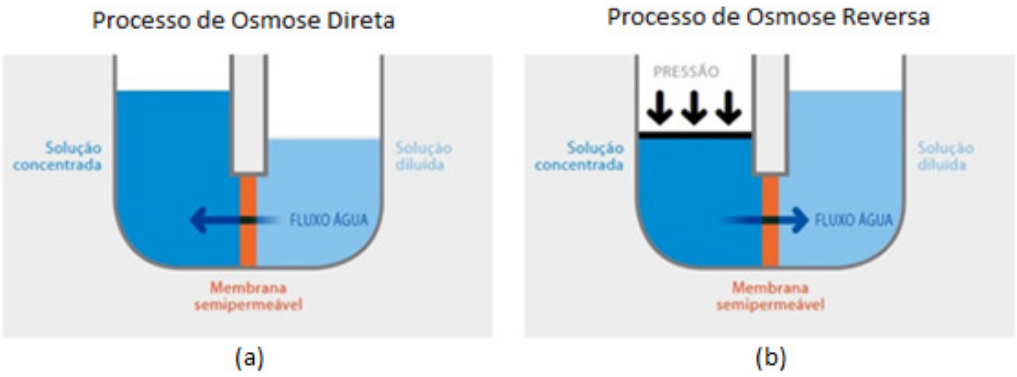


Figura 4: Processo de osmose direta e osmose inversa.

A Osmose Inversa é uma tecnologia já com forte atuação no setor industrial e de tratamento de água, e seu principal campo de aplicação é a dessalinização de águas salobras e marinhas, para uso em navios e plataformas de exploração e produção de petróleo, e no tratamento de água doce para uso como água de processo e potabilização. A OI é também aplicada em larga escala na produção de água ultrapura nas indústrias eletrônicas, nos hospitais, indústrias farmacêuticas, seguidas por tratamentos secundários específicos a cada caso.

O dimensionamento das unidades de OI depende das características da carga de alimentação. Uma vez que as propriedades são conhecidas, é possível escolher-se os métodos de pré-tratamento mais adequados, a fim de que seja obtido o melhor arranjo e programa de limpeza para otimizar a produção. Além disto, um pré-tratamento específico pode ser necessário quando a alimentação contiver substâncias que afetam a integridade física da membrana de OI, tais como sólidos suspensos, ácidos, bases, cloro livre, bactérias e oxigênio livre. No Quadro 3são apresentados os parâmetros principais para análise do fluido de alimentação de OI.

Quadro 3: Parâmetros físico-químicos da alimentação de OI.

Temperatura máxima e mínima (ºC)	
pH	
Condutividade (µS/cm)	
Concentração de íons (mg/L)	
Cátions	Ânions
Na^+	Cr^-
K^+	SO_4^{2-}
Ca^{2+}	NO_3^-
Mg^{2+}	PO_4^{3-}
NH^{4+}	HCO^{3-}
Fe^{2+}	F^-
Mn^{4+}	CO_3^{2-}
Sr^{2+}	
SiO_2 (mg/L)	
CO_2 livre (mg/L)	
O_2 livre (mg/L)	
Cloro livre (mg/L)	
Sólidos totais dissolvidos - STD (mg/L)	

Fonte: Dow-Filmtec, 2005.

2.3.2. Elementos de membrana para OI

As membranas comumente utilizadas nas unidades de OI não funcionam como uma barreira completa aos solutos, como os sais dissolvidos em água. Dependendo do tipo de sal e do tipo de membrana, a permeabilidade ao sal pode sofrer variações. Se esta permeabilidade é baixa, a diferença da pressão osmótica entre os dois meios pode tornar-se quase tão alta como na osmose inversa. Por outro lado, uma alta permeabilidade não permitiria que as concentrações de sal nos dois meios permanecessem muito diferentes. Portanto, a pressão osmótica desempenha um papel menor se a permeabilidade ao soluto for alta.

As membranas que compõem as unidades de Osmose Inversa são estruturas compostas por uma película fina semelhante a uma folha de papel, distribuída em três

camadas: uma camada suporte de poliéster, uma camada intermediária de polisulfona e uma camada ativa de poliamida. Para que possa operar convenientemente, as camadas são enroladas em espiral (*Spiral-Wound*) e protegidas por um encapsulamento de fibra de vidro. Este elemento final é chamado elemento de membrana (Farrugia, 2013). O esquema do elemento de membrana pode ser visto na Figura 5.

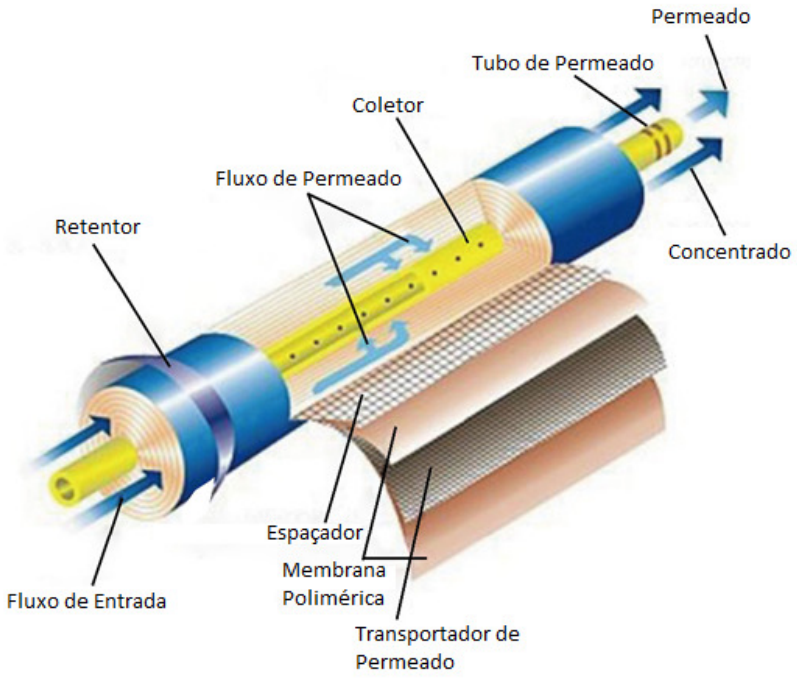


Figura 5: Construção do elemento de membrana.

2.3.3. Configuração das unidades de Osmose Inversa

As unidades de Osmose Inversa são comumente projetadas para operar em um único estágio. Este estágio é composto por vasos de pressão com arranjo em paralelo contendo em média de seis a oito elementos de membranas por unidade, e são precedidos de pré-tratamento (dosagem química seguida de coagulação / floculação / sedimentação e filtros cartucho ou de areia) para a remoção de sólidos inorgânicos e sólidos em suspensão. Devido à contrapressão necessária para que o sistema opere devidamente, as unidades são compostas por bomba de alimentação e válvulas reguladoras de vazão e pressão, conforme mostra a Figura 6.

Como forma de otimização da taxa e recuperação das unidades de OI, há a opção da configuração da unidade em dois estágios, sendo estes compostos por dois bancos de membranas (conjunto vasos de pressão + elementos de membrana) operando sem série.

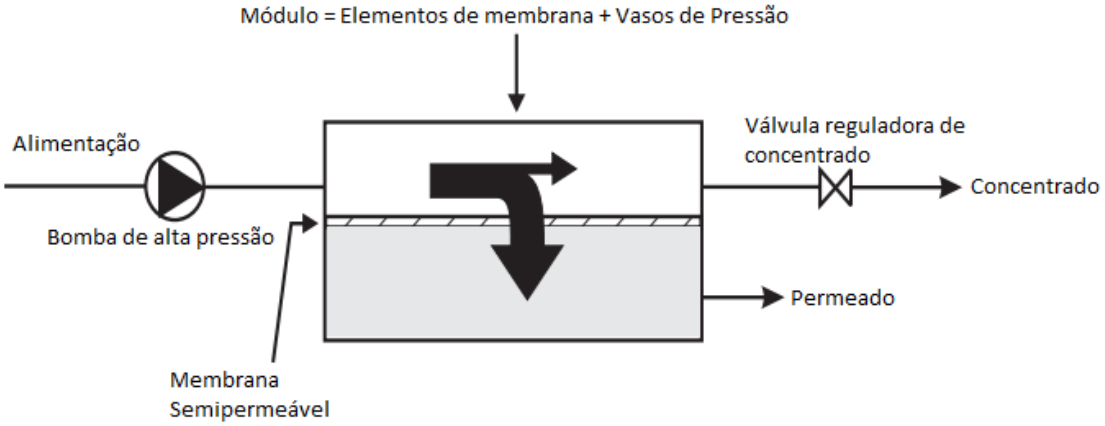


Figura 6: Configuração da unidade de Osmose Inversa.

O dimensionamento na unidade de OI é baseado na qualidade do fluido de alimentação. A taxa de recuperação definida através do ajuste inicial da válvula de controle de vazão do concentrado. A recuperação geralmente é fixada no nível mais alto permitido pela membrana, o que maximiza o fluxo de permeado enquanto evita precipitação de compostos supersaturados dentro do sistema.

2.3.4. Principais parâmetros de desempenho

Os principais parâmetros de desempenho das unidades em questão são: o fluxo de permeado e a taxa de rejeição do soluto. Sob condições específicas, o fluxo e a rejeição são propriedades intrínsecas do desempenho da membrana, e estes são influenciados pelos seguintes fatores:

a) **pressão:** aumento na pressão de alimentação causará a diminuição dos sólidos totais dissolvidos (STD), e aumentará a vazão de permeado;

b) **temperatura:** se a temperatura aumentar e todos os outros parâmetros forem mantidos, o fluxo de permeado e a passagem de soluto também aumentarão;

c) **taxa de recuperação:** a taxa de recuperação é a proporção do fluxo de permeado em relação ao fluxo de alimentação. Aumentando-se a recuperação, o fluxo de permeado diminuirá até que a concentração de soluto atinja um valor em que a pressão osmótica do concentrado, seja tão alta quanto à pressão aplicada na alimentação;

d) **qualidade da alimentação (concentração do soluto):** um aumento na quantidade de soluto na vazão de alimentação (solução mais concentrada) levará à redução na vazão de permeado e aumento na passagem de soluto;

e) **pH:** variações no pH levam à mudanças na taxa de rejeição, que dependerá da qualidade do fluido de alimentação. Mas de maneira geral, um pH elevado evita a deposição de particulados e a criação de biofilmes nas membranas.

2.3.5. Tratamento da vinhaça por Osmose Inversa

Com os incentivos na busca por tecnologias limpas e novas técnicas de uso consciente e reutilização dos recursos naturais, surgem novas aplicações e possibilidades de manuseio. Uma delas é a utilização da Osmose Inversa para o tratamento do vinhoto, gerando água tratada e vinhoto concentrado, visando à redução de custos de estocagem e transporte de concentrado de vinhoto, ao aproveitamento da água de permeado, à segurança ambiental e à maior sustentabilidade no setor sucroalcooleiro.

O vinhoto concentrado já tem seu espaço no mercado, sendo comercializado como fertilizante orgânico, devido ao seu alto teor de matéria orgânica e sais minerais. A água obtida neste tratamento pode ser diretamente utilizada como água de reúso, porém, para aplicações como água de processo e uso potável a mesma precisa passar por tratamentos secundários, como unidades de desmineralização. No esquema da Figura 7 é apresentado o sistema de OI para o tratamento do vinhoto. Conforme mencionado no item 2.3.3, o fluido de alimentação precisa passar por pré-tratamento para que seja encaminhado às membranas e o processo ocorra da maneira adequada.

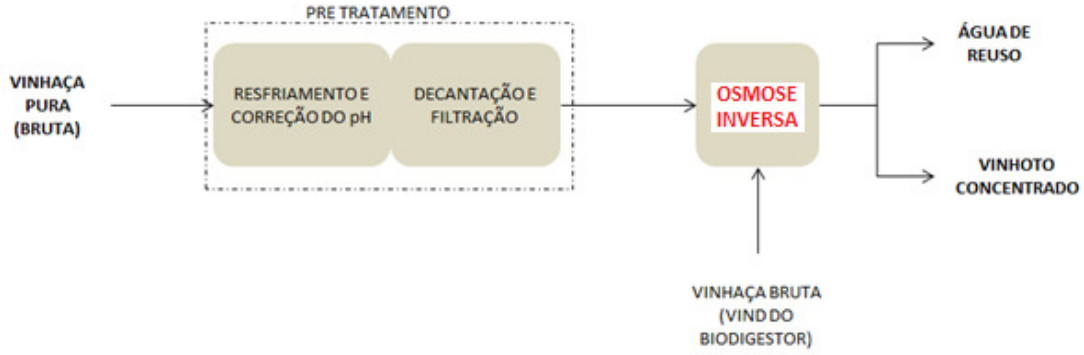


Figura 7: Esquema da concentração da vinhaça por Osmose Inversa.

Se a planta sucroalcooleira já possuir unidade de cogeração de energia por meio de biodigestores ou se o projeto contempla a inclusão do mesmo, é possível o aproveitamento do vinhoto residual advindo do processo de produção do biogás juntamente com o vinhoto bruto para alimentar o tratamento pela Osmose Inversa, como mostra a Figura 7. Com isso, temos que a planta de OI não compete com o biodigestor, em termos de carga de vinhoto.

No Brasil a Osmose Inversa já está presente em algumas destilarias, mas apenas como unidades de tratamento para água de processo. O conceito da aplicação destas unidades para o tratamento do vinhoto é recente no Brasil, porém já se apresenta com aplicações em larga escala na Índia, onde a OI é bem desenvolvida para este fim. As unidades que operam na Índia apresentam em média potencial de concentração de até 4 vezes e Brix de até 12º. O consumo energético médio dessas plantas chega à 4,5 kW por m³/h de vinhaça alimentada. Devido à alta carga de matéria orgânica e às elevadas concentrações de sais minerais, os ciclos de limpeza das membras são reduzidos, 5 a 6 horas por semana, com uma média diária de 15 minutos de recirculação do permeado (Neto, 2016).

2.4. ESTIMATIVA DE CUSTOS DE PROCESSO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A estimativa do custo de implementação, modificação ou expansão de uma planta química tem como base a análise de viabilidade técnica e econômica da planta. A

avaliação técnica pode ser realizada com base em plantas já existentes ou estudos que definam nova configuração ou utilização de novas tecnologias. Para os processos inovadores, o objetivo é que proporcionem vantagens com relação aos custos operacionais e/ou produtos gerados, como a redução do custo energético, geração de produtos de alto valor agregado ou de forte interesse para a indústria.

Para a avaliação dos custos de implantação de um projeto temos o termo CAPEX, que vem do inglês - *Capital Expenditure*, utilizado para referenciar despesas de capital (investimentos) com a aquisição e instalação de uma nova planta, equipamento ou processo. Seus custos são calculados com base em quanto a empresa investe na compra, melhoramento, desenvolvimento ou extensão da vida de ativos corpóreos, tais como infra estrutura, equipamento, sistemas e propriedades, que produzam benefícios (rentabilidade) superior ao período de exercício (Acionista, 2017). Do ponto de vista financeiro, o projeto ideal é aquele em que o lucro cubra os gastos com os investimentos no menor período possível, acelerando a rentabilidade e atraindo maiores investimentos para o processo.

2.4.1. Procedimento para o cálculo de custos de uma planta química

De acordo com Turton et al. (2012) existem cinco classificações gerais para estimativa de custo, que podem ser consideradas dentro do âmbito industrial em ordem decrescente de acurácia; são elas: estimativa detalhada, definitiva, preliminar, estudo estimado e ordem de grandeza. Estas classificações dependem do nível de detalhamento do projeto, de modo que quanto mais detalhado este for, melhor será a estimativa.

O cálculo do custo de implementação de uma planta química tem base nos preços dos equipamentos, valores de construção e montagem (incluindo materiais e mão-de-obra), utilidades e matérias-primas. Todos os métodos utilizados para a determinação de cada custo estão descritos nas seções seguintes.

2.4.2. Estimativa do Custo de Capital

A estimativa do custo de capital de uma planta química tem como base, além dos custos com compra dos equipamentos principais, vários outros custos secundários associados aos mesmos, os quais são descritos na Tabela 2 de acordo com o tipo de despesa.

Tabela 2: Fatores associados ao custo de capital de uma planta.

ITEM	DESPESAS	DESCRIÇÃO
1	**Despesas Diretas**	**-**
1.1	Custo dos equipamentos (C_P)	Custo dos equipamentos. Os valores de frete não estão incluídos.
1.2	Custo com materiais para instalação (C_M)	Neste tópico estão incluídos os gastos com tubulação, isolamento e sistemas anti-chamas, fundações e suportes estruturais, instrumentação e parte elétrica, pintura relacionada ao equipamento.
1.3	Custo com Mão-de-obra (C_L)	Neste incluí todos os custos com mão de obra necessária para a execução dos itens (a) e (b).
2	**Despesas Indiretas**	**-**
2.1	Despesas com frete, seguros e tributação (C_{FIT})	Inclui todos os custos com frete e transporte dos equipamentos e materiais para o local da planta, seguros necessários e tributação aplicável.
2.2	Despesas gerais de construção e montagem (C_O)	Inclui todos os custos com benefícios adicionais, como férias, licença médica, aposentadoria, entre outros. Encargos trabalhistas como seguro social e seguro desemprego. Salários e custos adicionais com supervisores.
2.3	Despesas de engenharia do empreiteiro	Inclui custos com os salários e despesas extras com engenheiros, projetistas, e pessoal para gerenciamento dos projetos.
3	**Contingências e taxas**	**-**
3.1	Contingências (C_{CONT})	Fator de segurança que cobre custo não previstos, como: atrasos na construção e montagem, pequenas mudanças no projeto, aumento não previsto dos preços dos equipamentos, materiais ou mão-de-obra.
3.2	Taxas de contratação (C_{FEE})	Este fator é dependente do tipo de planta varia de acordo com do outros fatores acima.

Fonte: Turton et al.,2012.

Tabela 3: Continuação da Tabela 2 - Fatores associados ao custo de capital de uma planta.

ITEM	DESPESAS	DESCRIÇÃO
4	**Instalações Auxiliares**	**-**
4.1	Desenvolvimento do local da planta (C_{SITE})	Inclui a compra do terreno, classificação e escavação, instalações e conexões elétricas, sistema de água e esgoto, construção das vias (ruas) internas, calçadas e estacionamento.
4.2	Construções auxiliares (C_{AUX})	Inclui administração dos escritórios, área de manutenção e casa de controle, área de serviços (Copa, Vestiários, Ambulatório, etc.).
4.3	Utilitários (C_{Off})	Inclui matéria prima e tanques de estocagem do produto final, transporte dos produtos, todos os equipamentos e materiais necessários para compor as utilidades necessárias; sistema de tratamento de efluentes e sistema de combate a chamas.

Fonte: Turton et al.,2012.

Diversos tipos de procedimentos são utilizados para o cálculo do custo de capital. Uma das técnicas mais comuns e assertivas é a precificação por módulo de equipamento, que correlaciona todos os custos envolvidos na compra dos equipamentos (diretos e indiretos), e tem como base algumas condições operacionais padrão, que baliza as equações para as estimativas. A condição padrão adotada por este método, considera material de construção de baixo custo (como o aço carbono) e pressão de operação próxima da pressão atmosférica. Como forma de correção dos valores para materiais mais nobres, pressões operacionais mais elevadas e tipo específico de determinados equipamentos, são adotados alguns fatores de correção.

Seguindo a estimativa do custo de capital utilizando a precificação por módulo, temos que os valores para as despesas diretas e indiretas são dados pela equação (1):

$$C_{BM} = C_P^0 . F_{BM} \quad (1)$$

Onde C_{BM} é o custo do módulo, C_P^0 o custo do equipamento na condição base (referência) e F_{BM} o fator de módulo.

O cálculo dos custos para aquisição dos equipamentos da planta, C_P^0, é dado pela equação (2):

$$\log_{10} C_P^0 = K_1 + K_2 \ \log_{10}(A) + K_3 \ [\log_{10}(A)]^2 \qquad (2)$$

Onde A é a capacidade do equipamento, K_1, K_2 e K_3 são constantes de correlação adotadas para cada tipo de equipamento, conforme Tabela 4.

Tabela 4: Dados para o cálculo do custo de cada equipamento.

Equipamento	Tipo (descrição)	*K1*	*K2*	*K3*	Capacidade Mínima	Capacidade Máxima
Filtros	Cartucho	3,2107	0,2403	0,0027	15 m²	200 m²
Bombas	Centrífugas	3,3892	0,0536	0,1538	1 kW	300 kW
	Deslocamento Positivo	3,4771	0,1350	0,1438	1 kW	100 kW
Tanques	API - Teto fixo	4,8509	-0,3973	0,1445	90 m³	30.000 m³
	API - Teto flutuante	5,9567	-0,7585	0,1749	1000 m³	40.000 m³
Vasos de Processo	Horizontal	3,5565	0,3776	0,0905	0,1 m³	628 m³
	Vertical	3,4974	0,4485	0,1074	0,3 m³	520 m³

Fonte: Turton et al.,2012.

Os fatores de correção aplicados na equação (1), F_{BM}, levam em consideração os itens associados à instalação dos equipamentos, apresentados na Tabela 2, tipo específico de cada equipamento, pressão operacional do sistema, material de construção do equipamento e acessórios. Com isso, o cálculo do fator de módulo é dado para vários tipos de equipamentos de processo como mostrado a seguir.

a) Bombas e Vasos de Processo;

$$F_{BM} = B_1 + B_2 . F_M . F_P \qquad (3)$$

Onde B_1 e B_2 são constantes com valores apresentados na Tabela 5, F_M é o fator do material e F_P é o fator de pressão.

Tabela 5: Valores para as constantes B_1 e B_2.

Tipo de Equipamento	Descrição	B_1	B_2
Vasos de Processo	Horizontal	1,49	1,52
	Vertical (incluindo Torres)	2,25	1,82
Bombas	Alternativas	1,89	1,35
	Deslocamento Positivo	1,89	1,35
	Centrífugas	1,89	1,35

Fonte: Turton et al.,2012.

b) Filtros;

$$F_{BM} = 1{,}65 \quad (4)$$

O valor do fator de módulo é definido também de acordo com a referência Turton et al. (2012).

- Fator do Material, F_M

O fator do material, F_M, para os vasos de processos e bombas, é determinado utilizando a Tabela 6 e Tabela 7 em correlação com a Figura 8.

Tabela 6: Número de identificação por equipamento – Vasos de Processo.

Número de Identificação	Tipo de Equipamento	Descrição	Material de Construção
18	Vasos de Processo	Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Aço Carbono
19		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Aço Inox Revestido
20		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Aço Inox
21		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Revestimento com liga de Níquel
22		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Liga de Níquel
23		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Revestimento de Titânio
24		Horizontal, Vertical (Incluindo Torres)	Titânio

Tabela 7: Número de identificação por equipamento – Bombas.

Número de Identificação	Tipo de Equipamento	Descrição	Material de Construção
25	Bombas	Alternativas	Ferro Fundido
26		Alternativas	Aço Carbono
27		Alternativas	Liga de Cobre
28		Alternativas	Aço Inox
29		Alternativas	Liga de Níquel
30		Alternativas	Titânio
31		Deslocamento positivo	Ferro Fundido
32		Deslocamento positivo	Aço Carbono
33		Deslocamento positivo	Liga de Cobre
34		Deslocamento positivo	Aço Inox
35		Deslocamento positivo	Liga de Níquel
36		Deslocamento positivo	Titânio
37		Centrífugas	Ferro Fundido
38		Centrífugas	Aço Carbono
39		Centrífugas	Aço Inox
40		Centrífugas	Liga de Níquel

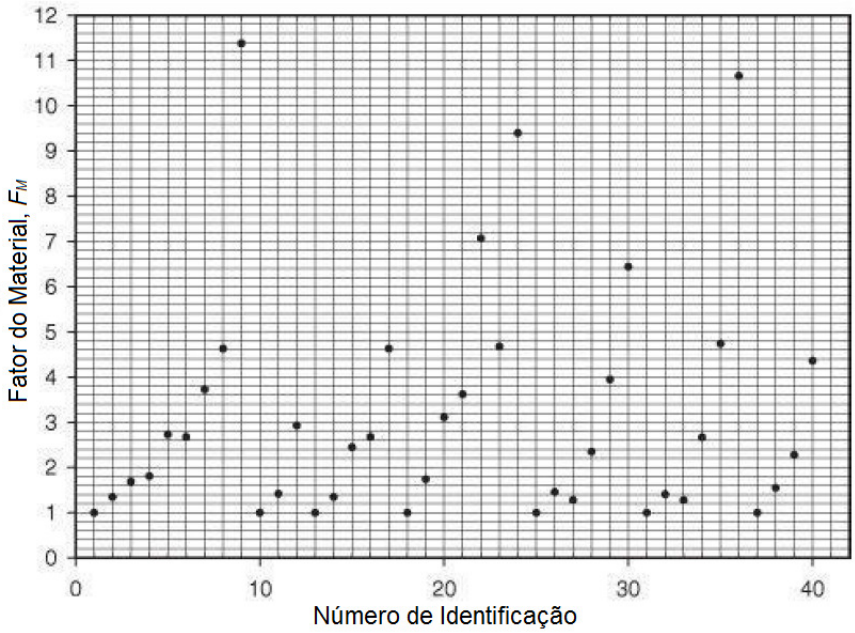


Figura 8: Fator do material de construção (Turton et al.,2012).

O fator de material utilizado para vasos de pressão fabricados em Fibra de Vidro é de 1,7. (Padilha, 2000).

- Fator de Pressão, F_P

O cálculo do fator de pressão para vasos de processo segue conforme a seguinte Eq. (5).

$$F_{P,Vasos} = \frac{\frac{(P+1).D}{2.[850-0,6.(P+1)]}+0,00315}{0,0063} \quad (5)$$

Onde P é a pressão manométrica do sistema, em bar e D o diâmetro do vaso, em metros. Esta equação é válida para espessuras de parede maiores que 0,0063 m.

O cálculo do fator de pressão para as bombas é dado pela Eq. (6).

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2.\log_{10} P + C_3.(\log_{10} P)^2 \quad (6)$$

Onde P é a pressão manométrica do sistema, também em bar. As constantes C_1 C_2 e C_3 têm seus valores de acordo com a Tabela 8.

Tabela 8: Valores das constantes C_1, C_2 e C_3 para o cálculo do fator de pressão.

Tipo de Equipamento	Descrição	C_1	C_2	C_3	Intervalo de Pressão (barg)
Bombas	Alternativas	0	0	0	P<10
	Alternativas	-0,245382	0,259016	-0,01363	10<P<100
	Deslocamento Positivo	0	0	0	P<10
	Deslocamento Positivo	-0,245382	0,259016	-0,01363	10<P<100
	Centrífugas	0	0	0	P<10
	Centrífugas	-0,3935	0,3957	0,00226	10<P<100

Fonte: Turton et al.,2012.

- Índice de Correção de Custo de Plantas Químicas (CEPCI)

O Índice de Custo de Planta Química (CEPCI) é usado para corrigir as mudanças resultantes da inflação (efeito do tempo). Os valores CEPCI são obtidos anualmente e refletem a inflação de uma mistura de bens e serviços associados às indústrias de processos químicos, conforme Quadro 4.

Quadro 4: Bases que compõem o cálculo do CEPCI.

Componentes do Índice	Peso de cada componente (%)
Equipamentos, Maquinário e Suportes	**61% to Total**
a) Equipamento fabricado	37%
b) Maquinário de processo	14%
c) Tubulação, válvulas e acessórios	20%
d) Instrumentos de processo e controle	7%
e) Bombas e Compressores	7%
f) Equipamentos elétricos e materiais	5%
g) Suportes estruturais, isolamento e pintura	10%
Mão de Obra para Construção e Montagem	**22%**
Edifícios e Materiais	**7%**
Engenharia e Supervisão	**10%**

Fonte: Turton et al.,2012.

Para os cálculos dos custos de equipamentos e custo dos módulos, o ajuste utilizando o CEPCI faz-se necessário quando a base de cálculo dos materiais e serviços correspondem a anos anteriores. Neste caso, a correção dos valores segue conforme Equação (7).

$$C_{P\,(corrigido)} = C_{P\,(Referência)} \left(\frac{CEPCI_{Atual}}{CEPCI_{Referência}} \right) \quad (7)$$

Os valores anuais do índice CEPCI estão disponíveis pela fonte *Chemical Engineering Online* (2018).

2.4.3. Estimativa do Custo de Construção de Montagem da Planta

Para a estimativa do custo de construção e montagem de uma planta química, é necessário que o diagrama com o pré-dimensionamento dos equipamentos, instrumentos e sistemas de utilidades já tenham sido montados. Além das informações de processo, fazem-se necessárias também as informações sobre os valores de capital fixo de investimento (custos com os módulos de equipamentos – item 2.4.2) e a estimativa do número de operadores requeridos pela planta.

De acordo com Turton et al. (2012), além dos custos de capital fixo (despesas com equipamentos), o cálculo dos custos de construção e montagem é baseado em outros

fatores categorizados como: despesas diretas, custos fixos e despesas gerais, como mostrados no Quadro 5. Com os fatores determinados, temos que o custo total de manufatura (*Cost of Manufacturing*) de uma planta química é dado por:

$$COM = DMC + FMC + GE \quad (8)$$

Onde COM é o custo total anual de manufatura, DMC representa os custos Diretos, FMC os custos Fixos e GE os custos Gerais, dados em dólares americanos/ano (USD/y).

Para o cálculo do COM, os fatores apresentados no Quadro 5 são considerados de acordo com as equações apresentadas na Tabela 9.

Como o custo total é calculado por meio da soma do custo das três categorias, temos que as equações gerais para cada custo são dadas por:

$$DMC = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1{,}33.C_{OL} + 0{,}069.FCI + 0{,}03.COM \quad (9)$$

$$FMC = 0{,}708.C_{OL} + 0{,}068.FCI + Depreciação \quad (10)$$

$$GE = 0{,}177.C_{OL} + 0{,}009.FCI + 0{,}16.COM \quad (11)$$

Rearranjando-se as Eqs. (9), (10) e (11) e assumindo-se depreciação do investimento de 10% ($0{,}10.FCI$), tem-se:

$$COM = 0{,}280.FCI + 2{,}73.C_{OL} + 1{,}23.(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (12)$$

A equação para o cálculo do custo total, desconsideração a depreciação do investimento (FCI, *Fixed Capital Investment*), é dada por:

$$COM_D = 0{,}180.FCI + 2{,}73.C_{OL} + 1{,}23.(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (13)$$

Quadro 5: Fatores que influenciam o custo de construção de uma planta.

Custos Diretos	**Fatores que variam com a taxa de produção**
Matéria Prima	Custos com as matérias-primas requeridas no processo.
Tratamento de Efluentes	Custos com tratamentos de efluentes, de acordo com o tipo de rejeito liberado.
Utilidades	Custos com vapor, ar de processo e qualquer outra utilidade necessária para a operação dos equipamentos principais.
Operadores	Custo com mão-de-obra para a operação da planta
Supervisores	Corpo administrativo e gerencial
Manutenção e Reparo	Custos com pessoal e material relacionados a manutenção.
Consumíveis	Consumíveis como filtros repositores, lubrificantes, roupas e equipamentos de proteção, etc.
Controle de qualidade	Custos laboratoriais com análises de amostras para controle de qualidade do produto gerado.
Patentes e Royalties	Custos com a patente ou a licença para uso da tecnologia.
Custos Fixos	**Fatores não afetados pelo nível de produção**
Depreciação	Custos associados com a parte física (construção, materiais, equipamentos, etc.), baseados na localização da planta e severidade do processo.
Tributação local e Garantias	Custos com licenças para operação. Estes são baseados no local e na severidade do processo.
Gastos extras relacionados à custo fabril	Custos relacionados à folha de pagamentos, encargos trabalhistas, serviços financeiros, áreas de serviços, recreação, etc.
Custos Gerais	**Custos associados com níveis de gerenciamento e atividades administrativas não diretamente ligadas ao processo de construção.**
Custos Administrativos	Custos com administração, que inclui salários, escritórios e qualquer outro relacionado a estas atividades.
Distribuição e custos de venda	Custos com vendas e desenvolvimento de mercado para as vendas dos produtos gerados pela planta.
Pesquisa e desenvolvimento	Custos com atividades relacionadas ao processo e ao produto. Estes incluem salários e fundos para pesquisa relacionados aos equipamentos e o processo.

Tabela 9: Fatores relevantes no cálculo do custo de fabricação de uma planta.

Custos relacionados (Quadro 4)	Equações e fatores de correção	Valores comumente utilizados
Custos Diretos	**-**	-
Matéria-Prima	C_{RM}	-
Tratamento de Efluentes	C_{WT}	-
Utilidades	C_{UT}	-
Operadores	C_{OL}	C_{OL}
Supervisores	(0,1-0,25).C_{OL}	0,18.C_{OL}
Manutenção e Reparo	(0,02-0,1).FCI	0,06.FCI
Consumíveis	(0,1-0,2).((0,02-0,1).FCI)	0,009.FCI
Controle de qualidade	(0,1-0,2).C_{OL}	0,15.C_{OL}
Patentes e Royalties	(0-0,06).COM	0,03.COM
TOTAL de Custos Diretos	**C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,33.C_{OL} + 0,03.COM + 0,69.FCI**	**-**
Custos Fixos	**-**	
Depreciação	0,1.FCI	0,1.FCI
Tributação local e Garantias	(0,014-0,05).FCI	0,032.FCI
Gastos extras relacionados à custo fabril	(0,50-0,7).(C_{OL}+((0,1-0,25).C_{OL})+((0,02-0,1).FCI)	0,708.C_{OL}+0,036.FCI
TOTAL de Custos Fixos	**0,708.C_{OL} + 0,068.FCI + Depreciação**	**-**
Custos Gerais		
Custos Administrativos	1,5. (C_{OL}+((0,1-0,25).COL)+((0,02-0,1).FCI))	0,77.C_{OL} + 0,009FCI
Distribuição e custos de venda	(0,02-0,2).COM	0,11.COM
Pesquisa e desenvolvimento	0,05.COM	0,05.COM
Custos Gerais TOTAIS	**0,177.C_{OL} + 0,009.FCI + 0,16.COM**	**-**
CUSTOS TOTAIS	**C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 2,215.C_{OL} + 0,190.COM + 0,146.FCI + Depreciação**	**-**

2.4.4. Avaliação econômica de uma planta química

Com base nos valores das estimativas de capital fixo e dos custos operacionais anuais de uma planta, têm-se a base para a avaliação econômica, que visa identificar se a planta será lucrativa e se o processo escolhido é atrativo, quando comparado a outros processos já existentes e em operação.

Na análise econômica de um projeto, presume-se que um dos gastos iniciais principais (no tempo zero) é com a aquisição do terreno e a engenharia preliminar. Após a decisão para o início das obras de uma nova planta química ou expansão de uma instalação

existente, começa a fase de construção do projeto. Dependendo do tamanho e alcance do projeto, esta construção pode levar de seis meses a três anos para ser concluída.

A maneira como o investimento é aplicado está representado na Figura 9, que apresenta um diagrama típico de fluxo de caixa cumulativo para um projeto novo, com tempo de implementação de dois anos. O período de maior desembolso no diagrama representa os gastos de capital fixo para compra e instalação de equipamentos, e construção de instalações auxiliares necessárias para construção da planta, como descrito nos itens 2.4.2 e 2.4.3.

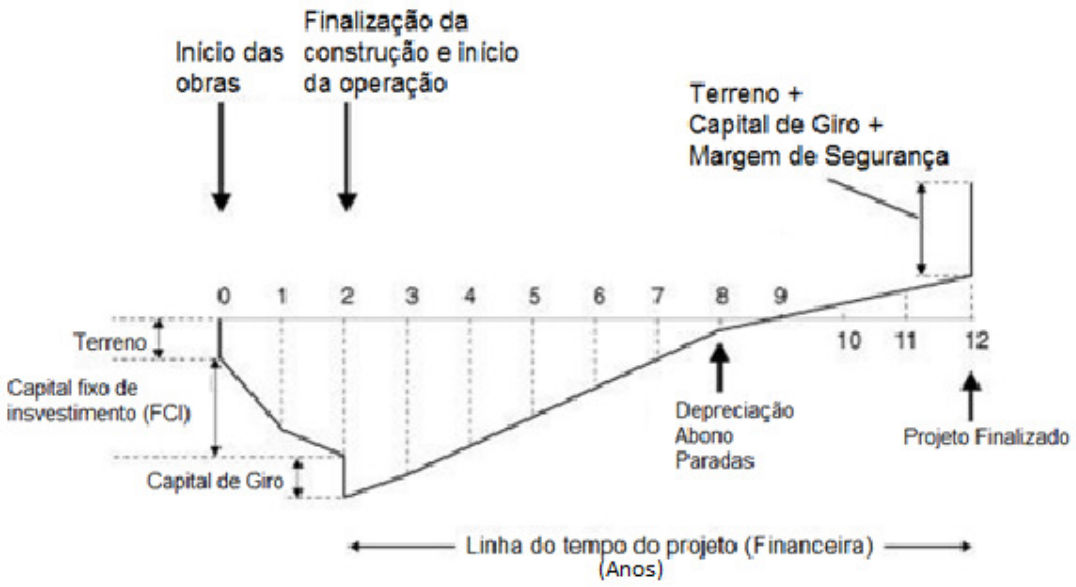


Figura 9: Diagrama típico de um fluxo de caixa cumulativo (Turton et al.,2012).

A partir da Figura 9, pode-se ver um fluxo de caixa acumulado cada vez maior nos dez anos de operação do processo, ou seja, entre o segundo e o décimo segundo ano. No final dos dez anos de operação, ou seja, no final do décimo segundo ano, assume-se que a planta é encerrada e que todo o equipamento é vendido por seu valor de resgate ou sucata. O terreno também é vendido e o capital de giro é recuperado. Este fluxo de caixa adicional, recebido ao fechar a planta, é mostrado pela linha vertical apontando para cima no ano 12. Normalmente a planta não é encerrada, esta premissa foi adotada apenas para fins de análise econômica.

Quando a planta inicia as operações e o processo começa a gerar produtos prontos para venda, os fluxos de caixa anuais tornam-se positivos. Isso se reflete na inclinação positiva da curva na Figura 9. Geralmente, a receita do primeiro ano após o início é inferior aos anos subsequentes devido a problemas de adaptação na planta. Os fluxos de caixa para os primeiros anos de operação são maiores do que aqueles para os últimos anos, devido ao efeito do subsídio de depreciação discutido no Capítulo 9. O tempo usado para depreciação na Figura 9 é de seis anos. O tempo durante o qual a depreciação é permitida depende do método de depreciação utilizado.

Para avaliar a rentabilidade de um projeto, um tempo de vida útil teórico deve ser assumido para este projeto. Esta não é geralmente a vida útil do equipamento, nem é o tempo durante o qual a depreciação é permitida. É um período de tempo específico sobre o qual a rentabilidade de diferentes projetos deve ser comparada. Vida útil de dez, doze e quinze anos é comumente utilizada para esse fim. É necessário padronizar a vida ao comparar diferentes projetos. Isso ocorre porque a rentabilidade está diretamente relacionada à vida útil, e a comparação de projetos usando diferentes períodos operacionais, prejudicam os resultados.

Um projeto pode ser avaliado segundo sua rentabilidade sob as seguintes bases: tempo, caixa e taxa interna de retorno. E para cada uma dessas bases tem-se diferentes técnicas de avaliação econômica, sendo estas divididas de acordo com o método utilizado, que são: taxa de retorno simples e a descontada. Os métodos utilizando a taxa de retorno simples não levam em consideração o valor do dinheiro no tempo, e por isso são indicados apenas para a avaliação de projetos pequenos, como melhorias no processo. Já os métodos com taxa de retorno descontada são amplamente aplicados para a avaliação de grandes projetos e novas plantas.

De acordo com as bases de análises mencionadas anteriormente, tem-se:

- Critério de Tempo: o período da taxa de recuperação do investimento é caracterizado pelo tempo requerido, depois do início da produção, para a recuperação do capital fixo de investimento, FCI_L, com todos os fluxos de caixa descontados no tempo zero. A avaliação descontada é a mais utilizada para a estimativa da atratividade de uma oportunidade de investimento. O desejável é sempre um projeto com o menor período de taxa de retorno descontada;

- Critério de Caixa: o critério de caixa tem como base o Valor Presente Líquido (VPL) de um projeto, que leva em conta o valor do dinheiro no tempo. Com isso, todas as entradas e saídas de caixa são tratadas no tempo presente. O VPL de um investimento é igual ao valor presente do fluxo de caixa líquido do projeto em análise, descontado pelo custo médio ponderado de capital.

  O VPL de um projeto é muito influenciado pelo nível de investimento do capital fixo, e outro importante critério para a comparação de projetos com diferentes níveis de investimento pode ser a Relação de Valor Presente (RVP), que representa o valor presente de todas as entradas pelo valor presente de todas as saídas (gastos). Neste caso, o RVP representa o ponto de equilíbrio do projeto (*Break-even Point*), onde valores maiores que um, representam projetos rentáveis, e menores, projetos não lucrativos.

- Critério da Taxa Interna de Retorno: este critério é definido como a taxa interna que iguala as entradas de caixa ao valor a ser investido no projeto, ou seja, é a taxa em que o VPL do projeto é igual a zero.

  O ideal é que este método não seja usado isoladamente, pois a utilização exclusiva da taxa interna de retorno como meio de avaliação econômica, pode levar ao equívoco de se aceitar projetos que não remuneram adequadamente o capital investido, por isso deve ser uma ferramenta complementar à análise.

Uma das formas de análise do VPL para uma planta é o Método de Monte Carlo, onde os parâmetros com maiores chances de variabilidade e ou riscos são simulados dentro das condições base estipuladas, gerando dados acerca da distribuição estatística da rentabilidade esperada para o projeto.

2.4.5. Simulação de Monte Carlo

O método de Monte-Carlo é uma metodologia estatística que se baseia na amostragem aleatória sobre um grande espaço amostral para se chegar a resultados próximos de resultados reais. A distribuição resultante dos valores calculados é o resultado da simulação Monte Carlo. Este tipo de simulação é amplamente utilizado em análises financeiras, de gestão, e em diversas outras áreas, como computação gráfica, geologia, entre

outros. Para a aplicação nas análises financeiras, a avaliação do método é dividida em oito etapas, como mostrado a seguir:

- Etapa 1: Identificação de todos os parâmetros probabilísticos pertinentes ao problema para os quais as incertezas devam ser quantificadas em termos de funções densidade de probabilidade arbitradas;
- Etapa 2: a distribuição estatística de um determinado fator probabilístico é feita admitindo-se em geral a função densidade de probabilidade triangular. Neste caso relacionam-se todos os parâmetros probabilísticos identificados na etapa 1, com seus respectivos valores de mínimo (a), máximo (c) e valor médio esperado (b). Na Figura 10 tem-se a função de distribuição acumulada pertinente à função densidade de probabilidade triangular.

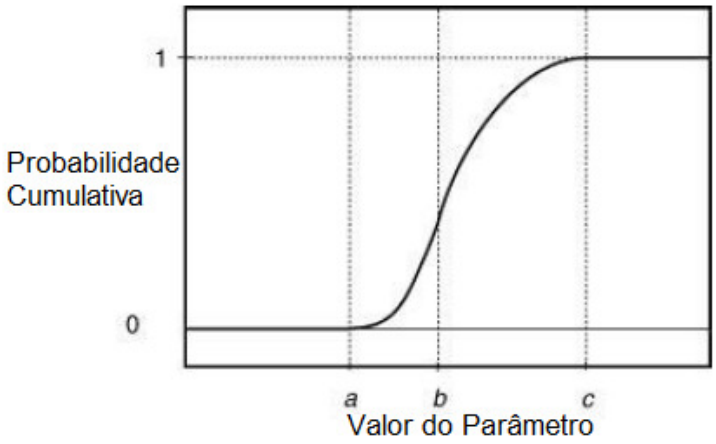


Figura 10: Função da Probabilidade Cumulativa para função densidade de probabilidade Triangular (Turton et al.,2012)

- Etapa 3: um número aleatório (ou melhor, pseudo-aleatório) é "sorteado" (amostrado) na faixa de 0 a 1 para cada parâmetro probabilístico identificado na etapa 1. A função de distribuição acumulada para determinar-se o respectivo valor de parâmetro probabilístico amostrado pela distribuição triangular é dada pelas Eqs. (14) e (15).

$$P(x) = \frac{(x-a)^2}{(c-a)(b-a)}, x \leq b \quad (14)$$

$$P(x) = \frac{(b-a)}{(c-a)} + \frac{(x-b)(2c-x-b)}{(c-a)(c-b)}, x > b \quad (15)$$

- Etapa 4: usando-se o número aleatório da Etapa 3, obtém-se o valor do parâmetro probabilístico atribuído que segue a distribuição de probabilidade descrita na segunda etapa. O valor do número aleatório é igualado ao lado direito da Equação (14) ou (15) e usando-se os valores correspondentes de a, b e c, esta equação é resolvida para x. O valor de x é o valor amostrado do parâmetro probabilístico a ser usado na próxima etapa;
- Etapa 5: depois que os valores amostrados foram atribuídos para todos os parâmetros probabilísticos, esses valores são usados para calcular a lucratividade do projeto (pelo critério do Valor Presente Líquido, ou outro);
- Etapa 6: as etapas 3, 4 e 5 são repetidas centenas ou até milhares de vezes, até que se obtenham resultados estáveis. Quanto maior o número de amostragens, melhores e mais consistentes serão os resultados da simulação de Monte Carlo;
- Etapa 7: a partir dos valores do critério de lucratividade obtidos na etapa 6, é gerada uma curva de probabilidade cumulativa para VPL, conforme exemplo apresentado na Figura 11;

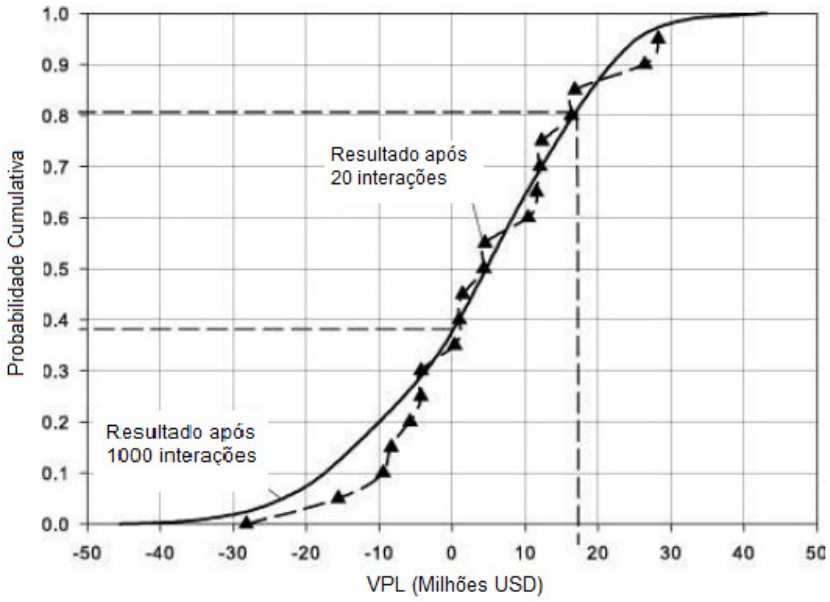


Figura 11: Probabilidade cumulativa para o VPL via Simulação Monte Carlo

Turton et al. (2012).

- Etapa 8: com os resultados obtidos na etapa 7, é analisada a rentabilidade do projeto. Seguindo-se o exemplo da Figura 11, pode-se dizer que este projeto tem aproximadamente:
    - 38% de probabilidade de não ser rentável (VPL ≤ 0);
    - probabilidade de (80-38)% = 42% de apresentar Valor Presente Líquido de atratividade média na faixa 0 ≤ VPL ≤ 18 MMUSD (18 milhões de dólares); e
    - probabilidade de (100-80)% = 20% de apresentar elevado VPL acima de 18 MMUSD.

3. ESTUDO DE CASO

3.1. DIMENSIONAMENTO DA PLANTA OI – AVALIAÇÃO TÉCNICA

O presente estudo de caso mostra o dimensionamento de uma planta de osmose inversa, para a produção de água de reúso e vinhaça concentrada a partir da vinhaça bruta. O dimensionamento detalhado de uma planta de OI tem início na análise laboratorial completa do fluido a ser tratado, pois é de acordo com os compostos presentes que se definem o tipo de membrana a ser utilizada, o pré-tratamento e as condições operacionais do sistema. Para este estudo, é apresentada a estimativa dita "preliminar" da planta, que tem base no dimensionamento dos equipamentos, tubulação e acessórios principais de acordo com as condições operacionais determinadas.

A escolha dos equipamentos principais, o tipo de membrana a ser utilizado e as condições operacionais, seguem de acordo com o manual de dimensionamento de unidade de membranas da DOW-FILMTEC. Para o dimensionamento da planta foram adotadas as seguintes premissas:

- Vazão de vinhaça bruta: 250 m^3/h (média de produção das destilarias);
- Temperatura: 30 ^oC;
- Pressão: Atmosférica;
- pH: 6.

As características físico-químicas da vinhaça bruta seguem de acordo com a Tabela 10. Para as condições adotadas, tem-se também a premissa de que a vinhaça bruta necessariamente passa previamente por tanque de resfriamento e de equalização do pH, antes de ser enviada à planta de osmose inersa, uma vez que esta é uma etapa comum nas destilarias e faz parte do processo para o descarte, pré-tratamento ou venda da vinhaça bruta.

Tabela 10: Características médias da vinhaça bruta usada neste estudo.

Parâmetro	Melaço	Caldo	Misto	Média Misto
pH	4,2-5,0	3,7-4,6	4,4-4,6	4,5
Temperatura (^oC)	80-100	80-100	80-100	90
DBO (mg/L O_2)	25.000	6.000-16.500	19.800	19.800
DQO (mg/L O_2)	65.000	15.00-33.000	45.000	45.000
Sólidos Totais (mg/L)	81.500	23.700	52.700	52.700
Sólidos Voláteis (mg/L)	60.000	20.000	40.000	40.000
Sólidos Fixos (mg/L)	21.500	3.700	12.700	12.700
Nitrogênio (mg/L N)	450-1.610	150-700	480-710	595
Fósforo (mg/L P_2O_5)	100-290	10-210	9-200	105
Potássio)mg/L K_2O)	3.740-7.830	1.200-2.100	3.340-4.600	3970
Cálcio (mg/L CaO)	450-5.180	130-1.540	1.330-4.570	2950
Magnésio (mg/L MgO)	420-1.520	200-490	580-700	640
Sulfato (mg/L SO_4)	6.400	600-760	3.700-3.730	3715
Carbono (mg/L C)	11.200-22.900	5.700-13400	8.700-12.100	10400
Relação C/N	16-16,27	19,7-21,07	16,4-16,43	16,415
Matéria Orgânica (mg/L)	63.400	19.500	3.800	3.800

O diagrama de processo (PFD, *Process Flow Diagram*) desenvolvido para este estudo está disponível no Apêndice A desta dissertação. Nele, estão dispostos todos os equipamentos e instrumentos principais da planta, assim como as condições de processo. Na Tabela 11 é apresentada a relação dos equipamentos utilizados na planta.

Tabela 11: Lista dos equipamentos principais da planta de OI.

Equipamento	Descrição	Configuração
Fr-101	Filtro Cartucho de pré-tratamento da unidade de Osmose Inversa	3x50%
Fr-102		
Fr-103		
Fr-104	Filtro Cartucho da Unidade de Limpeza das Membranas (CIP)	1x100%
P-101	Bomba de alimentação dos Filtros Cartucho	3x50%
P-102		
P-103		
P-104	Bomba de alimentação da Osmose Inversa	3x50%
P-105		
P-106		
P-107	Bomba Dosadora de sequestrante de Cloro (Pacote de Injeção Química)	2x100%
P-108	Bomba Dosadora de anti-incrustante (Pacote de Injeção Química)	2x100%
P-109	Bomba Dosadora de Biocida (Pacote de Injeção Química)	1x100%
P-110	Bomba da Unidade de Limpeza das Membranas (CIP)	1x100%
V-101	Tanque atmosférico para armazenamento do sequestrante de Cloro (Pacote de Injeção Química)	1x100%
V-102	Tanque atmosférico para armazenamento do anti-incrustante (Pacote de Injeção Química)	1x100%
V-103	Tanque atmosférico para armazenamento do Biocida (Pacote de Injeção Química)	1x100%
V-104	Tanque atmosférico da Unidade de Limpeza das Membranas (CIP)	1x100%
V-105 a V-119	Vasos de pressão das membranas (OI)	15x100%

3.1.1. Dimensionamento das Bombas Centrífugas

As bombas centrífugas, amplamente utilizadas no setor industrial, operam transferindo energia (primordialmente cinética) ao líquido, sendo esta posteriormente convertida em energia de pressão. A planta de tratamento da vinhaça por osmose inversa apresenta três bombas centrífugas, conforme apresentado na Tabela 11. O dimensionamento das bombas centrífugas foi realizado por meio do cálculo do *NPSH* requerido, para atender as pressões necessárias durante as etapas do processo. O Quadro 6 mostra as equações utilizadas nos cálculos. As premissas assumidas e os resultados obtidos para cada bomba estão descritos na Tabela 12.

Quadro 6: Equações para o dimensionamento das Bombas centrífugas.

Pressão de Sucção	$P_S = P_E \pm H_E - \Delta P_E$
Pressão de Descarga	$P_d = P_{eq} \pm H_{eq} - \Delta P_{eq}$
Pressão Diferencial	$\Delta P = P_d - P_S$
NPSHr	$NPSHr = \pm H_E + \frac{(P_E - \Delta P_E - P_V)}{\rho}$+1 atm

Tabela 12: Parâmetros e resultados dos cálculos das bombas centrífugas.

Parâmetros e Cálculos	**Bomba de alimentação dos Filtros Cartucho**	**Bomba de alimentação da Osmose Inversa**	**Bomba do CIP**
Configuração	3x50%	3x50%	1x100%
Vazão [m³/h]	125,00	125,00	27,00
Densidade do Fluido [g/L]	1,14	1,14	1,14
Pressão de Vapor (P_V) [bara]	0,04	0,04	0,04
Pressão de Sucção (P_S) *[barg]*	-0,20	0,20	0,00
Pressão de Entrada (P_E) [barg]	0,00	0,50	0,00
Pressão Máx. de Entrada (P_{EM}) [barg]	1,00	3,00	2,00
Elevação de Entrada (H_E) [m]	0,00	0,00	0,00
Perda de carga na Entrada (ΔP_E) *[bar]*	0,30	0,30	0,30
Pressão de Descarga (P_d) [barg]	4,40	44,50	5,00
Pressão no Equipamento (P_{eq}) [barg]	3,00	41,00	3,50
Elevação do Equipamento (H_{eq}) [m]	1,00	3,00	3,00
Perda de carga na descarga (ΔP_d) [bar]	0,15	0,50	2,60
NPSHr [m]	7,85	22,19	9,78
Potência Estimada [kW]	17,88	165,64	5,30
Eficiência [%]	89,00	92,50	83,00

3.1.2. Dimensionamento dos Filtros Cartucho

As águas residuais e efluentes industriais possuem uma grande variedade de constituintes orgânicos e inorgânicos. Alguns tipos de componentes orgânicos podem afetar negativamente as membranas da unidade de osmose inversa, induzindo perda severa de fluxo de permeado e/ou degradação da membrana, por incrustação orgânica. Com isso, faz-se necessário um esquema de pré-tratamento bem projetado.

Os filtros, com elementos filtrantes tipo cartucho, são projetados para permitir passagem de partículas abaixo de 5µm. Seu tempo de campanha (vida útil) depende da qualidade da vinhaça. Os elementos filtrantes são de polipropileno e trata-se de um item consumível, pois não apresenta retro lavagem, devendo ser trocados quando atingem o diferencial de pressão máximo determinado pela operação, garantindo assim a qualidade do fluido enviado à OR e o bom funcionamento da unidade.

Todo sistema de tratamento por membranas necessita de um pré-tratamento para que o fluido esteja nas condições mínimas, no que diz respeito ao particulado presente no fluido. No caso da osmose inversa, a vinhaça deve apresentar tamanho de partículas sólidas abaixo de 5 µm. A escolha pelos filtros cartucho vem do seu amplo uso e recomendação para as operações de pré-tratamento em unidades de membranas.

A área de filtração e o número de cartuchos necessários para a planta de osmose inversa foi calculado com base na equação (11):

$$N = \frac{Vazão\ de\ vinhaça\ bruta}{(Área\ de\ filtração)\ .(Taxa\ de\ filtração)} \qquad (11)$$

Onde N é o número de cartuchos necessários. A área de filtração e a taxa de filtração utilizada foram respectivamente 8,31m² e 1,25(m³/h)/(m²), seguindo dados dos elementos filtrantes da *Pall Corporation* de dimensões 158,8mm por 1016mm.

Seguindo-se as normas do fabricante com relação aos parâmetros de temperatura e pressões de operação, e realizando-se os cálculos para o dimensionamento dos filtros, têm-se os valores de acordo com a Tabela 13.

Tabela 13: Parâmetros e resultados dos cálculos dos filtros cartucho.

Parâmetros e Resultados	Filtro Cartucho Fr-101/102/103	Filtro Cartucho - Fr-104
Configuração	3x50%	1x100%
Vazão [m³/h]	125,00	27,00
Densidade do Fluido [g/l]	1,14	1,14
Área de Filtração (Cartucho) [m²]	8,31	8,31
Taxa de Filtração [(m³/h)/(m²)]	1,25	1,25
Número de Cartuchos	24,00	3,00

O material recomendado para a construção do equipamento (casco, tampas e suportes para os cartuchos) e das linhas de processo é o aço inoxidável AISI 444, o qual apresenta boa resistência frente ao vinhoto (Rodrigues, 2013).

3.1.3. Dimensionamento da unidade de Osmose Inversa

O desafio no dimensionamento de um sistema OI para o tratamento de água, é minimizar a pressão operacional e maximizar a recuperação do permeado. Para isso, fazem-se necessárias as análises laboratoriais do fluido de alimentação e a simulação das membranas de acordo com as características obtidas, para que seja traçado, minuciosamente, o perfil de rejeição dos íons e a taxa de incrustação esperada.

Neste estudo, o dimensionamento preliminar se dá com base na pressão de projeto da membrana de OI para tratamento de efluentes industriais e na taxa de rejeição, identificada no modelo piloto de (Da Silva G. A., 2012).

A unidade de osmose inversa é composta por membranas poliméricas para osmose inversa e vasos de pressão, que operam em paralelo e contendo entre seis e oito unidades de membranas por vaso. O elemento de membrana selecionado para o processo foi o modelo FILMTEC BW30-400 do fabricante *Dow Chemical Company*, pois é a mais recomendada para o tratamento de águas industriais. As informações sobre os parâmetros e limites operacionais do elemento selecionado estão descritas no Quadro 7.

Quadro 7: Condições operacionais do elemento de membrana FILMTEC BW30-400.

Parâmetro	Limites Operacionais
Máxima Temperatura Operacional	45 ºC
Máxima Pressão Operacional	41 bar
Máxima Pressão Diferencial	1 bar
pH	2 - 11
SDI	SDI 5
Tolerância a Cloro Livre	< 0,1 mg/L

Uma vez selecionada a membrana, foi realizado o cálculo do número de membranas necessárias para o processo, considerando uma taxa de recuperação de 22%. O cálculo do número de membranas da unidade de osmose inversa é mostrado na Eq. (12).

$$N_E = \frac{Q_P}{f \,.A_s} \tag{12}$$

Onde Q_P é a vazão de permeado, f é o fluxo médio e A_s a área da superfície da membrana, que são respectivamente 55m³/h, 17L/m².h e 37,2m².

O arranjo dos elementos filtrantes por vaso é feito de acordo com o fluido de alimentação e o tipo de membrana usada para o serviço. Para o presente estudo, as membranas consideradas apresentam configuração de seis elementos por vaso de pressão, desta forma o número de vasos de pressão no processo é dado pela Eq. (13). Com isso, a unidade de OI do presente trabalho contém 15 vasos de pressão, que operam com 6 elementos por vaso, somando 90 elementos no total. Esta unidade apresenta configuração com apenas 1 estágio.

$$N_V = \frac{N_E}{N_{EV}} \tag{13}$$

Um dos materiais comumente utilizados para a confecção dos vasos de pressão e de baixo custo é PRFV (Plástico Reforçado com Fibra de Vidro). O presente estudo considera vasos em PRFV, linhas e conexões em aço revestido.

3.1.4. Dimensionamento da unidade de limpeza das membranas (CIP)

A superfície das membranas de osmose inversa está sujeita a deposição (*fouling*) de materiais que podem estar presentes no fluido de alimentação, tais como precipitados de cálcio, matéria orgânica e biológica. O termo *fouling* aqui mencionado é o acúmulo de todos os tipos de depósitos sobre a superfície das membranas, incluindo a incrustação (*scaling*).

O *fouling* se manifesta com a queda de desempenho do sistema: menor vazão de permeado e/ou maior passagem de matéria (para o lado do permeado). O aumento da diferença de pressão entre a alimentação e o concentrado pode ser o efeito colateral da incrustação. Portanto, a limpeza é necessária para recuperar/manter o desempenho da membrana em níveis aceitáveis.

A limpeza da membrana é realizada circulando-se fluido de limpeza pelo lado da alimentação. As ações combinadas de turbulência e decomposição química removem os materiais depositados na superfície das membranas. Dependendo da natureza e do teor da incrustação, será necessário usar um ou mais produtos químicos em sequência. O processo de limpeza com produtos químicos consiste de um ciclo alcalino seguido de um ácido. O método é recomendado porque a limpeza de baixo pH (ácida) se aplicada inicialmente, pode fazer com que material orgânico se fixe de forma irreversível à superfície da membrana. O sistema de limpeza das membranas de osmose inversa é dotado de tanque atmosférico, bomba centrífuga de recirculação e filtro cartucho, conforme esquema da Figura 12. O cálculo do volume do tanque atmosférico é feito com base no volume dos vasos de membranas, do filtro Fr-102, da bomba P-103 e do volume estimado de tubulação do sistema de limpeza. O volume do tanque foi calculado em 4,5 m^3.

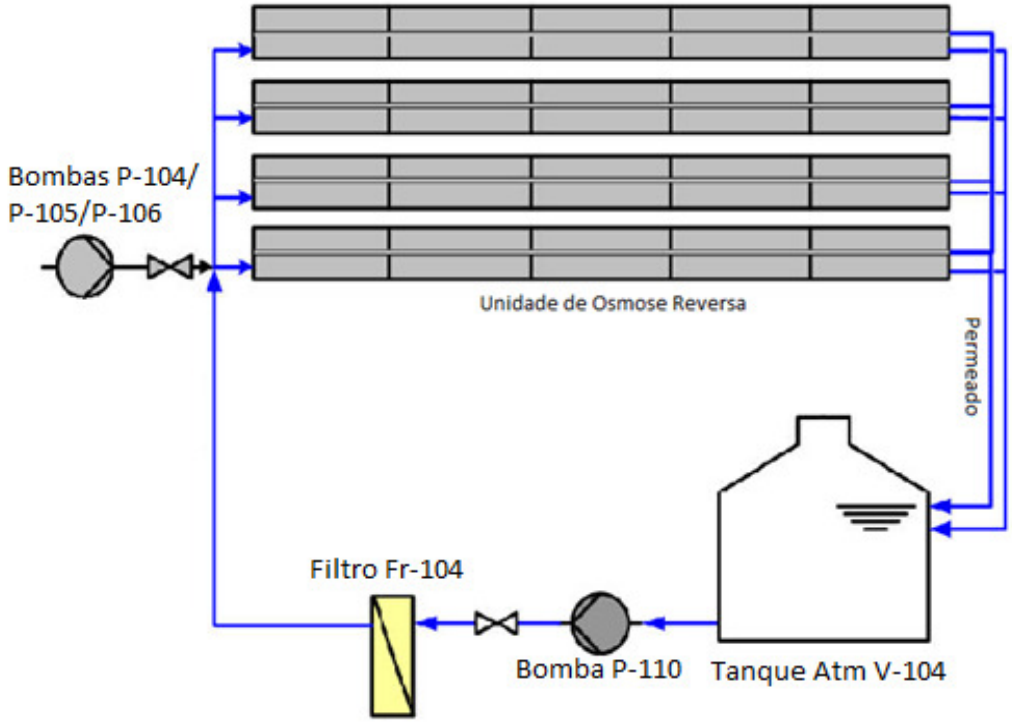


Figura 12: Sistema de limpeza das membranas - *Clean In Place (CIP).*

Os resultados dos cálculos para a bomba centrífuga de recirculação e o filtro cartucho, foram apresentados nas Seções 6.1.1 e 6.1.2, respectivamente. O cálculo do tanque atmosférico foi baseado no volume aproximado dos vasos de pressão vazios, no volume do filtro cartucho (F-102) e nas tubulações de alimentação e retorno do sistema de limpeza. Com isso, o volume encontrado foi de 4,0m³, com volume operacional de 2,5m³.

O material considerado para a fabricação dos equipamentos, linhas de processo e acessórios foi o aço inoxidável AISI 444, que apresenta compatibilidade com a água tratada pela osmose inversa (permeado). (Rodrigues, 2013).

3.1.5. Dimensionamento do pacote de Dosagem Química

A planta para o tratamento da vinhaça bruta por osmose inversa apresenta, além dos sistemas de separação mecânica e por membranas, dosagens químicas ao longo do processo, conforme apresentado no diagrama de processo, presente no Apêndice A. Os compostos químicos dosados são o bissulfito de sódio ($NaHSO_3$), o biocida de membranas e o

anti-incrustante. Mesmo vestígios de cloro livre podem causar danos de oxidação a membranas compostas de película fina de poliamida. Portanto, o cloro deve ser removido da água de alimentação antes de entrar na OI. O bissulfito de sódio será dosado a montante das membranas para remoção de cloro, em concentração entre 20 e 30 mg/L.

Para o controle do desenvolvimento de micro-organismos nas membranas é feita a dosagem do biocida, cujo produto comercial é à base de DBNPA (di-bromo nitrilo propionamida). A dosagem do biocida ocorre a montante das bombas que alimentam a unidade de OI, em ponto que garanta o tempo de residência necessário para a atuação do composto químico. A concentração do biocida nas linhas de processo deve estar entre 100 e 500 mg/L, variando de acordo com o fabricante do produto químico e as características do fluido de entrada. O biocida é utilizado como tratamento de choque, sendo injetado no processo uma ou duas vezes por semana.

Os projetos tradicionais de purificação de água por OR normalmente não são dotados de dosagem de biocida. Contudo, como a vinhaça possui elevada carga de material biológico, é importante que se faça o controle do crescimento biológico na superfície das membranas, evitando-se assim perda de produtividade e garantido a vida útil esperada para as membranas.

Devido à elevação das concentrações de sais nas linhas de rejeito da unidade de OI, faz-se necessário o uso de químicos anti-incrustantes para que sejam minimizadas as incrustações nas linhas de concentrado. O produto químico selecionado para este trabalho é uma solução de Deta fosfonato que deve estar presente em concentrações entre 2 e 5 mg/L nas linhas de processo. Assim como o biocida de membranas, o anti-incrustante é dosado a montante das bombas de alimentação da OI, garantindo o tempo de residência necessário do composto químico.

O sistema de limpeza das membranas opera semanalmente, fazendo a recirculação por toda a OI com o fluido produzido no permeado, e a cada 3 meses (em média) promovendo a limpeza ácida e alcalina, para a remoção de compostos aderidos à superfície das membranas. Devido ao baixo volume requerido para os produtos químicos presentes na limpeza ácida e alcalina (concentração de respectivamente 0,1% e 0,2%) estes não serão considerados para o pacote de injeção química. Quando necessários, deverão ser adicionados manualmente no tanque atmosférico do sistema de limpeza (CIP).

As condições operacionais e os resultados para os cálculos das bombas dosadoras e os tanques atmosféricos de armazenamento para cada produto químico, estão apresentados na Tabela 14. Os tanques foram dimensionados para serem reabastecidos a cada 28 dias.

Tabela 14: Parâmetros e resultados dos cálculos para os equipamentos do pacote de injeção química.

Parâmetros	**Unidades**	**Sequestrante de Cloro**	**Inibidor de Incrustação**	**Biocida de Membrana**
Composto Químico		$NaHSO_3$ (SBS)	Deta Fosfonato	DBNPA
Vazão da Planta	m^3/h	250,0	250,0	250,0
Ponto de Injeção		A montante das bombas de alimentação da OI	A montante das bombas de alimentação da OI	A montante das bombas de alimentação da OI
Dosagem Recomendada	mg/L	30	5	300
Concentração	%w/v	100,0	100,0	100,0
Densidade	kg/m^3	1287	1354	1294
Viscosidade	cP	15 @ 23°C	18 @ 20°C	138 @ 20°C
pH		4,0	1-3	1,5 - 5,0
Consumo por semana	l	1.260	210	150
Volume total do Tanque Atmosférico	m^3	25,0	16,5	3,5
Vazão da Bomba Dosadora	m^3/h	0,008	0,001	0,075
Pressão no Ponto de Injeção	barg	5,0	5,0	5,0
Temperatura Operacional	^oC	30	30	30
Configuração do sistema	%	1 x 100%	1 x 100%	1 x 100%

O material considerado para o pacote de injeção química (tanques atmosféricos, linhas, válvulas e acessórios) é o cloreto de polivinil clorado, que apresenta boa resistência para os três químicos do sistema. As bombas dosadoras foram consideradas em aço inoxidável AISI 316 e com diafragma em material compatível com cada produto químico.

3.2.CÁLCULO DOS CUSTOS E AVALIAÇÃO ECONÔMICA - CAPCOST

Para a análise financeira da planta de OI, foi utilizada a ferramenta CAPCOST. A composição dos cálculos segue conforme os passos apresentados a seguir.

a) Informações dos equipamentos principais da planta

A primeira etapa do sistema é a inserção dos dados de cada equipamento presente na planta. As informações sobre o dimensionamento dos equipamentos vêm da análise técnica apresentada no item 3.1. Os resultados de custo obtido para cada equipamento é apresentado na Tabela 15 e Tabela 16, com os valores em dólares americanos (USD).

Tabela 15: Lista de equipamentos, principais parâmetros de cálculo e custos.

Filtros	**Tipo**	**Área (m^2)**	**Unidades Sobressalentes**	**Material do Equipamento**	**Número de Cartuchos**	**C_P^o (USD)**	**C_{BM} (USD)**
Fr-101	Cartucho	100	-	Aço Inox	24	$78.000,00	$129.000,00
Fr-102	Cartucho	100	-	Aço Inox	24	$78.000,00	$129.000,00
Fr-103	Cartucho	100	-	Aço Inox	24	$78.000,00	$129.000,00
Fr-104	Cartucho	25	-	Aço Inox	3	$26.900,00	$ 44.300,00
Bombas + Motores	**Tipo**	**Potência (kW)**	**Unidades Sobressalentes**	**Material do Equipamento**	**Pressão de Descarga (barg)**	**C_P^o**	**C_{BM}**
P-101	Centrífuga	17,9	-	Aço Inox	4,4	$ 7.060,00	$ 35.100,00
P-102	Centrífuga	17,9	-	Aço Inox	4,4	$ 7.060,00	$ 35.100,00
P-103	Centrífuga	17,9	-	Aço Inox	4,4	$ 7.060,00	$ 35.100,00
P-104	Centrífuga	166	-	Aço Inox	44,5	$26.100,00	$193.000,00
P-105	Centrífuga	166	-	Aço Inox	44,5	$26.100,00	$193.000,00
P-106	Centrífuga	166	-	Aço Inox	44,5	$26.100,00	$193.000,00
P-107	Deslocamento Positivo	0,002	1	Aço Inox	5	$ 8.490,00	$ 46.700,00
P-108	Deslocamento Positivo	0,001	1	Aço Inox	5	$ 8.490,00	$ 46.700,00
P-109	Deslocamento Positivo	0,017	-	Aço Inox	5	$ 4.250,00	$ 23.300,00
P-110	Centrífuga	5,3	-	Aço Inox	5	$ 4.570,00	$ 22.700,00
Tanques	**Orientação**	**Altura (m)**	**Diâmetro (m)**	**Material do Equipamento**	**Pressão Operacional (barg)**	**C_P^o**	**C_{BM}**
V-101	Vertical	2	2	PRFV	Atm	$11.900,00	$ 64.300,00
V-102	Vertical	2,25	1,75	PRFV	Atm	$10.800,00	$ 58.700,00
V-103	Vertical	1,1	1	PRFV	Atm	$ 4.170,00	$ 33.000,00
V-104	Vertical	1,78	0,85	PRFV	Atm	$ 4.470,00	$ 35.400,00

Tabela 16: Continuação da Tabela 15 - Lista de equipamentos, principais parâmetros de cálculo e custos.

Vasos de pressão	Orientação	Comprimento (m)	Diâmetro (m)	Material do Equipamento	Pressão Operacional (barg)	C_P^o (USD)	C_{BM} (USD)
V-105	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-106	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-107	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-108	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-109	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-110	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-111	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-112	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-113	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-114	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-115	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-116	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-117	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-118	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
V-119	Horizontal	6,58	0,33	PRFV	41	$ 4.160,00	$ 26.400,00
Membranas	**Descrição**	**-**	**-**	**-**	**-**	**C_P^o (USD)**	**C_{BM} (USD)**
Z-101	Elementos de Membrana	-	-	-	-	$56.550,00	$ 56.550,00
				Custo Total (USD)			**$1.842.400,00**

Os valores utilizados como base dos cálculos do custo dos equipamentos, custo do módulo e custo total, estão baseados nas tabelas de valores adotados no ano de 2008, CEPCI=387, de acordo com Turton et al. (2012). Para a correção destes valores para os números atuais, foi utilizada a correlação indicada no item 2.4.2, com o índice de 2017, CEPCI=592 de acordo com *Chemical Engineering Online*, 2018. Com base nos equipamentos inseridos na etapa I, tem-se a estimativa para os custos das utilidades necessárias, conforme Tabela 17.

Tabela 17: Custo anual de utilidades da Planta de Osmose Inversa.

Equipamento	Custo total do Módulo (USD)	Custo *Grass Roots* (USD)	Utilidade Requerida	Eficiência	Consumo	Custo Anual (USD/y)
Fr-101	$ 152.000,00	$191.000,00	Não Aplicável (NA)	NA	NA	-
Fr-102	$ 152.000,00	$191.000,00	NA	NA	NA	-
Fr-103	$ 152.000,00	$191.000,00	NA	NA	NA	-
Fr-104	$ 52.300,00	$ 65.700,00	NA	NA	NA	-
P-101	$ 41.400,00	$ 52.800,00	Eletricidade	0,75	23,9 kilowatts	$ 6.240,00
P-102	$ 41.400,00	$ 52.800,00	Eletricidade	0,75	23,9 kilowatts	$ 6.240,00
P-103	$ 41.400,00	$ 52.800,00	Eletricidade	0,75	23,9 kilowatts	$ 6.240,00
P-104	$ 228.000,00	$270.000,00	Eletricidade	0,75	221,0 kilowatts	$ 57.800,00
P-105	$ 228.000,00	$270.000,00	Eletricidade	0,75	221,0 kilowatts	$ 57.800,00
P-106	$ 228.000,00	$270.000,00	Eletricidade	0,75	221,0 kilowatts	$ 57.800,00
P-107	$ 55.100,00	$ 68.800,00	Eletricidade	0,75	0,003 kilowatts	$ 0,70
P-108	$ 55.100,00	$ 68.800,00	Eletricidade	0,75	0,001 kilowatts	$ 0,35
P-109	$ 27.500,00	$ 34.400,00	Eletricidade	0,75	0,023 kilowatts	$ 5,92
P-110	$ 26.800,00	$ 34.400,00	Eletricidade	0,75	7,1 kilowatts	$ 1.850,00
V-101	$ 76.000,00	$100.000,00	NA	NA	NA	-
V-102	$ 69.300,00	$ 91.000,00	NA	NA	NA	-
V-103	$ 38.900,00	$ 47.400,00	NA	NA	NA	-
V-104	$ 41.700,00	$ 50.800,00	NA	NA	NA	-
V-105	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-106	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-107	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-108	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-109	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-110	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-111	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-112	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-113	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-114	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-115	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-116	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-117	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-118	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
V-119	$ 31.100,00	$ 37.400,00	NA	NA	NA	-
Z-101	$ 66.700,00	$ 95.000,00	NA	NA	NA	-
Total (USD)	**$2.240.000,00**	**$ 60.000,00**	**-**	**-**	**-**	**$ 194.000,00**

b) Indicação das matérias-primas e produtos

Nesta etapa, são inseridas todas as informações sobre vazões e preços de cada matéria-prima e produto gerado pela planta. A tabela com os valores e quantitativos de cada corrente é apresentada na Tabela 18 e Tabela 19.

Tabela 18: Informações sobre as correntes do processo para a avaliação econômica pelo Método do Fluxo de Caixa.

Nome do Material	Classificação	Preço (USD/kg)	Vazão (kg/h)	Custo Anual (USD/y)
Vinhaça Bruta	Matéria Prima	-	285.750,00	-
Água de Reúso	Produto	0,0005	55.000,00	(118.800,00)
Vinhaça Concentrada	Produto	0,0023	222.885,00	(2.214.585,00)
Sequestrante de Cloro (CAS 7631-90-5)	Consumível (Produto Químico)	4,72	9,65	196.818,00
Biocida de Membrana (CAS 3252-43-5)	Consumível (Produto Químico)	4,46	1,16	22.261,00
Anti-incrustante (CAS 22042-96-2)	Consumível (Produto Químico)	5,00	1,69	36.558,00

Tabela 19: Informações sobre as correntes do processo para a avaliação econômica pelo Método Monte Carlo.

Nome do Material	Classificação	Preço (USD/kg)	Vazão (kg/h)	Custo Anual (USD/y)
Vinhaça Bruta	Matéria Prima	-	285.750,00	-
Água de Reúso	Produto	0,0005	55.000,00	(118.800,00)
Vinhaça Concentrada	Produto	0,0025	222.885,00	(2.214.585,00)
Sequestrante de Cloro (CAS 7631-90-5)	Consumível (Produto Químico)	4,72	9,65	196.818,00
Biocida de Membrana (CAS 3252-43-5)	Consumível (Produto Químico)	4,46	1,16	22.261,00
Anti-incrustante (CAS 22042-96-2)	Consumível (Produto Químico)	5,00	1,69	36.558,00

A referência utilizada para a fixação dos preços de venda da água de reúso foi de 50% do valor comercial da água tratada, que apresenta uma média de 3,16 R$/m³ de água (1,58 USD/m³). Já o preço de venda do vinhoto concentrado, foi determinado de forma que a rentabilidade do projeto fosse atingida a partir do décimo ano de operação, considerando horizonte operacional de 20 anos, para os dois métodos avaliados, Fluxo de Caixa e Monte Carlo.

c) Premissas adotadas para a análise econômica

Nesta etapa, são inseridas as informações seguintes:

- Custos com a compra do terreno – Para este investimento o terreno da planta tem custo zero, pois foi considerada a premissa de que a construção se realizará no terreno na destilaria já existente, como uma empresa anexa;
- Tributação aplicável – De maneira geral, o intervalo de tributação aplicável para a avaliação econômica de uma planta fica entre 40 e 50%. Para o presente estudo foi adotado o valor de 45%;
- Taxa anual de Juros – Premissa de 10%;
- Vida útil da planta – O horizonte de análise do projeto tem como base o tempo de vida útil da planta, que está estimado em 20 anos de operação;
- Valor residual – Este parâmetro representa o valor gasto com o terreno avaliado no final da vida útil da planta. Valor calculado;
- Capital de Trabalho – Valor Calculado;
- Capital Fixo de Investimento – Valor Calculado;

As premissas adotadas para as distribuições triangulares dos fatores probabilísticos, valores de mínimo, base e de máximo de cada parâmetro variável, está apresentado na Tabela 20. Como há incertezas nas previsões do Capital Fixo de Investimento (FCI_L), na Receita gerada e no valor do Capital de Trabalho, estes foram os fatores probabilísticos considerados para a simulação pelo Método Monte Carlo.

Tabela 20: Fatores probabilísticos e premissas adotadas para as distribuições triangulares.

Parâmetro	Valor Mínimo (USD)	Valor Médio (USD)	Valor Máximo (USD)
Capital Fixo de Investimento (FCI_L)	$ 2.208.000,00	$ 2.760.000,00	$ 3.588.000,00
Receita Anual	$ 2.192.588,60	$ 2.579.516,00	$ 2.837.467,60
Capital de Trabalho	$ 331.200,00	$ 414.000,00	$ 496.800,00

Os resultados dos cálculos para o Valor Residual, Capital de Trabalho, Capital Fixo de Investimento, assim como os fatores de Módulo e *Grass Roots,* considerando as premissas adotadas, são apresentados na Tabela 21.

Tabela 21: Resultados obtidos pelas premissas adotadas para a avalição econômica.

Valor Residual (USD)	$ 276.000,00
Capital de Trabalho (USD)	$ 414.000,00
FCI_L (USD)	$ 2.760.000,00
Fator Total de Módulo	1,18
Fator *Grass Roots*	0,5

A planta em questão representa um investimento *Grass Roots*, pois se refere a uma instalação completamente nova, na qual a construção se inicia em terras não preparadas/desenvolvidas. Os resultados dos cálculos econômicos que embasam a análise de custo são apresentados na Tabela 22..

Tabela 22: Resultado dos Cálculos utilizando as equações apresentadas no item 2.8.2.

Receita de Vendas (USD/y)	$ 2.752.293,00
C_{RM} - Custos com Matéria Prima e Consumíveis (USD/y)	$ 255.638,00
C_{UT} - Custo com Utilidades (USD/y)	$ 194.000,00
C_{WT} - Custo com Tratamento de Efluentes (USD/y)	-
C_{OL} - Custo com Equipe Operacional (USD/y)	$ 317.400,00

d) Definição da vida útil e período de construção da Planta

Para o presente trabalho, foi assumido que o período de construção da planta é de aproximadamente 2 anos, com execução de 60% do projeto no primeiro ano e de 40% no segundo ano. A vida útil da planta foi estimada para 20 anos.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. AVALIAÇÃO PELO DIAGRAMA DO FLUXO DE CAIXA

A simulação e análise de fluxo de caixa do projeto foram realizadas utilizando-se a ferramenta CAPCOST, levando-se em consideração o critério de caixa para a avaliação. Os parâmetros que compuseram a análise foram: critério de lucratividade na base descontada, investimento anual simples e depreciação da planta em 20 anos, que representa o horizonte o deste estudo. A vista da seleção dos parâmetros é apresentada na Figura 15.

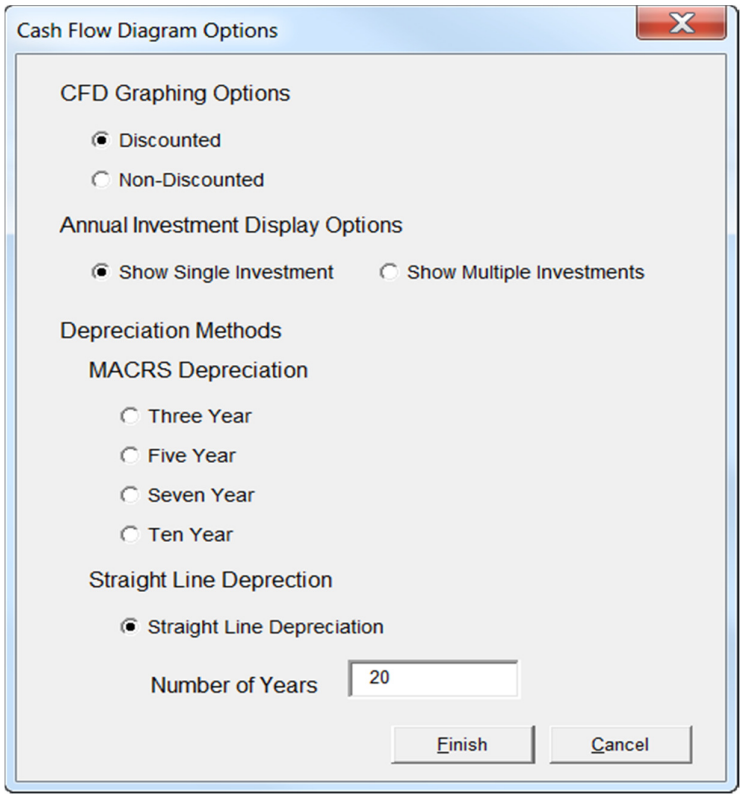


Figura 13: Parâmetros considerados para a análise de fluxo de caixa.

Com os valores apresentados no item 3.2 e os parâmetros considerados, foram realizadas as simulações para gerar o gráfico final da análise do fluxo de caixa do projeto. O processo ocorreu por meio da escolha dos valores de venda dos produtos gerados (água e vinhoto concentrado), para que o VPL da planta fosse zerado em 10 anos admitindo-se uma

taxa de juros anual de 10%. Os preços obtidos para os produtos água e vinhoto concentrado foram de 0,0005 e 0,0029 dólares por kg de produto, respectivamente.

Os resultados obtidos estão apresentados no diagrama da Figura 14. Com isso, para as condições adotadas, o valor presente líquido (VPL) ao final do projeto em 20 anos de produção será de 1,74 milhões de dólares, a taxa de retorno do fluxo de caixa será de 17,52% e o período de retorno (pelo método descontado) será de 6,6 anos.

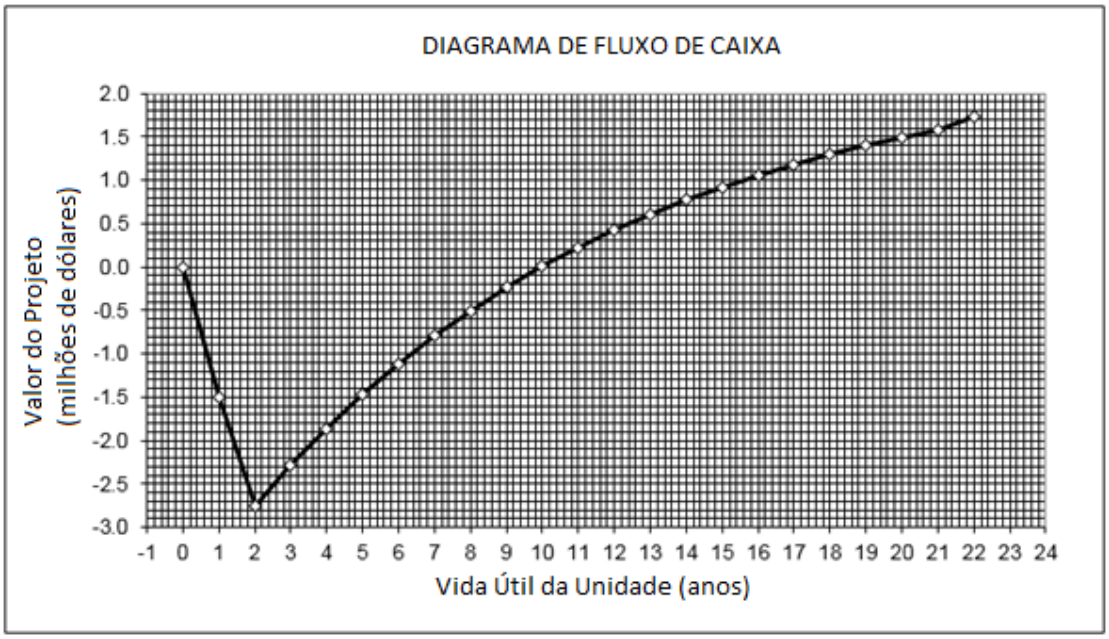


Figura 14: Diagrama do fluxo de caixa do projeto e VPL (*Project Value*)

4.2.AVALIAÇÃO PELO MÉTODO DE MONTE CARLO

Para análise econômica da planta utilizando o método de Monte Carlo, também via ferramenta CAPCOST, foram considerados os parâmetros similares à análise pelo diagrama do fluxo de caixa: depreciação da planta em 20 anos, como mostra a Figura 15.

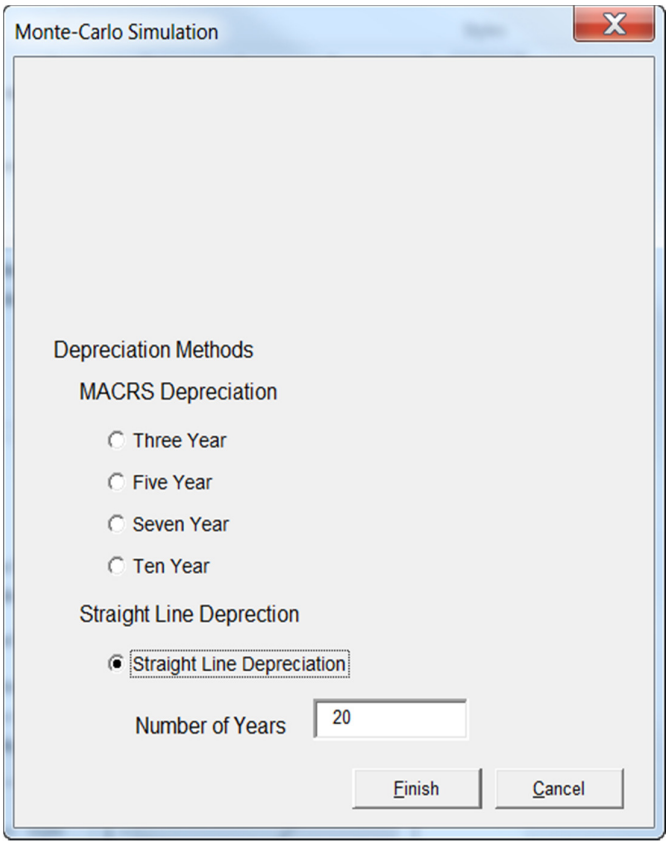
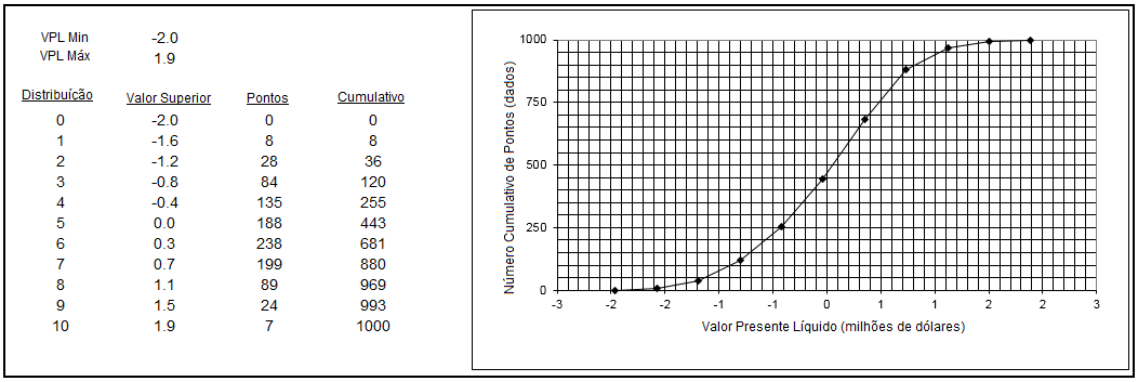


Figura 15: Parâmetros considerados para a análise de Monte Carlo.

Com os valores apresentados no item 0 e os parâmetros considerados, foram realizadas as simulações pelo Método de Monte Carlo. O processo ocorreu por meio da escolha dos valores de venda dos produtos gerados (água e vinhoto concentrado) e análise com base nos fatores probabilísticos conforme os limites da distribuição triangular apresentados na Tabela 20. Foi assumida também, uma taxa anual de juros de 10% e horizonte operacional de 20 anos, assim como no método anterior. Esta simulação gerou seis diferentes gráficos para análise.

a) Dados do Valor Presente Líquido

O gráfico da Figura 16 apresenta a curva de probabilidade cumulativa resultante da simulação estatística para distribuição do valor presente líquido do projeto (VPL). O VPL representa um dos critérios de rentabilidade para a análise econômica, e neste presente estudo, a simulação foi realizada amostrando valores de venda dos produtos que representassem VPL da planta zerado em 10 anos, ou seja, para que o retorno do investimento seja alcançado em 10 anos. Com isso, tem-se como resultado, um projeto com expectativa de rentabilidade de até 1,9 milhões de dólares ao fim de sua vida operacional (20 anos).



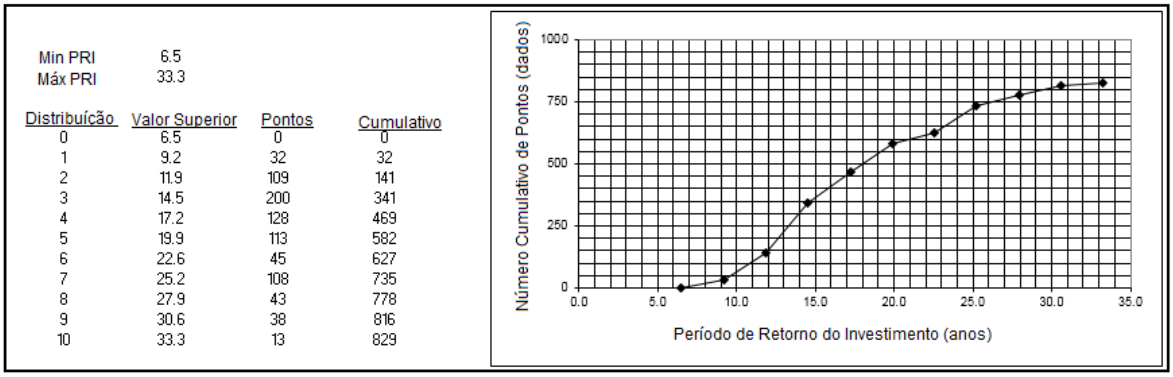
VPL Min	-2.0
VPL Máx	1.9

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	-2.0	0	0
1	-1.6	8	8
2	-1.2	28	36
3	-0.8	84	120
4	-0.4	135	255
5	0.0	188	443
6	0.3	238	681
7	0.7	199	880
8	1.1	89	969
9	1.5	24	993
10	1.9	7	1000

Figura 16: Dados da Distribuição de Valor Presente Líquido.

b) Período de Retorno (Método Descontado)

Os dados gerados para o período de retorno do investimento (*Payback Period*) são apresentados na Figura 17. Foi considerado o método de avaliação usando a taxa de retorno descontada para a avaliação final, pois esta é a mais indicada para a estimativa da atratividade de uma oportunidade de investimento, sendo mais realista para a avaliação do período mínimo de retorno. De acordo com os resultados apresentados no gráfico da Figura 17, o período mínimo para retorno da planta de OI é de 6,5 anos.



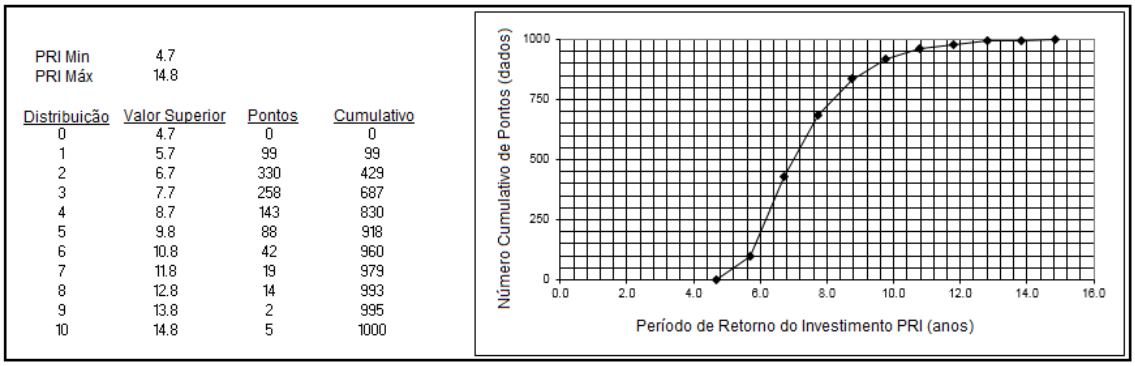
Min PRI	6.5
Máx PRI	33.3

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	6.5	0	0
1	9.2	32	32
2	11.9	109	141
3	14.5	200	341
4	17.2	128	469
5	19.9	113	582
6	22.6	45	627
7	25.2	108	735
8	27.9	43	778
9	30.6	38	816
10	33.3	13	829

Figura 17: Período de Retorno (Método Descontado).

c) Período de Retorno (Livre, sem desconto)

De acordo os resultados apresentados no gráfico da Figura 18, o período mínimo para retorno da planta de OI é de 4,7 anos, o período máximo fica em 14,8 anos. Porém, por haver grande proximidade nos valores após os 10 anos de operação, pode-se entender que o período de retorno mais longo está por volta dos 11 anos.



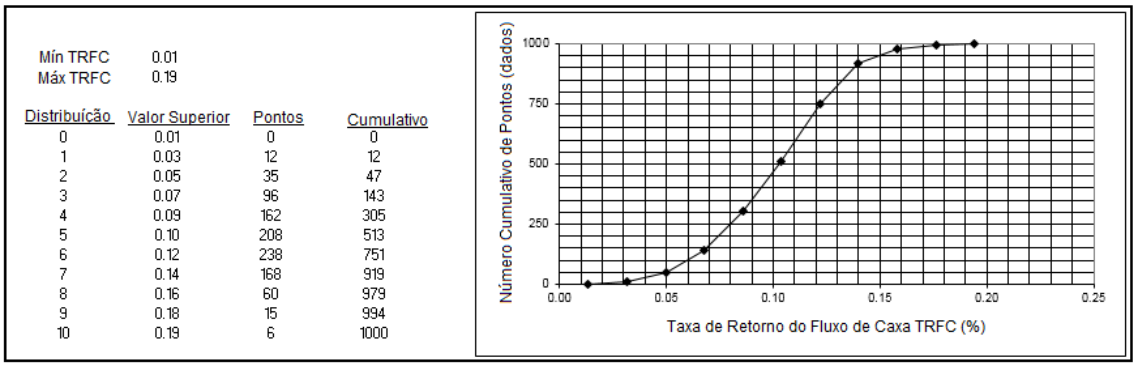
PRI Min	4.7
PRI Máx	14.8

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	4.7	0	0
1	5.7	99	99
2	6.7	330	429
3	7.7	258	687
4	8.7	143	830
5	9.8	88	918
6	10.8	42	960
7	11.8	19	979
8	12.8	14	993
9	13.8	2	995
10	14.8	5	1000

Figura 18: Período de Retorno.

d) Dados sobre Taxa de Retorno do Fluxo de Caixa – Método Descontado

O gráfico apresentado na Figura 19, mostra a maior taxa de desconto na qual um projeto pode ainda se equilibrar. Esta taxa de juros interna é geralmente determinada pela administração, e representa a taxa de retorno mínima aceitável para este novo investimento, a planta de OI. Neste caso, as taxas de desconto mínimo e máximo são de 1% e 19%.



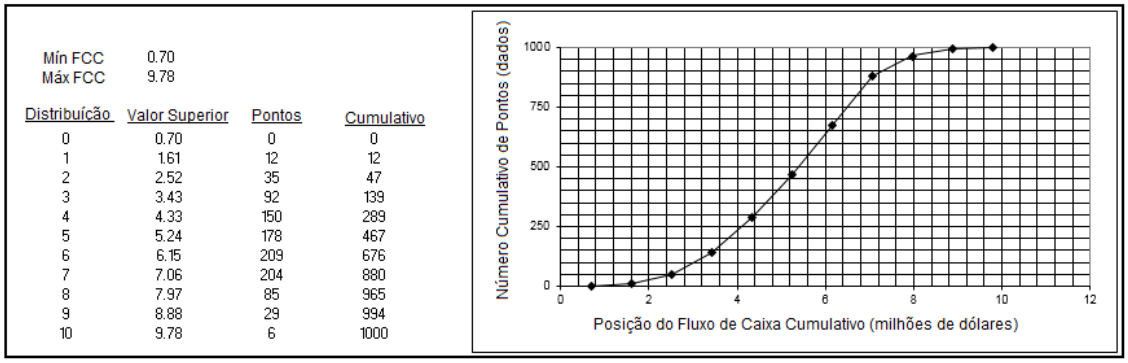
Mín TRFC 0.01
Máx TRFC 0.19

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	0.01	0	0
1	0.03	12	12
2	0.05	35	47
3	0.07	96	143
4	0.09	162	305
5	0.10	208	513
6	0.12	238	751
7	0.14	168	919
8	0.16	60	979
9	0.18	15	994
10	0.19	6	1000

Figura 19: Dados sobre Taxa de Retorno de Fluxo de Caixa – Método Descontado.

e) Dados sobre o posicionamento do Fluxo de Caixa Cumulativo

O fluxo de caixa cumulativo, apresentado na Figura 20, representa o valor do projeto no final de sua vida útil. A estimativa mais baixa fica em torno de 0,70 milhões de dólares e a mais alta 9,78 milhões de dólares. Sendo que o valor médio esperado, e mais próximo da realidade, seja 5,5 milhões de dólares.



Mín FCC 0.70
Máx FCC 9.78

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	0.70	0	0
1	1.61	12	12
2	2.52	35	47
3	3.43	92	139
4	4.33	150	289
5	5.24	178	467
6	6.15	209	676
7	7.06	204	880
8	7.97	85	965
9	8.88	29	994
10	9.78	6	1000

Figura 20: Dados sobre o posicionamento do Fluxo de Caixa Cumulativo

f) Taxa de Retorno sobre o Investimento

A taxa de retorno do investimento é um dos parâmetros mais importantes na avaliação de um novo investimento. No estudo de viabilidade da planta de OI, tem-se a taxa de retorno mínima e máxima de 1% e 21%, respectivamente, conforme mostra a Figura 21.

Este parâmetro é calculado pela média anual de lucro líquido pelo capital fixo de investimento e não apresenta taxa descontada.

TRI Mín 1%
TRI Máx 21%

Distribuição	Valor Superior	Pontos	Cumulativo
0	1%	0	0
1	3%	24	24
2	5%	77	101
3	7%	146	247
4	9%	205	452
5	11%	225	677
6	13%	195	872
7	15%	84	956
8	17%	30	986
9	19%	8	994
10	21%	6	1000

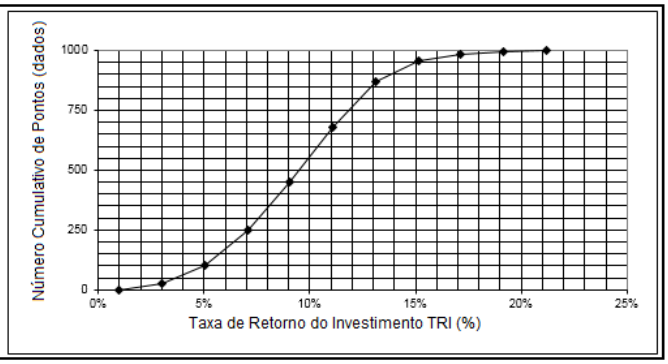


Figura 21: Taxa de Retorno sobre o Investimento.

5. CONCLUSÃO

A presente dissertação teve como objetivo a avaliação técnica e econômica de uma planta plausível de Osmose Inversa para o tratamento de vinhoto de destilaria típica de etanol de cana-de-açúcar. Os produtos são água de reúso e vinhoto concentrado. As premissas adotadas para o estudo incluíram operação da planta com taxa interna de juros de 10% e com preço de venda dos produtos para que o valor presente líquido seja nulo em 10 anos, de forma a comprovar a atratividade do projeto.

Com o preço de venda dos produtos nos valores de 0,0005 dólares por kg de água de reúso e aproximadamente 0,0025 dólares por kg de vinhoto concentrado, foi atingido um VPL final positivo e com valores próximos para os dois tipos de análise, Métodos Monte Carlo e do Fluxo de Caixa, o que sinaliza a rentabilidade do projeto. A taxa de juros anual adotada (10% a.a.) para a simulação VPL determinística está de acordo com a distribuição dos valores obtidos para a taxa interna de retorno na análise probabilística de Monte-Carlo com mínimo e máximo obtidos de 1% e 19%, respectivamente.

Os resultados do estudo de caso mostram também, um projeto com retorno de investimento positivo, com taxa de retorno entre 1% e 21% para método Monte Carlo e 17,52% para o método do fluxo de caixa acumulado. Com base nestes valores, a projeção do fluxo de caixa acumulado na vida útil da planta poderá atingir 9,78 milhões de dólares.

De acordo com ambos os métodos, Monte Carlo e do Fluxo de Caixa, o período mínimo de retorno do projeto é de 4,7 anos e 6,6 anos, respectivamente. Este cenário confirma que o investimento trará, além do benefício ambiental, um retorno econômico satisfatório ao longo dos 20 anos de operação da planta.

A proposta do estudo de caso apresentado é analisar alternativas para as empresas Sucroalcooleiras considerando a venda dos produtos obtidos no tratamento do vinhoto por Osmose Inversa. Porém, há também a possibilidade de reutilização da água no próprio processo de produção do etanol, se este parecer mais rentável e oportuno à destilaria.

Como recomendação de trabalhos futuros, pode ser citado o dimensionamento detalhado da planta de OI para o tratamento do vinhoto, e a simulação das membranas a serem utilizadas, para que as condições operacionais sejam corretamente definidas e o projeto seja maximizado em termos de custo e desempenho.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Acionista. **CAPEX & OPEX**, Jan. 2017. Disponível em: <http://www.acionista.com.br/mercado/ebook-acionistacombr-capex-e-opex-2017.pdf>. Acesso em: 17 Dez. 2017.

Bastos, V. D. Biorrefinarias, biocombustíveis e química renovável: revolução tecnológica e financiamento. **Revista do BNDS**, 85-138, 2012.

Coelho, B. **Fermentação Etanólica**. pp. 407-463.

Costa, W. L., & Bocchi, M. L. Aplicações do Bagaço da Cana-de-Açúcar Utilizadas na Atualidade. **Ciência & Tecnologia**, Jaboticabal (SP), v.4, n.1, 2012.

Couallier, E. M. et al. Usefulness of reverse osmosis in the treatment of condesates arising from the concentration of distillery vinasses. **Desalination**. n. 196, p. 306-317, 2006.

Da Silva, G. A. **Avaliação das tecnologias de disposição de vinhaça de cana de açúcar quanto ao aspecto de desenvolvimento ambiental e econômico**. Tese de Doutorado, Escola de Engenharia de São Carlos - USP, São Carlos (SP), 2011.

Da Silva, M. A. et al. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande (PB), v.11, n.1, p.108-114, 2007.

Dantas, G. A. **O Impacto dos Créditos de Carbono na Rentabilidade da Co-Geração Sucroalcooleira Brasileira.** Dissertação (Mestrado em economia política da energia e do meio ambiente). Lisboa, Portugal, 2008.

Dow-FILMTEC. Liquid Separations. **Technical Manual of Membranes**. 2005.

E.Vanzella, et al. Processo fermentativo na indústria sucroalcooleira. **Acta Iguazu**.Cascavel (PR), v.3, n.1, p. 50-58, 2014.

EPE. **Oferta de Biocombustíveis Líquidos**. Empresa de Pesquisa Energética - EPE. 2008.

Farrugia, B. **Membranas de Osmose Reversa: aplicações e novidades do mercado**. Revista TAE, 2013. Disponível em: <http://www.revistatae.com.br/6637-noticias>. Acesso em: 11 Jul. 2017.

Fernandes, A. C. **Como é feito o processamento da cana-de-açúcar nas usinas**. *Nova Cana*. Disponível em: <https://www.novacana.com/usina/como-e-feito-processamento-cana-de-acucar/>. Acesso em: 27 Mar. 2017.

Glauber J. C. Gava, H. P. **Educação ambiental em recursos hídricos**. Disponível em: <http://www.maenatureza.org.br/projetoeducando/folders/poster6_brasil_aguas/>. Acesso em: 26 Fev. 2017.

Gomes, M. T. M. S. et al. Concentração da vinhaça por microfiltração seguida de nanfiltração com membranas. **Pesquisa Agropecuária Brasileira**. Brasília (DF), v.46, n.6, p.633-638, Jun. 2011.

Mierzwa, J. C. **O uso racional e o reúso como ferramentas para o gerenciamento de águas e efluentes na indústria - Estudo de caso da Kpdak Brasileira**. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2002.

Kawa, L. **Resíduos da produção de cana de açúcar**. Química, Meio Ambiente e Edificações, 09 Out. 2007. Disponível em: <http://professoralucianekawa.blogspot.com.br/2014/10/residuos-da-producao-de-cana-de-acucar.html> Acesso em: 13 Maio 2015.

Lazaro, C. Z. **Influência da concentração de substrato e da temperatura na produção de hidrogênio a partir de vinhaça de cana-de-açúcar.** Tese (Doutorado em Ciências) - Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos (SP), 2012.

Lora, E. S. **Eletricidade a partir do bagaço de cana**. Biomassa – Energia dos trópicos em Minas Gerais, pp. 59-81. 2001.

Nataraj, S. K. et al. Distillery wastewater treatment by the membrane-based nanofiltration and reverse osmosis processes. **Water Research**. Dharwad, Índia. n.40, p. 2349-2356, 2006.

Neto, A. E. **Gestão de Recursos hídricos nas indústria canavieira**. UNICA - União da Indústria de Cana-de-açúcar. 2013. Disponível em: <http://www.unica.com.br/download.php?idSecao=17&id=12610505>. Acesso em: 26 Fev. 2017.

Neto, A. E. **Resíduos urbanos e agrícolas: energia,reciclagem de nutrientes e produção de fertilizantes.** In: Estado da Arte da Vinhaça. 2º Workshop, 2016, Campinas (SP). Disponível em: <http://www.agropolocampinasbrasil.org/eventos/2_workshop_bioeconomia.html>. Acesso 30 maio.2017.

Oliveira, S. et al. Reutilização da vinhaça na Pioneiros Bioenergia S/A sob a ótica da visão baseada em recursos e da inovação sustentável. **Revista Pretexto**, v.12, n.1, 2011.

Padilha, A. F. **Materiais de Engenharia: Microestrutura e Propriedades**. Edição eletrônica, Curitiba: Hemus S.A, 2000.

Paoliello, J. M. **Aspectos Ambientais e Potencial Energético no Aproveitamento de Resíduos da Indústria Sucroalcooleira**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Indústrial), Faculdade de Engenharia da UNESP, Bauru (SP), 2006.

Paulino, J. et al. Estudo Exploratório do uso da vinhaça ao longo do tempo. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. Campina Grande (PB), v.15, n.3, p.244-249, 2011.

Rego, E. E., Hernandez, F. D. M. **Eletricidade por digestão anaeróbia da vinhaça de cana-de-açúcar: contornos técnicos, econômicos e ambientais de uma opção**. In: Encontro de Energia no Meio Rural, 2006, Campinas (SP). Disponível em: <http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022006000100053&lng=en&nrm=abn>. Acesso em: 05 Dez. 2017.

Rodrigues, E. **Revista do Aço: Aplicação em Usinas de Açucar e Alcool**. 11 Jun 2013. Disponível em: <http://www.revistadoaco.com.br/aco-inoxidavel-aplicacao-em-usinas-de-acucar-e-alcool/>. Acesso em: 10 Dez. 2017.

Rosa, M. F. et al. **Valorização de Resíduos da Agroindústria**. In: II Simpósio Internacional sobre Gerenciamento de Resíduos Agropecuários e Agroindustriais – II SIGERA, março 2011, Foz do Iguaçu (PR), 2011. p. 98-205. Disponível em: < http://www.sbera.org.br/2sigera/obras/p12.pdf>. Acesso em: 08 Nov. 2015.

Ryan, D. et al. Integrated biorefinery wastewater design. **Chemical Engineering Research and Design**. Sydney, Australia. n.87, p. 1261-1268, 2009.

Sessa, T. C. **Avaliação da Utilização da Cinza do Bagaço de Cana-de-Açúcar em Concreto Usado Em Construções Residenciais de Menor Impacto**. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia Civil), Escola Politécnica, UFRJ, Rio de Janeiro (RJ), 2013.

Simões, C. L. N. et al. Estudo da viabilidade econômica da concentração de vinhoto através de osmose inversa. **XXIV Encontro Nacional de Engenharia de Produção**. Florianópolis (SC), 2004.

Souza, P. H. T. O. **Rede Neural artificial para monitoramento em tempo real da concentração de potássio na vinhaça *in natura***. Dissertação (Mestrado em Sistemas Dinâmicos) - Departamento de Engenharia Elétrica, Escola de Engenharia de São Carlos, USP, São Carlos (SP), 2010.

Turton R., et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 4th ed. New Jersey: Prentice Hall Int. 2012.

APÊNDICE A **– Fluxograma de Processo da Planta de Osmose Inversa**

P-101/P102/P-103
BOMBAS DE ALIMENTAÇÃO DOS FILTROS CARTUCHO
3X50%

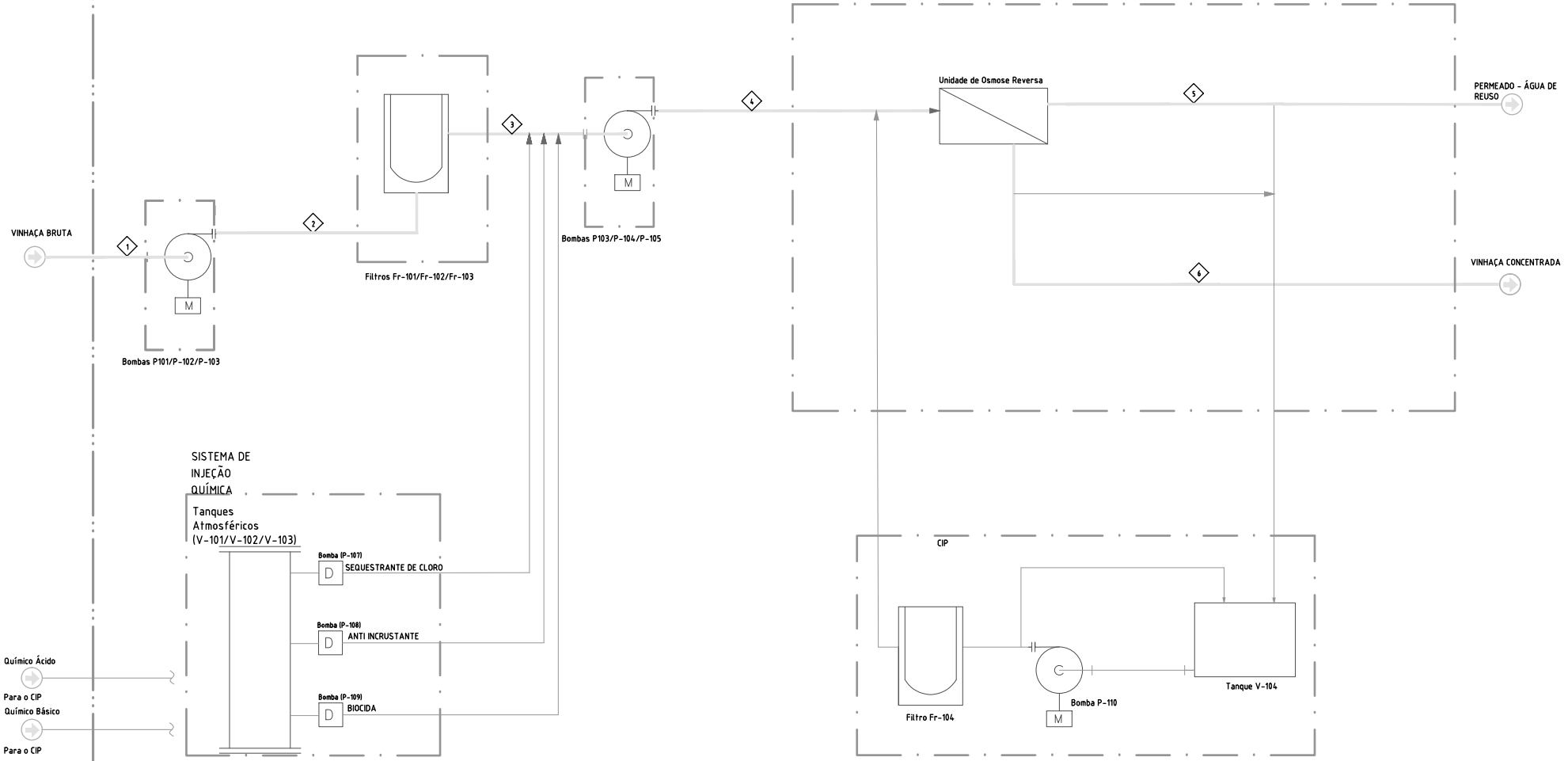
Fr-101/Fr-102/Fr-103
FILTROS CARTUCHO
3X50%

P-103/P-104/P-105
BOMBA DE ALIMENTAÇÃO DA OSMOSE REVERSA (ALTA PRESSÃO)
3X50%

Fr-104/P-110/V-104
SISTEMA DE LIMPEZA DAS MEMBRANAS (CIP)
1X100%

UNIDADE DE OSMOSE REVERSA
1X100%

SISTEMA DE INJEÇÃO QUÍMICA
1X100%



Correntes	1	2	3	4	5	6
Fluido	Vinhaça Bruta	Vinhaça Bruta	Vinhaça Filtrada	Vinhaça Filtrada	Permeado	Vinhaça Concentrada
Vazão (m^3/h)	250,0	250,0	250,0	250,0	55,0	195,0
Pressão Operacional Máx (barg)	1,0	5,0	2,0	41,0	1,0 - Após Válvula de Controle	1,0 - Após Válvula de Controle
Temperatura Operacional (^oC)	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0