



**ÂNGELO GONZAGA PURGATTO
DÉBORAH ARAÚJO DO NASCIMENTO
ISABELLA BRITO GOMES
JOANNA DE PAULA RODRIGUES**

**SIMULAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ETANOL COMO
COMBUSTÍVEL**

BRASÍLIA

2016



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

INSTITUTO DE QUÍMICA

**ÂNGELO GONZAGA PURGATTO
DÉBORAH ARAÚJO DO NASCIMENTO
ISABELLA BRITO GOMES
JOANNA DE PAULA RODRIGUES**

SIMULAÇÃO DA PRODUÇÃO DE ETANOL COMO COMBUSTÍVEL

Projeto de Graduação apresentado à Divisão de Química Tecnológica do Instituto de Química da Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador : Prof. Dr. José Joaquin Linares León

BRASÍLIA

2016

Esse Projeto de Graduação foi apresentado no dia 06 de Julho de 2016 e aprovado pelos doutores:

Prof. Dr. José Joaquin Linares León - Orientador

Prof. Dr. Fabrício Machado Silva

Profª. Dra. Simone Monteiro e Silva

Agradecimentos

À Deus que em primeiro lugar nos permitiu concluir esse trabalho.

Aos nossos familiares que nos apoiaram incondicionalmente e sem os quais não conseguiríamos enfrentar todos os desafios, principalmente àqueles que souberam entender as nossas ausências e nos incentivaram à persistir.

Aos nossos sinceros amigos e “consultores” que sempre estiveram presentes proporcionando momentos mais que agradáveis.

Aos nossos professores e mestres, que tiveram a generosidade de compartilhar conhecimentos e experiências.

E em especial, aos nossos professores Prof. Dr. José Joaquin Linares León e Prof. Dr. Fabrício Machado Silva, que souberam nos guiar desde o início do curso até a conclusão desse Projeto de Graduação, o qual sem o seu apoio não seria possível.

“O futuro pertence àqueles que acreditam na força de seus sonhos e no poder de Deus em suas vidas.”

RESUMO

A crescente demanda por novas fontes energéticas, aliada às pressões sócio-ambientais por uma cultura produtiva menos agressiva ao meio ambiente tem contribuído para o desenvolvimento e incentivo à busca de fontes renováveis. Nesse contexto, a produção de etanol hidratado como combustível, a partir da cana-de-açúcar, se destaca por ser um processo bastante conhecido e estudado, uma alternativa ao uso de derivados do petróleo. Em razão da sua importância econômica no cenário brasileiro e mundial, nesse projeto de graduação, a partir da utilização do software de simulação ASPEN HYSYS[®], fez-se a modelagem e simulação de um processo industrial voltado a produção de etanol hidratado a partir do caldo oriundo da cana, previamente tratado e livre de impurezas. Esse trabalho foi dividido em 4 áreas: etapa anterior à Fermentação, etapa de Fermentação, etapa posterior à Fermentação e etapa de Destilação. Em cada uma dessas etapas, deu-se maior ênfase às operações unitárias mais importantes do processo. Além disso, alguns equipamentos foram destacados conforme a sua função para o processo como: o biorreator na etapa de Fermentação e a coluna de destilação convencional na etapa de Destilação. Para o primeiro, utilizou-se os parâmetros mais usualmente encontrados na literatura, necessários para o projeto do reator do tipo mistura perfeita ou CSTR. Já para a coluna, foi realizado um estudo de otimização econômica buscando a melhor relação taxa de refluxo em função do número de pratos teóricos. A quantidade de pratos que possibilitou menor investimento total, considerando o recipiente torre, pulmão separador, caldeira, condensador e bomba de refluxo foi igual a 20. A configuração de 4 colunas de destilação: uma convencional de 20 pratos, duas extrativas com 15 e 27 pratos e uma para a recuperação do solvente etilenoglicol é a mais aceita atualmente nos processos industriais.

Palavras-chave: Usina sucroalcooleira, etanol hidratado, simulação, otimização econômica.

ABSTRACT

Current demand for renewable sources of energy is associated to social and environmental concerns, aiming the reduction of massive pollutants production from different energetic resources derived from oil. In this context, the use of hydrous ethanol from sugarcane has been developed in diverse studies as a notorious alternative fuel supply. A propos to economic circumstances internationally and in Brazilian's scenario, this undergraduate project refers to the use of modelling and simulation software ASPEN HYSYS[®] to design an industrial process of hydrous ethanol from broth of sugarcane, previous preserved and deprived of impurities. The description of this project consists on emphasising unit operations with most relevant processes achievements in 4 different areas: prior stage Fermentation, Fermentation process, posterior stage Fermentation, and Distillation process. Additionally, the project draw attention to different functions of several equipment, for instance, the bioreactor in the Fermentation process, and the conventional column in the Distillation process. As regards to the first, most usual parameters in literature were considered as fundamental for the CSTR reactor design. Vis-à-vis for the distillation column, an economic optimization study were realized correlating the reflux ratio and number of theoretical stages. The total amount of number of stages with most suitable cost reduction was equally to 20, including a tower recipient, buffer tank, boiler, condenser and a reflux pump. At the moment, it is widely known that the appropriate configuration comprises 4 distillation columns: one 20 stages conventional column, two extractives 15 to 27 stages column, in addition to one column to recover the ethylene glycol solvent.

Keywords: Sugarcane mill, hydrous ethanol, simulation, economic optimization.

SUMÁRIO

RESUMO	05
ABSTRACT	06
LISTA DE FIGURAS	09
LISTA DE GRÁFICOS	10
LISTA DE TABELAS	12
LISTA DE SÍMBOLOS	15
1. Introdução	18
2. Metodologia	19
2.1 Implementação Da Unidade No Simulador	19
2.2 Componentes Utilizados Na Simulação	19
2.3 Etapas de Simulação	19
2.4 Etapa de Fermentação	20
2.5 Etapa de Destilação	21
3. Processo de Produção Etanol Hidratado	23
3.1 Etapa Anterior à Fermentação	23
3.1.1 Lavagem	23
3.1.2 Moagem	23
3.1.3 Eliminação de impurezas	23
3.1.4 Bombeamento do Caldo	24
3.2 Etapa de Fermentação	27
3.2.1 Biorreator	30

3.3 Etapa Posterior à Fermentação	32
3.3.1 Separador de Fases	32
3.3.2 Retirada Dióxido de Carbono	33
3.3.3 Bombeamento	36
3.3.4 Trocador de calor	37
3.4 Etapa de Destilação	42
3.4.1 Coluna de Destilação Convencional	42
3.4.1.1 Projeto Rigoroso da Coluna de Destilação Convencional	45
3.4.2 Coluna de Destilação Extrativa	52
3.4.3 Coluna de Recuperação do Solvente	58
4. Instrumentação e Controle do Processo	61
4.1 Etapa de Fermentação	61
4.2 Etapa de Destilação	62
4.3 Dispositivos de Segurança	62
5. Conclusão	64
6. Referências Bibliográficas	65
ANEXO A	66
ANEXO B	73

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Fluxograma da etapa de fermentação.	21
Figura 2. Fluxograma etapa de destilação.	22
Figura 3. Relação $NPSH_{\text{requerido}}$ em função da vazão de trabalho.	26
Figura 4. Representação esquemática bomba P-1 da etapa de pré-fermentação.	26
Figura 5. Diagrama de simulação da etapa fermentativa via ASPEN HYSYS®	28
Figura 6. Representação esquemática bomba P-2.	36
Figura 7. Representação esquemática das temperaturas do trocador de calor.	38
Figura 8. Gráfico de Karman.	39
Figura 9. Disposição triangular dos tubos do trocador.	41
Figura 10. Diagrama de simulação da etapa destilação via ASPEN HYSYS®	42
Figura 11. Estruturas Coluna de Destilação Convencional.	45
Figura 12. Tipo de prato de válvula escolhidos para a coluna de destilação Convencional.	47
Figura 13. Gráfico para estimação de Ft.	48
Figura 14. Diagrama yx para o sistema etanol/água à pressão atmosférica.	52
Figura 15. Diagrama de mistura Etanol - Água - Etilenoglicol.	58
Figura 16. Válvula Globo sede simples. Indicação da Haste e do Obturador.	63
Figura B.1 Planta de Simulação Produção de Etanol Hidratado via ASPEN HYSYS®.	73

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1. Perfil de pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna de absorção (22 pratos).	34
Gráfico 2. Perfil de temperatura, em Celsius, em função do número de estágios da coluna de absorção (22 pratos).	34
Gráfico 3. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna convencional.	44
Gráfico 4. Perfil de Temperatura, em graus Celsius, em função do número de estágios da coluna convencional.	44
Gráfico 5. Custos e investimentos necessários para a implementação do processo de produção de etanol.	51
Gráfico 6. Taxa de refluxo em função do número de estágios da coluna de destilação.	52
Gráfico 7. Perfil de pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna extrativa 1 (15 pratos).	55
Gráfico 8. Perfil de temperatura, em Celsius, em função do número de estágios da coluna extrativa 1 (15 pratos).	55
Gráfico 9. Composições Etanol e Água em função do número de estágios da coluna extrativa 1 (15 pratos).	55
Gráfico 10. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna extrativa 2 (27 pratos).	57
Gráfico 11. Perfil de Temperatura, em celsius, em função do número de estágios da coluna extrativa 2 (27 pratos).	57
Gráfico 12. Composições Etanol e Água em função do número de estágios da coluna extrativa 2 (27 pratos).	58
Gráfico 13. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna de recuperação.	60

Gráfico 14. Perfil de Temperatura em função do número de estágios da coluna de recuperação.	60
Gráfico 15. Composições Etilenoglicol e Água em função do número de estágios da coluna de recuperação.	61

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Substâncias Utilizadas e Hipotéticas.	20
Tabela 2. Parâmetros de Projeto da Bomba P-1.	26
Tabela 3. Dados das correntes da etapa anterior à Fermentação.	27
Tabela 4. Principais características da levedura especificadas no simulador.	29
Tabela 5. Reações envolvidas no processo.	29
Tabela 6. Dados das correntes envolvidas na etapa de fermentação.	30
Tabela 7. Valores de conversão utilizados para produção de etanol e subprodutos.	31
Tabela 8. Características geométricas do biorreator.	31
Tabela 9. Dados das correntes envolvidas no separador de fases.	32
Tabela 10. Dados das correntes envolvidas na coluna de absorção.	33
Tabela 11. Composições molares referentes à coluna de absorção.	34
Tabela 12. Dados das correntes envolvidas no separador flash.	35
Tabela 13. Parâmetros de Projeto da Bomba P-2.	36
Tabela 14. Dados das correntes de entrada e saída da bomba P-2.	37
Tabela 15. Parâmetros de Projeto Trocador de Calor.	38
Tabela 16. Correntes envolvidas no trocador de calor.	41
Tabela 17. Parâmetros de especificação Coluna de Destilação Convencional.	43
Tabela 18. Dados das correntes envolvidas na coluna de Destilação Convencional.	43
Tabela 19. Custos e Investimentos totais em Equipamentos e Custos de 4 anos de Operação.	51
Tabela 20. Parâmetros de trabalho da coluna extrativa número 1.	53

Tabela 21. Dados das correntes envolvidas na coluna de destilação extrativa 1.	54
Tabela 22. Dados das correntes envolvidas na coluna de destilação extrativa 2.	56
Tabela 23. Parâmetros de trabalho da coluna extrativa 2.	56
Tabela 24. Dados das correntes envolvidas na coluna de recuperação do solvente.	59
Tabela 25. Parâmetros de trabalho da coluna de recuperação de solvente.	60
Tabela A.1. Parâmetros L_D/D , L , V_{max} calculados para a otimização da coluna - Recipiente Torre.	66
Tabela A.2. Parâmetros d_{liq} , d_{vap} , V_{lim} , S , D_{min} calculados na otimização da coluna - Recipiente Torre.	66
Tabela A.3. Parâmetros L_{fundo} , V_{fundo} , h , e , h_{total} calculados na otimização da coluna - Recipiente Torre.	67
Tabela A.4. Parâmetros h , h_{total} , e , W calculados na otimização da coluna - Recipiente Torre.	67
Tabela A.5. Custos obtidos para o Recipiente Torre.	67
Tabela A.6. Parâmetros D , LD , L_{total} , $V_{liquido}$, $V_{geométrico}$ calculados na otimização da coluna - Pulmão.	68
Tabela A.7. Parâmetros D , L , e , W calculados na otimização da coluna - Pulmão.	68
Tabela A.8. Custos obtidos para o Recipiente Pulmão.	68
Tabela A.9. Temperaturas utilizadas para o condensador e parâmetros R e S	69
Tabela A.10. Valores de Q_{cond} , Ft , T_{ml} , A e custos obtidos para o condensador.	69
Tabela A.11. Investimentos necessários para o condensador.	69
Tabela A.12. Temperaturas utilizadas para a caldeira e valores de Q_{cond} , T_{ml} , A calculados.	70
Tabela A.13. Custo e investimentos necessários para a caldeira.	70
Tabela A.14. Valores de $Padmiss\tilde{a}o$, $Pimpuls\tilde{a}o$, P , Q , m , $Pot_{Refluxo}$ da bomba de refluxo.	70
Tabela A.15. Custos e investimento necessário para a bomba de refluxo.	71

Tabela A.16. Valores de $M_{\text{Água,cond}^v}$, $\text{Custo}_{\text{água}}$, $\text{CustoÁgua}_{4 \text{ anos}}$ calculados da água de refrigeração.	71
Tabela A.17. Valores de $M_{\text{vapor,cald}^v}$, $\text{Custo}_{\text{vapor}}$, $\text{Custo Vapor}_{4 \text{ anos}}$ calculados do vapor de aquecimento.	71
Tabela A.18. Valores de potência e custos de eletricidade relacionados a eletricidade.	72

LISTA DE SÍMBOLOS

$Q_{\text{mínima}}$	Vazão mínima de trabalho bombeamento
Q_{trabalho}	Vazão de trabalho bombeamento
Q_{projeto}	Vazão de projeto bombeamento
ΔP	Diferencial de Pressão bombeamento
$P_{\text{impulsão}}$	Pressão de impulsão bombeamento
$P_{\text{aspiração}}$	Pressão de aspiração bombeamento
W_a	Potência Consumida em CV
W_h	Potência Hidráulica em CV
η_h	Eficiência Hidráulica
W_c	Potência Real Consumida em CV
η_c	Eficiência da bomba
$NP SH_{\text{disponível}}$	Net Positive Suction Head relativo ao sistema
$NP SH_{\text{requerido}}$	Net Positive Suction Head relativo à bomba
VSPOLY/l	Volume molar sólido da Levedura em m ³ /kmol
L/D	Relação Geométrica Biorreator
D	Diâmetro Biorreator
L	Comprimento Biorreator
T ₁	Temperatura de entrada fluido quente
T ₂	Temperatura de saída fluido quente
t ₁	Temperatura de entrada fluido frio
t ₂	Temperatura de saída fluido frio
ΔP	Perda de Carga Trocador de Calor
ρ	Densidade do fluido em kg/m ³
μ	Viscosidade do fluido em kg/(m·s)
l	Comprimento do trocador em m
e	Espessura da parede do trocador
D	Diâmetro trocador de calor em pol
U	Coefficiente global de transferência de calor em W/m ² °C
A	Área de troca em m ²
ΔT_{ln}	Diferença média de temperatura entre os fluidos em °C
hc	Coefficiente de transmissão de calor do fluido quente em kcal/(h m ² °C)
hf	Coefficiente de transmissão de calor do fluido frio em kcal/(h m ² °C)

rc	Fator de depósito do vapor em $(h\ m^2\ ^\circ C)/kcal$
rf	Fator de depósito da mistura etanol-água em $(h\ m^2\ ^\circ C)/kcal$
ΣF	Perda de carga na tubulação
Re	Número de Reynolds
f	Fator de atrito
V	Velocidade do fluido em m/s
π	Número Pi
N	Número de tubos trocador de calor
$\rho_{líquido}$	Densidade do líquido na coluna de destilação
ρ_{vapor}	Densidade do vapor na coluna de destilação
$L_{líquido}$	Vazão mássica de líquido em kg/h
V_{vapor}	Vazão mássica de vapor em kg/h
$L_{líquido}, Máximo$	Vazão volumétrica de líquido em (m^3/h)
$V_{vapor}, Máximo$	Vazão volumétrica de vapor em (m^3/h)
V_{limite}	Velocidade limite segundo Equação de York (ft/s)
S_{coluna}	Área seção transversal da coluna em m^2
D_{coluna}	Diâmetro coluna de destilação em m
V_{fundo}	Volume fundo da coluna em m^3
L_{fundo}	Vazão volumétrica do último prato da coluna em (m^3/h)
$t_{residência}$	Tempo de Residência no fundo da coluna
h_{fundo}	Altura fundo da coluna em m
h_T	Altura total da coluna em m
$h_{Prato\ entrada}$	Altura Prato de alimentação da coluna em m
$h_{Prato\ saída}$	Altura Prato de saída da coluna em m
e	Espessura da parede do equipamento em mm
$P_{desenho}$	Pressão de desenho da coluna
W_{coluna}	Peso do equipamento em kg
St	Número de Stanton
E	Parâmetro empírico para estimação da espessura do recipiente
Ca	Sobre-espessura de corrosão
X	Fator de complexidade
$L_{condensado}^{Total}$	Vazão de fluido total no topo da coluna
LD	Vazão de fluido no primeiro prato da coluna
$D_{pulmão}$	Diâmetro do recipiente pulmão em m

$L_{pulm\tilde{a}o}$	Comprimento do recipiente pulm\~{a}o em m
R	Rela\~{c}\~{a}o entre as temperaturas dos fluidos quentes e frio
S	Rela\~{c}\~{a}o entre as temperaturas para estima\~{c}\~{a}o do fator de corre\~{c}\~{a}o
Ft	Fator de Corre\~{c}\~{a}o ou efici\~{e}ncia de troca t\~{e}rmica
$A_{condensador}$	\r{A}rea de troca t\~{e}rmica do condensador
Q_{cond}	Fluxo de calor no condensador
$A_{caldeira}$	\r{A}rea de troca t\~{e}rmica do caldeira
Q_{cald}	Fluxo de calor no caldeira
$Q_{Refluxo}$	Vaz\~{a}o volum\~{e}trica de refluxo da coluna em m^3/s
m_{bomba}	Vaz\~{a}o m\~{a}ssica de fluido no refluxo da coluna em kg/s
$M_{\r{a}gua}$	Vaz\~{a}o m\~{a}ssica de \r{a}gua no condensador em (kg/h)
C_p	Calor espec\~{i}fico da \r{a}gua
v	Vaz\~{a}o volum\~{e}trica de \r{a}gua de resfriamento no condensador em (m^3/h)
$M_{vapor,cald}$	Vaz\~{a}o m\~{a}ssica de vapor no caldeira em t/h
l_{vap}	Calor latente de vaporiza\~{c}\~{a}o da \r{a}gua
L_D/D	Taxa de refluxo da coluna de destila\~{c}\~{a}o convencional
Vmax	Prato que possui a maior vaz\~{a}o volum\~{e}trica de vapor na coluna em (m^3/h)
M_L	Vaz\~{a}o m\~{a}ssica de l\~{i}quido da coluna kg/h
Mmax	Prato que possui a maior vaz\~{a}o m\~{a}ssica de vapor na coluna em (kg/h)

1. Introdução

A indústria sucroalcooleira representa enorme parcela de sustentação da economia brasileira, colocando o país na primeira posição entre os produtores de açúcar e o segundo maior de etanol. Atualmente, o etanol pode ser considerado um produto que possui vasta aplicabilidade, sendo amplamente consumido na forma de combustível automotivo, seja puro ou ainda misturado à gasolina. Sua utilização, para este fim, ganhou destaque a partir de um importante programa de combustível comercial renovável, e é incentivada no país até hoje. A principal motivação era a redução da dependência nacional em relação ao petróleo importado. Além do interesse crescente na substituição de derivados de petróleo, a redução de emissões de gases poluentes e a mitigação do efeito estufa têm provocado uma intensa demanda por essa fonte de energia. (BRAIBANTE, 2012).

As empresas do setor têm buscado modernizar o processo de produção em decorrência do impulso recebido por mudanças no cenário político-econômico do país. Entre as principais mudanças, pode-se citar a abertura do mercado de energia elétrica, que possibilitou a venda dos excedentes de eletricidade produzidos nas usinas, o aumento do consumo de etanol, estimulado pelos carros bicomcombustíveis (tecnologia *flex-fuel*), e a abertura do mercado internacional de etanol. Neste contexto, além de um olhar mais atento para o campo, buscou-se aumentar a eficiência do processo. Também é de grande importância projetar novas instalações, expandir e aperfeiçoar as já existentes.

Como refere Eduardo Pereira de Carvalho (2007), apesar de o etanol ter um menor conteúdo energético, ele apresenta uma elevada octanagem. Os veículos que utilizam somente ele como combustível apresentam um melhor desempenho (maior potência e torque) e uma vida útil mais longa ao motor que os equivalentes a gasolina. Em contrapartida, o consumo de combustível aumenta em torno de 20 a 30%, conforme o veículo. Com relação aos benefícios ambientais, a emissão de gases de escape e vapores de combustível é menos tóxica, e além disso, através do processo de fotossíntese da cana de açúcar, o dióxido de carbono emitido pelos carros pode ser absorvido.

O processo de obtenção de etanol combustível é relativamente complexo, pois envolve etapas de elevado consumo energético, tais como absorção e destilação. Assim, a busca pelo melhor aproveitamento dos recursos naturais no setor pode trazer diversas vantagens econômicas. A diminuição do consumo de água, por exemplo, proporciona unidades de separação e tratamento de efluentes menores, sendo, então, necessário um menor custo de investimento e operação, e ao mesmo tempo, adequando-se às boas práticas ambientais. A aplicação de simulação e integração de processos, ferramentas de engenharia de processos e otimização, pode efetivamente propor melhores rotas para produção em novas instalações industriais.

Em razão da sua importância para o cenário atual do país, o processo industrial de produção de etanol combustível foi escolhido para simulação e estudo nesse projeto de graduação. Além da sua

forma de obtenção, expectativas de mercado e parâmetros, como eficiência de processo, foram analisados na simulação.

O objetivo principal desse trabalho é implementar, por meio do software ASPEN HYSYS[®], os equipamentos necessários à produção de etanol hidratado, analisando as diversas técnicas de projeto de engenharia estudadas na graduação. Assim, por meio dos conceitos adquiridos sobre fenômenos de transporte e operações unitárias, juntamente com a engenharia de bioprocessos e de reatores, foi possível efetuar a descrição, a simulação e a otimização das etapas sugeridas para a produção industrial de etanol combustível.

2. Metodologia

2.1 Implementação Da Unidade No Simulador

O processo de produção de etanol foi simulado no Software de Simulação ASPEN HYSYS[®], versão 8.6, licenciado à Universidade de Brasília para fins acadêmicos. Esse é um simulador de processos bastante difundido com confiável aproximação dos processos reais. Além disso, possui um pacote termodinâmico bastante expressivo para determinação de constantes físicas, propriedades químicas e comportamento de fase com excelente precisão. Sua interface é de fácil uso pelo estudante ou usuário comercial.

2.2 Componentes Utilizados Na Simulação

Baseando-se no cenário real de produção, fez-se necessário a criação de alguns componentes hipotéticos, como a levedura utilizada no processo de fermentação, e também a atribuição de condições de processo relacionadas às composições do sistema. Na Tabela 1 são apresentados os componentes da base de dados do simulador e os componentes hipotéticos.

2.3 Etapas de Simulação

Foram contempladas nesse projeto as etapas de fermentação e destilação do processo de produção de etanol hidratado. Assim, etapas de limpeza da cana-de-açúcar, extração, tratamento físico e químico do caldo não foram detalhadas nesse trabalho, sendo comentadas apenas de forma superficial para um melhor entendimento de todo o processo. Assume-se que o caldo, alimento da planta, já contenha todos os elementos necessários para a fermentação alcoólica e obtenção do etanol combustível.

Tabela 1. Substâncias Utilizadas e Hipotéticas.

Substâncias Utilizadas	Nome no Simulador	Substâncias Hipotéticas
Glicose	Dextrose	Levedura
Água	H2O	
Etanol	Ethanol	
Dióxido de Carbono	CO2	
Glicerol	Glycerol	
Hidrogênio	Hydrogen	
Ácido succínico	Succinic Acid	
Ácido acético	AceticAcid	
Álcool isoamílico	3-M-1C4ol	
Amônia	Ammonia	
Etilenoglicol	Eglycol	

2.4 Etapa de Fermentação

O reator utilizado na fermentação foi um reator de mistura contínua - CSTR. O produto de topo do fermentador é constituído por uma pequena fração de etanol e o restante de dióxido de carbono. Esse vapor foi enviado a uma coluna de absorção para a retirada desse dióxido de carbono existente. O produto de fundo do fermentador é uma mistura de vinho e levedura, que é levada para um sistema de separador trifásico, a fase sólida é composta pela levedura, a fase líquida é uma mistura de água e etanol que será utilizada na etapa de destilação. Porém, essa corrente líquida ainda contém um pouco de gás carbônico dissolvido, por isso, antes de chegar a destilação, ela passa por um tanque flash de modo a retirar o gás remanescente. O fluxograma do processo é apresentado na figura abaixo.

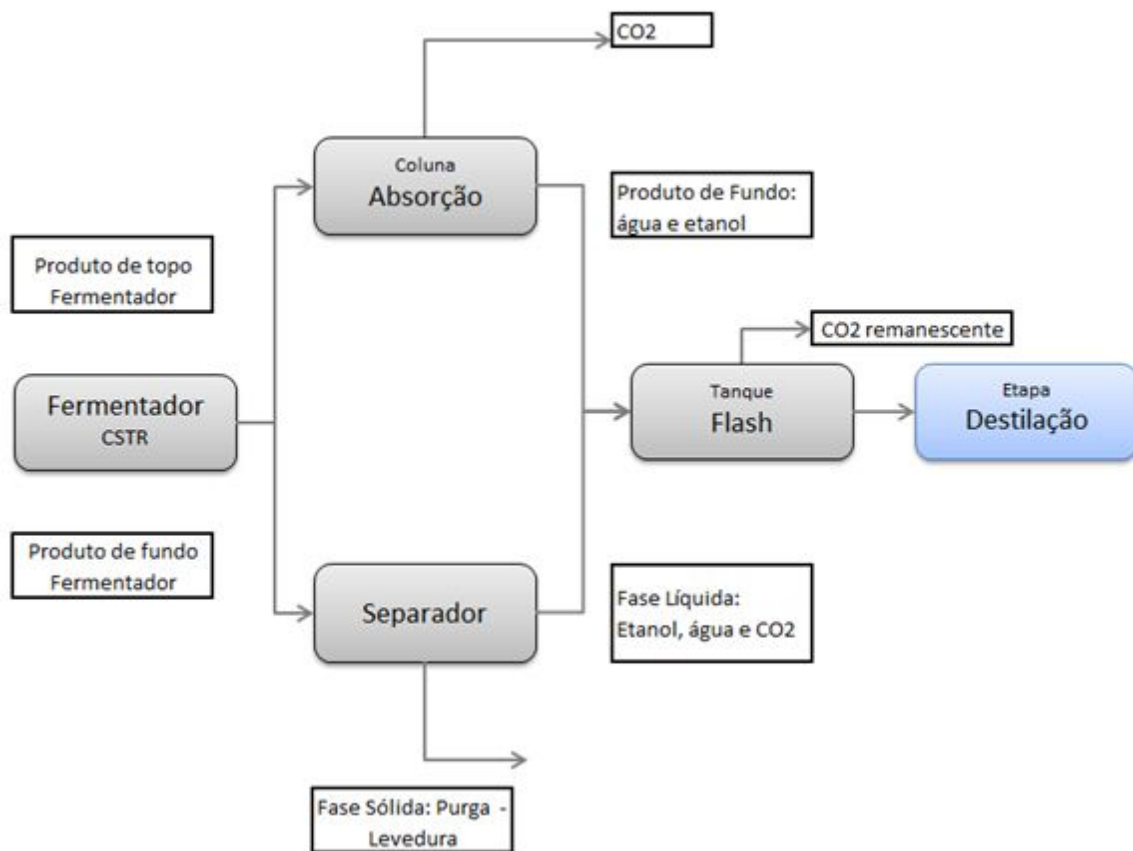


Figura 1. Fluxograma da etapa de fermentação.

2.5 Etapa de Destilação

Inicialmente, o vinho obtido na etapa de fermentação é aquecido até a temperatura de 93°C, que é a adequada para a destilação. O aumento dessa temperatura se dá por meio de um trocador de calor.

Foram utilizadas quatro colunas para obtenção de etanol hidratado, com 96,5% em massa de etanol, que é a porcentagem utilizada atualmente no combustível.

A mistura etanol-água forma um azeótropo, sendo necessário o emprego de colunas extrativas. O solvente utilizado para a separação dessa mistura foi etileno glicol. Segundo Meirelles (2006), a destilação extrativa com etileno glicol é mais econômica em termos de gasto de energia, consome menos água e produz o dobro de álcool, quando comparado ao processo de destilação azeotrópica com ciclohexano como solvente, por exemplo. O processo de destilação extrativa com o etileno glicol é responsável por, aproximadamente, 35% de todo o álcool anidro produzido no Brasil. Ainda é empregada uma coluna de recuperação do etileno glicol. Após essa coluna, é possível obter um solvente quase puro, que foi utilizado para reciclo na coluna extrativa.

Na Figura 2 abaixo é apresentado um esquema simplificado das colunas utilizadas nesta etapa.

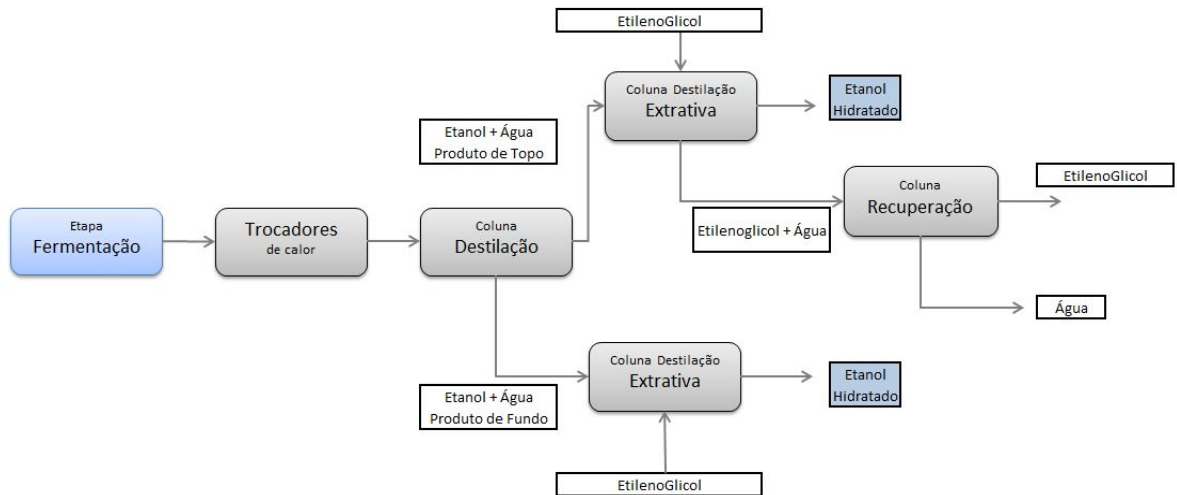


Figura 2. Fluxograma etapa de destilação.

- Coluna de Destilação: O vinho aquecido é introduzido no topo da coluna, que possui 20 pratos, determinados por meio de uma otimização econômica que será mostrada posteriormente. Esta coluna tem como objetivo a purificação do vinho de substâncias de maior volatilidade. Os produtos de topo e de fundo da coluna são alimentados, cada um, em colunas extrativas.
- Coluna Extrativa 1: Nesta coluna, que possui 15 pratos, o alimento provém do produto de topo da destilação referida acima, sendo obtido etanol a 97% em massa.
- Coluna Extrativa 2: Esta coluna possui 27 pratos, o alimento é originado na coluna de destilação, sendo seu produto de fundo. É obtido etanol a 96% em massa.
- Coluna de Recuperação: Esta coluna foi empregada no intuito de recuperação do etileno glicol, que pode, a partir desse processo, ser reutilizado nas colunas extrativas, por meio de um reciclo.

3. Processo de Produção Etanol Hidratado

3.1 Etapa Anterior à Fermentação

A etapa anterior a fermentação inclui a extração do caldo da cana, lavagem e moagem da planta e a eliminação das impurezas. Essa etapa é descrita a seguir, porém não foi incorporada à simulação do processo de produção de etanol. Com isso, o caldo a ser alimentado no biorreator já estaria previamente tratado, e pronto para ser utilizado na etapa de fermentação. Nele foram considerados todos os elementos necessários para o desenvolvimento do processo, conforme a literatura.

3.1.1 Lavagem

A cana de açúcar chega às usinas em sua forma pura, ou seja, contendo diversas impurezas que são carregadas durante a colheita (Albarelli, 2013). Assim que chega, ela é colocada em uma esteira rolante, onde é submetida a uma lavagem que retira sua poeira, areia, terra e outros tipos de impurezas. Após ser limpa, a cana é preparada para a extração, passando por uma série de picadores e desfibradores, e também por um eletroímã a fim de retirar os materiais metálicos do produto.

3.1.2 Moagem

A cana passa por rolos trituradores, onde é esmagada, para haver a extração do açúcar e produzir o melado. Aproximadamente 70% do produto viram caldo, sendo este enviado aos processos de produção de etanol. Os outros 30% são de bagaço, que pode ser utilizado para geração de energia da usina (Bianchin, Silveira, Sanches e Volpe, 2008).

3.1.3 Eliminação de impurezas

O caldo extraído ainda possui impurezas solúveis e partículas sólidas em suspensão (areia, argila e pequenos pedaços de bagaço), sendo a remoção destas importante, pois podem diminuir o rendimento na etapa de fermentação por causa da sua ação inibidora, como também pode dificultar o reciclo e a recuperação da levedura devido à presença destes sólidos em suspensão (Albarelli, 2013). Desta forma, para remover os resíduos presentes no melado, o líquido passa por filtros e segue para um tanque, onde as impurezas se depositam no fundo através do processo de decantação.

Assim, depois desse processo, o melado puro é extraído e passa a ser chamado de caldo clarificado. Este caldo é então aquecido, a fim de eliminar as últimas impurezas presentes, e também

ser esterilizado. Logo em seguida, são levados para grandes dornas onde ocorre o processo de fermentação (Bianchin, Silveira, Sanches e Volpe, 2008).

Na simulação do processo, utilizou-se uma bomba para fornecimento de pressão ao caldo, necessária devido a perda de carga provocada pelos equipamentos nas etapas de fermentação e pós-fermentação.

3.1.4 Bombeamento do Caldo

Bombas são equipamentos que cedem parte da energia proveniente de seus motores a um fluido, a fim de transportá-lo. Essa energia pode ser traduzida em aumento de velocidade, pressão ou ambas. Elas podem ser divididas em bombas dinâmicas ou volumétricas (deslocamento positivo) sendo que na primeira categoria, a mais utilizada é a denominada bomba centrífuga.

As bombas centrífugas são capazes de aliar elevadas vazões volumétricas e pressões de trabalho a baixos custos, tornando-as ideais para os processos industriais, como o proposto. Esse tipo de bomba pode ser usado no processo de produção de etanol, desde que sejam tomadas algumas precauções quanto ao bombeamento do particulado sólido proveniente da levedura na etapa de fermentação.

Para o projeto das bombas utilizadas no processo, algumas características foram levadas em conta:

- **Vazão de trabalho da planta:**

Em função da vazão de trabalho, é possível calcular a capacidade de bombeamento do equipamento a ser especificado. No entanto, tal valor precisa estar entre uma margem de segurança de vazão mínima, na qual a bomba pode trabalhar sem prejuízo a sua estrutura eletromecânica e a vazão de projeto. É estipulada uma porcentagem acima da vazão de trabalho da planta, conforme equações abaixo.

$$Q_{mínima} = 0,6 \times Q_{trabalho} \quad (1)$$

$$Q_{projeto} = 1,2 \times Q_{trabalho} \quad (2)$$

- **Pressão diferencial fornecida:**

A diferença de temperatura fornecida pela bomba foi calculada conforme equações apresentadas abaixo. Além disso, o máximo diferencial de pressão a impulsão fechada deve ser calculada, considerando uma margem de segurança sobre o valor de pressão fornecido.

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{aspiração} \quad (3)$$

$$Máximo \Delta P \text{ a impulsão fechada} = 1,2 \times \Delta P \quad (4)$$

- **Potência Consumida e Hidráulica:**

Em decorrência do seu princípio de funcionamento eletromecânico, esse equipamento necessita consumir potência elétrica para fornecer ao fluido potência hidráulica de impulsão. Com a potência de impulsão ao fluido pode-se estimar a potência real consumida pela bomba, em razão da eficiência esperada. As equações para determinação dos parâmetros descritos encontram-se abaixo.

$$Potência Consumida : W_a(CV) = \frac{Q_{trabalho} (m^3/h) \times \Delta P (kgf/cm^2)}{27,4} \quad (5)$$

$$Potência Hidráulica : W_h(CV) = \frac{W_a}{\eta_h} \quad (6)$$

$$Potência Real Consumida : W_c(CV) = \frac{W_h}{\eta_c} \quad (7)$$

Onde η_h é a eficiência hidráulica, em geral igual a 30% e η_c , a eficiência da bomba igual a 85%.

- **NPSH_{requerido} e NPSH_{disponível}:**

A sigla NPSH (Net Positive Suction Head) significa, numa tradução aproximada, carga positiva líquida de sucção. Este termo pode ser relativo ao sistema ou à bomba. Quando é relativo ao sistema, é chamado de NPSH_{disponível} e pode ser entendido como a pressão existente no flange de sucção da bomba que empurra o fluido para as palhetas do impelidor, acima da pressão de vapor do próprio líquido.

Já o NPSH_{requerido} se refere à bomba, e é definido como a pressão no flange de sucção da bomba que esta requer para funcionar adequadamente. O NPSH requerido depende somente da bomba e suas características construtivas, e do líquido bombeado. Como é função da velocidade, ele aumenta com a vazão. Normalmente, o fabricante fornece uma curva de NPSH_{requerido} em função da vazão de Trabalho Q, como mostrado na figura 3.

O NPSH é escolhido de forma a evitar o fenômeno da cavitação em bombas. Normalmente, adiciona-se uma margem de 0,6 m para que o NPSH_{disponível} seja maior que o NPSH_{requerido} conforme a equação abaixo.

$$NPSH_{disponível} \geq NPSH_{requerido} + 0,6 (m) \quad (8)$$

O valor de NPSH_{disponível} é dado pelo software HYSYS® utilizado para simulação.

Abaixo encontra-se o diagrama das correntes de entrada e saída da bomba P-1. A tabela 2 abaixo contém os parâmetros calculados pelas equações acima.

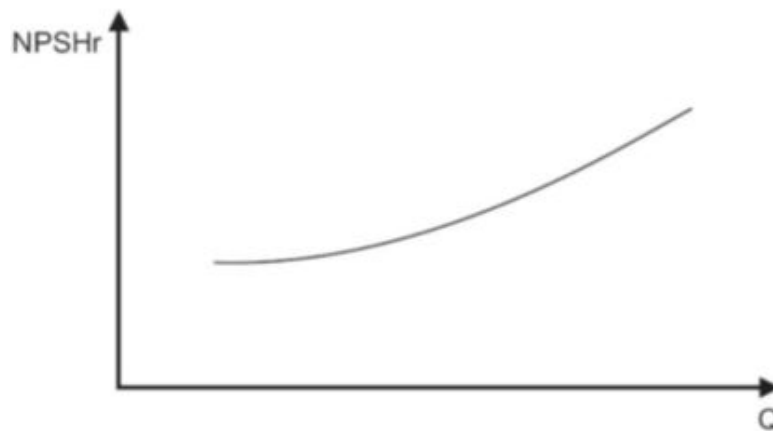


Figura 3. Relação $NPSH_{requerido}$ em função da vazão de trabalho.
 Fonte: <http://www.pumpsandsystems.com/sites/default/files/NPSH05091.jpg>

Tabela 2. Parâmetros de Projeto da Bomba P-1.

Bomba P-1	
Vazão Mínima (m ³ /h)	17,97
Vazão de Projeto (m ³ /h)	35,94
ΔP (bar)	5,00
Máxima ΔP a impulsão fechada (bar)	6,00
Potência Consumida (CV)	6,56
Potência Hidráulica (CV)	21,86
Potência Real Consumida (CV)	25,72
$NPSH_{Disponível}$ (m)	6,694

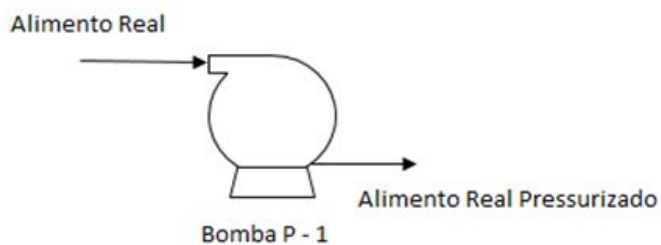


Figura 4. Representação esquemática bomba P-1 da etapa de pré-fermentação.

Nos dados da tabela 3 encontram-se os parâmetros relacionados ao processo fictício empregado antes do processo de fermentação.

Tabela 3. Dados das correntes da etapa anterior à Fermentação.

	Alimento a planta	Vapor fictício	Alimento real	Vapor fictício comprimido
Pressão (bar)	1	1	1	6
Temperatura (°C)	32	32	32	186,1
Vazão mássica (kg/h)	50.000	13,72	50.000	13,72
Vazão molar (kgmol/h)	615,2	4,98	610,3	4,98
Vazão volumétrica (m ³ /h)	156,4	126,4	29,95	31,76
Densidade (kg/m ³)	319,8	0,1085	1.669	0,4321
Viscosidade (cP)	1,208	8,35E-03	1,208	1,20E-02
Condutividade térmica (W/m-K)	0,383	0,1635	0,383	0,2239
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	234,8	28,71	236,5	29,17
Composições molares				
Dextrose	0,3909	-	0,3941	-
Hidrogênio	0,0077	0,9530	-	0,9530
Água	0,6009	0,0346	0,6055	0,0346
Amônia	0,0005	0,0123	0,0004	0,0123

3.2 Etapa de Fermentação

O etanol é um dos produtos de fermentação de maior importância em escala industrial. A etapa fermentativa é onde os açúcares presentes no caldo são convertidos em etanol e em outros subprodutos através de leveduras. Essa fermentação alcoólica é um processo típico inibitório, pois o etanol produzido inibe as células de levedura, provocando uma diminuição das taxas de produção de

etanol e crescimento celular, ocorrendo, conseqüentemente, uma baixa na produtividade e no rendimento. Tentando evitar que isto ocorra, foi utilizado um reator tipo CSTR, no qual o etanol produzido é retirado continuamente do reator, possibilitando a diminuição desse efeito inibitório no processo, obtendo-se um vinho com maior concentração alcoólica.

A levedura utilizada foi a *Saccharomyces cerevisiae*, que é anaeróbia facultativa. Quando em condições de anaerobiose, a glicose sofre metabolismo fermentativo formando etanol e dióxido de carbono (CO₂). No ASPEN HYSYS®, esta levedura não estava no banco de dados. Para simulá-la, foram utilizados os dados da tabela 4. Na figura a seguir encontra-se o diagrama de simulação da etapa de fermentativa.

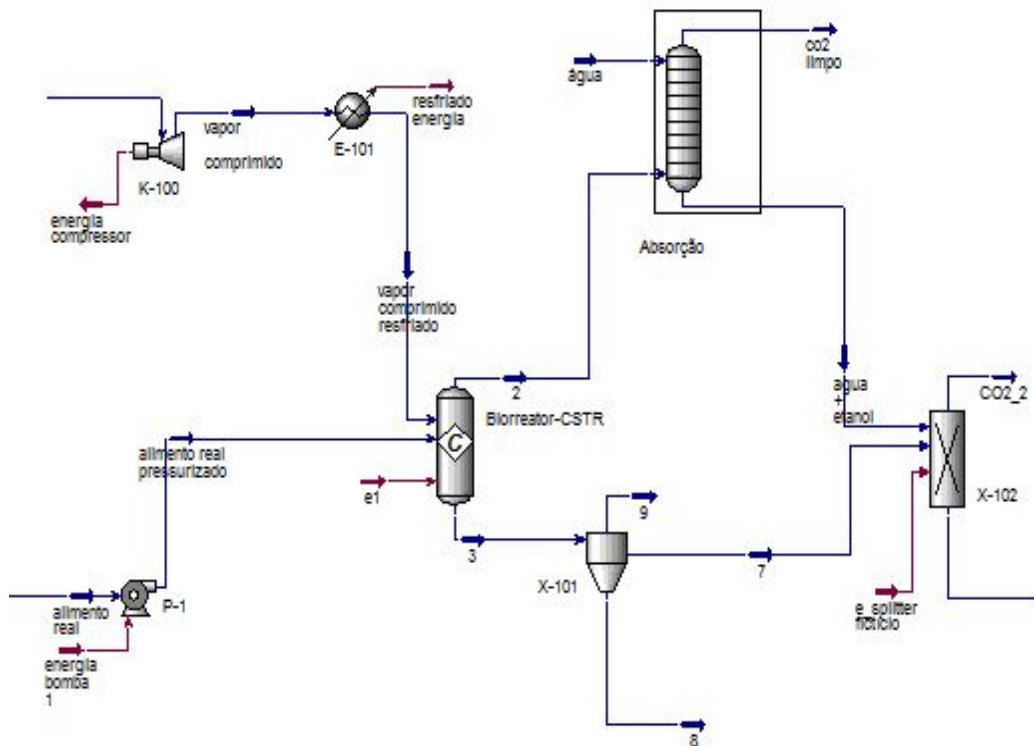


Figura 5. Diagrama de simulação da etapa fermentativa via ASPEN HYSYS®.

As reações que ocorrem durante o processo fermentativo estão descritas na tabela 5. Na simulação foi considerada como reação principal a conversão da glicose em etanol (Reação 1.1), com cinco reações secundárias de formação de subprodutos (Reações 1.2 a 1.5). Além disso, também foi considerado o crescimento da levedura representado pela Reação 1.6. Na tabela 6 estão disponíveis as composições molares das correntes participantes no processo de fermentação.

Tabela 4. Principais características da levedura especificadas no simulador.

Componente	Levedura
<i>Principais Dados</i>	
Fórmula Molecular	$\text{CH}_{1,8}\text{O}_{0,9}\text{N}_{0,145}$
Massa molecular (kg/kmol)	30,23
Densidade (kg/m ³)	1000
Entalpia de formação sólida (J/kmol)	130.500.000
<i>Volume molar sólido</i>	
VSPOLY/1 (m ³ /kmol)	0,02993

Fonte: Wooley e Putsche (1996)

Tabela 5. Reações envolvidas no processo.

Reação	
Produção de etanol:	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{CO}_2$	1.1
Produção de glicerol:	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 4 \text{H}^+ + 4 \text{e}^- \rightarrow 2 \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	1.2
Produção de Ácido succínico:	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 2 \text{CO}_2 + 10 \text{H}^+ + 10 \text{e}^-$	1.3
Produção de Ácido acético:	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2 + 2 \text{CO}_2 + 8 \text{H}^+ + 8 \text{e}^-$	1.4
Produção de álcool Isoamilílico:	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 0,795 \text{C}_5\text{H}_{12}\text{O} + 2,025 \text{CO}_2 + 1,155 \text{H}_2\text{O} + 0,15 \text{H}^+ + 0,15 \text{e}^-$	1.5
Crescimento da Levedura:	
$0,1485 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 0,145 \text{NH}_4^+ + 0,1087 \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_{1,8}\text{O}_{0,9}\text{N}_{0,145} + 0,2087 \text{H}_2\text{O} + 0,145 \text{H}^+$	1.6

Fonte: (Albarelli, 2013)

Tabela 6. Dados das correntes envolvidas na etapa de fermentação.

	Vapor comprimido resfriado	Alimento real pressurizado	Saída de gases do biorreator (2)	Saída de líquidos e sólidos (3)
Pressão (bar)	6	6	5,5	5,5
Temperatura (°C)	32,04	32,04	32	32
Vazão mássica (kg/h)	13,72	50.000	18.000	32.000
Vazão molar (kgmol/h)	4,98	610,3	415,7	844,5
Vazão volumétrica (m ³ /h)	20,58	29,95	1.861	34,6
Densidade (kg/m ³)	0,6668	1.669	9,683	924,3
Viscosidade (cP)	8,67E-03	1,208	1,48E-02	0,7825
Condutividade térmica (W/m-K)	0,1719	0,383	1,85E-02	0,2204
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	29,77	236,4	40,04	122,7
Composições molares				
Dextrose	-	0,3941	-	0,0297
Etanol	-	-	0,0183	0,4978
Hidrogênio	0,9530	-	0,0119	-
Água	0,0346	0,6055	0,0078	0,4336
CO ₂	-	-	0,9620	0,0339
Glicerol	-	-	-	0,0016
Levedura	-	-	-	0,0026
Amônia	0,0123	0,0004	-	-

3.2.1 Biorreator

O reator opera na pressão de 5,5 bar e na temperatura de 32°C. Para que fosse possível simular as reações envolvidas no processo, foram utilizados os dados da tabela abaixo com os valores

de conversão. Além disso, nas equações que envolviam o íon H^+ e o íon NH_4^+ , foram substituídas no simulador pelo composto hidrogênio (H_2) e pelo composto amônia (NH_3), respectivamente.

Tabela 7. Valores de conversão utilizados para produção de etanol e subprodutos.

Produto	Conversão (%)
Etanol	89 ¹
Ácido acético	1,15 ²
Glicerol	2,58 ²
Álcool isoamílico	0,031 ²
Ácido succínico	0,29 ³
Levedura	1,29 ²

Fonte: 1 Ensinas (2008), 2 Eijsberg (2006) e 3 Dias (2008).

Os gases gerados na fermentação passam por uma coluna de absorção, seguida de um flash para retirada do CO_2 . O produto de fundo da fermentação, por sua vez, passa por uma centrífuga a fim de retirar a purga de levedura, evitando assim o acúmulo desta no reator. Segundo os valores disponíveis no simulador, a corrente de saída do componente sólido possui uma vazão mássica de 66,3839 kg/h.

Para o projeto do biorreator, foi considerado as suas vazões de entrada e o tempo de residência de 8 horas (considerando a cinética da reação) para a determinação de seu volume, sendo esse tempo necessário para que ocorra as reações de conversão no biorreator. E a partir deste valor obtido, e da relação geométrica $L/D=1,7$ (Paca et al. 1976), foi obtido o seu diâmetro e comprimento.

Tabela 8. Características geométricas do biorreator.

Fluxo volumétrico (m^3/h)	50,53
Tempo de residência (h)	8
Volume (m^3)	404,24
L/D	1,7
D (m)	6,714806
L (m)	11,41517

3.3 Etapa Posterior à Fermentação

3.3.1 Separador de Fases

O separador de fases tem como objetivo a retirada da fase sólida (levedura) e gasosa (CO₂ e H₂) remanescentes da corrente 3 (saída da fase pesada do biorreator) para, além de evitar danos nos equipamentos pela presença da levedura, melhorar a qualidade da corrente que entra nas colunas de destilação. Na tabela 9 é possível ver, através das composições das correntes, a eficiência do separador de fases.

Tabela 9. Dados das correntes envolvidas no separador de fases.

	Entrada separador (3)	Saída fase aquosa (7)	Saída fase sólida (8)	Saída fase gasosa (9)
Pressão (bar)	5,5	4,8	4,8	4,8
Temperatura (°C)	32	32	32	32
Vazão mássica (kg/h)	32.000	31.800	66,38	165,2
Vazão molar (kgmol/h)	844,5	838,6	2,196	3,771
Vazão volumétrica (m ³ /h)	34,6	34,38	6,64E-02	19,4
Densidade (kg/m ³)	924,3	923,5	1.000	8,517
Viscosidade (cP)	0,7825	2,224	-	1,47E-02
Condutividade térmica (W/m-K)	0,2204	0,2745	-	1,78E-02
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	122,7	122,9	126,4	40,11
Composições molares				
Dextrose	0,0297	0,0299	-	-
Etanol	0,4978	0,5013	-	0,0208
Hidrogênio	-	-	-	0,0002
Água	0,4336	0,4366	-	0,0089
CO ₂	0,0339	0,0298	-	0,9701
Glicerol	0,0016	0,0016	-	-
Levedura	0,0026	-	1,0000	-

3.3.2 Retirada Dióxido de Carbono

- **Coluna de Absorção**

As colunas de absorção são utilizadas em ambientes industriais com a finalidade de remover um ou mais componentes de uma mistura gasosa, através do contato com uma corrente líquida, onde esses componentes se dissolvem. É denominado de soluto o componente transferido de uma fase para outra. A corrente líquida é composta pelo solvente e a corrente gasosa pelo gás soluto e o gás inerte. Esses processos de absorção são comumente utilizados para a purificação de gases industriais.

No caso desta simulação, este equipamento foi usado para remover o CO₂ contido na corrente gasosa advinda do biorreator, isso porque a presença deste componente atrapalha na continuidade das outras etapas que se seguem. Para isto essa corrente foi alimentada pelo fundo e foi utilizado a água como solvente na corrente líquida de alimentação de topo, e uma coluna com 22 estágios. Desta forma, obteve-se na corrente de saída vapor uma porcentagem molar de 97,35% de CO₂. O restante obtido na corrente de saída líquida, como mostrado nas tabelas 10 e 11, passou por um outro processo a fim de remover esse componente remanescente, como será explicado posteriormente.

Tabela 10. Dados das correntes envolvidas na coluna de absorção.

	Gases provenientes do biorreator (2)	água	CO ₂ limpo	água + etanol
Pressão (bar)	5,5	3,5	4,5	5,5
Temperatura (°C)	32	140,4	36,21	37,28
Vazão mássica (kg/h)	18.000	719,2	17.700	4.076
Vazão molar (kgmol/h)	415,7	33,93	410,7	214,3
Vazão volumétrica (m ³ /h)	1.861	0,7698	2.296	4,128
Densidade (kg/m ³)	9,683	934,3	7,716	987,5
Viscosidade (cP)	1,48E-02	0,1285	1,52E-02	0,6322
Condutividade térmica (W/m-K)	1,85E-02	0,5896	1,89E-02	0,6028
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	40,04	87,33	39,32	76,05

Tabela 11. Composições molares referentes à coluna de absorção.

Composições Molares				
Etanol	0,0183	-	0,0001	0,0354
Hidrogênio	0,0119	-	0,0120	-
Água	0,0078	1,0000	0,0144	0,9341
CO ₂	0,9620	-	0,9735	0,0005

O perfil de pressão e temperatura obtido para esta coluna é dado a seguir em função do número de estágios que está em ordem crescente. Onde a pressão do iniciou a 4,5 bar e 36,21 °C e terminou a 5,5 bar e 37,28°C.

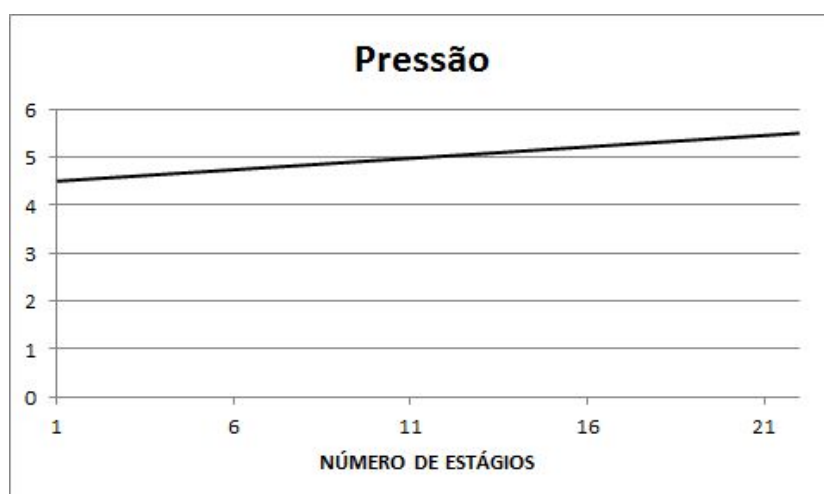


Gráfico 1. Perfil de pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna de absorção (22 pratos).

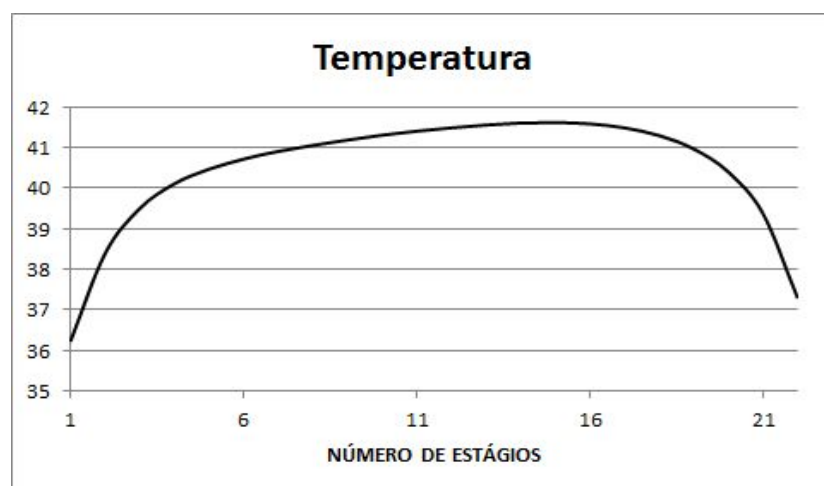


Gráfico 2. Perfil de temperatura, em Celsius, em função do número de estágios da coluna de absorção (22 pratos).

- **Separador Flash**

Um separador flash tem como objetivo separar as fases líquidas e vapor de uma corrente, ele tem ampla utilização na indústria para retirada de gases de um líquido. Este separador utiliza-se da força de gravidade para fazer essa separação.

No caso dessa simulação utilizou-se esse equipamento, obtendo-se total eficiência de separação para a retirada do CO₂ remanescente, como pode ser visto na tabela 12, a corrente 18 de saída do flash não contém o CO₂ indesejado para destilação.

Tabela 12. Dados das correntes envolvidas no separador flash.

	Água + etanol	Saída de líquido do separador (7)	CO ₂ _2	Saída flash (18)
Pressão (bar)	5,5	4,8	4,8	4,8
Temperatura (°C)	37,28	32	32	32
Vazão mássica (kg/h)	4.076	31.800	1.104	34.700
Vazão molar (kgmol/h)	214,3	838,6	25,09	1.028
Vazão volumétrica (m ³ /h)	4,128	34,38	129,3	37,14
Densidade (kg/m ³)	987,5	923,5	8,538	934,8
Viscosidade (cP)	0,6322	2,224	1,51E-02	4,282
Condutividade térmica (W/m-K)	0,6028	0,2745	1,79E-02	0,3406
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	76,05	122,9	39,49	114,7
Composições molares				
Dextrose	-	0,0299	-	0,0244
Etanol	0,0354	0,5013	-	0,4164
CO ₂	0,0005	0,0298	1,0000	-
Água	0,9341	0,4366	-	0,5572

3.3.3 Bombeamento

Como na bomba P-1, adieru-se ao modelo de bomba centrífuga para impulsionar o fluido pelos trocadores de calor e colunas de destilação. O valor de $NPSH_{\text{disponível}}$ é dado pelo software HYSYS[®] utilizado para simulação. Os dados para essa bomba, assim como o diagrama de processos encontram-se abaixo.

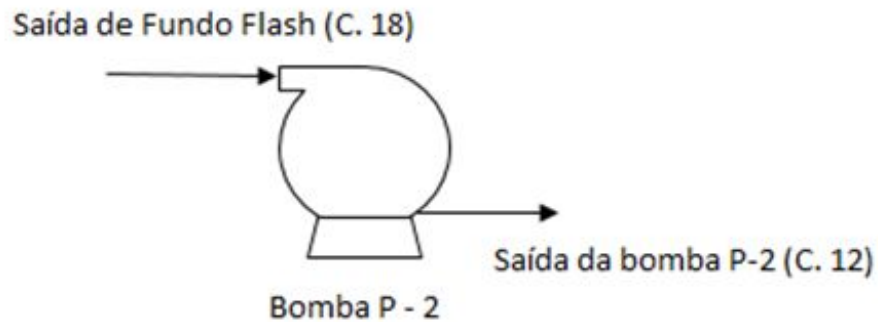


Figura 6. Representação esquemática bomba P-2.

Tabela 13. Parâmetros de Projeto da Bomba P-2.

Bomba P-2	
Vazão Mínima (m ³ /h)	22,28
Vazão de Projeto (m ³ /h)	26,74
ΔP (bar)	0,60
Máxima ΔP a impulsão fechada (bar)	0,72
Potência Consumida (CV)	0,59
Potência Hidráulica (CV)	1,95
Potência Real Consumida (CV)	2,30
$NPSH_{\text{Disponível}}$ (m)	52,28

As diferenças de pressão e características das correntes de entrada e saída podem ser vistas na tabela 14.

Tabela 14. Dados das correntes de entrada e saída da bomba P-2.

	Saída flash (18)	Saída bomba P-2 (12)
Pressão (bar)	4,8	5,4
Temperatura (°C)	32	32,01
Vazão mássica (kg/h)	34.700	34.700
Vazão molar (kgmol/h)	1.028	1.028
Vazão volumétrica (m ³ /h)	37,14	37,14
Densidade (kg/m ³)	934,8	934,9
Viscosidade (cP)	4,282	4,283
Condutividade térmica (W/m-K)	0,3406	0,3406
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	114,7	114,7
Composições molares		
Etanol	0,4164	0,4164
Água	0,5572	0,5572

3.3.4 Trocador de calor

Nessa etapa também foi utilizado um trocador de calor do tipo casco e tubo para fornecimento de energia térmica ao vinho de fermentação.

Os trocadores de calor são equipamentos que colocam em contato um fluido frio e um fluido quente através de uma superfície de separação. A energia do fluido quente, agente calefator, é fornecida para o fluido frio, aquecendo-o. Neste caso, o agente calefator utilizado foi vapor d'água. Os mecanismos de transmissão de calor envolvidos são a condução e convecção.

Para selecionar um trocador de calor, uma análise térmica deve ser feita, determinando-se, com isso, o tamanho e a geometria necessária para satisfazer os requisitos de aquecimento. No processo de produção do etanol, o trocador selecionado foi o trocador casca e tubos, no qual o fluido quente se encontrava nos tubos, e o fluido frio se encontrava no casco. Os parâmetros para o trocador utilizado estão descritos na tabela 15.

Tabela 15. Parâmetros de Projeto Trocador de Calor.

Trocador de Calor	
Vazão mássica	9964 kg/h
Fluxo de calor	1,86 Gcal/h
Temperatura do fluido quente (T_1, T_2)	217°C
Temperatura de entrada fluido frio (t_1)	32°C
Temperatura de saída fluido frio (t_2)	93°C
Perda de Carga (ΔP)	0,7 bar
Densidade	970 kg/m ³
Viscosidade	0,0007825 kg/(m·s)
Comprimento do trocador (l)	6 m
Espessura (e)	0,0002
Diâmetro do tubo	3/4''

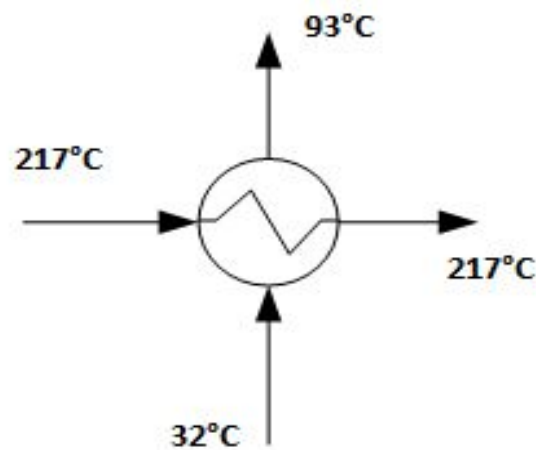


Figura 7. Representação esquemática das temperaturas do trocador de calor.

A equação básica para um trocador de calor é descrita abaixo.

$$Q = UA\Delta T \ln \quad (9)$$

Em que, $\Delta T \ln$ é calculado pela equação abaixo.

$$\Delta T_{mi} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (10)$$

Para calcular o coeficiente global de transferência de calor, utiliza-se a seguinte equação:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + r_c + r_f \quad (11)$$

Para os fluidos utilizados:

- $h_c = 10000 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$
- $h_f = 2400 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$
- $r_c = 0,00015 \text{ (h m}^2 \text{ }^\circ\text{C)/kcal}$
- $r_f = 0,00015 \text{ (h m}^2 \text{ }^\circ\text{C)/kcal}$

Com isso,

$$U = 1224,5 \text{ (kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta T_{ln} = 151,96^\circ\text{C}$$

Com os valores calculados acima e Q, chegou-se a área de troca do trocador (A):

$$A = 10\text{m}^2.$$

Para determinar o número de tubos, utilizou-se o Gráfico de Karman abaixo.

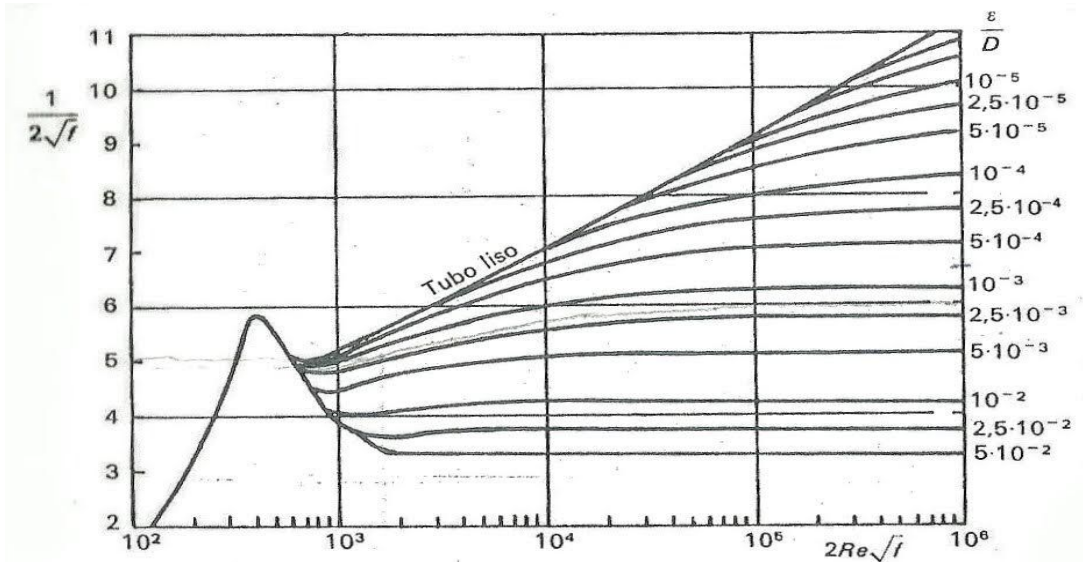


Figura 8. Gráfico de Karman.

Fonte: http://images.slideplayer.com.br/8/2264359/slides/slide_35.jpg

Os parâmetros para determinação do número de tubos foram calculado pelas seguintes equações:

$$\sum F = \frac{\Delta P}{\rho} = 72,16 \quad (12)$$

$$\frac{e}{D} = 0,0104 \quad (13)$$

$$2Re\sqrt{f} = \frac{D\rho}{\mu} \sqrt{\frac{2D\sum F}{L}} = 1585,73 \quad (14)$$

A partir do gráfico, chegou-se ao fator de atrito (f).

$$\frac{1}{2\sqrt{f}} = 2,5 \quad (15)$$

$$f = 0,01$$

Com o fator de atrito, calculou-se a velocidade máxima permitida:

$$\sum F = 2f(V)^2 \frac{L}{D} \quad (16)$$

$$V = 3,52 \text{ m/s}$$

Com a velocidade, chegou-se ao número de tubos.

$$m = \frac{\rho V \pi D^2 N}{8} \quad (17)$$

$$N = 5,7 \text{ tubos.}$$

Assim, serão necessários 6 tubos para o trocador.

A disposição dos tubos deve ser triangular, já que trata-se de um serviço limpo. Nesse modo de disposição cabe mais tubos em uma mesma seção, o que dificulta a limpeza com ajuda de elementos mecânicos.

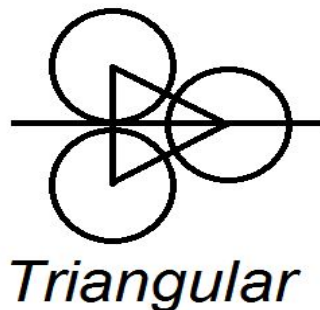


Figura 9. Disposição triangular dos tubos do trocador.

Na tabela 16 são encontradas as variações de temperatura, as pressões e as vazões das correntes antes e após o trocador de calor.

Tabela 16. Correntes envolvidas no trocador de calor.

	Saída bomba P-2 (12)	Vinho aquecido	Vapor_baixa1	Saída_vap_baixa1
Pressão (bar)	5,4	4,7	4,5	3,8
Temperatura (°C)	32,01	93	217	212,1
Vazão mássica (kg/h)	34.700	34.700	1.000.000	1.000.000
Vazão molar (kgmol/h)	1.028	1.028	55.500	55.500
Vazão volumétrica (m ³ /h)	37,14	39,43	494.000	580.000
Densidade (kg/m ³)	934,9	880,6	2,026	1,724
Viscosidade (cP)	4,283	0,3081	1,68E-02	1,66E-02
Condutividade térmica (W/m-K)	0,3406	0,3661	3,53E-02	3,47E-02
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	114,7	122,4	35,87	35,73
Composições molares				
Etanol	0,4164	0,4164	-	-
Água	0,5572	0,5572	1,0000	1,0000

3.4 Etapa de Destilação

Colunas são recipientes cilíndricos e verticais, com alta relação de comprimento (L) e diâmetro (D). São utilizadas principalmente para separação de misturas de multicomponentes, com propriedades químicas distintas tais como ponto de ebulição, volatilidade ou pressão de vapor.

Especialmente em processos industriais, aliam viabilidade econômica com separações em larga escala. Os pratos ou bandejas são dispostos, em geral, equidistantes, sendo de tamanhos semelhantes para favorecimento do equilíbrio líquido-vapor em cada estágio. Os produtos ditos mais leves (com menor temperatura de ebulição) saem pelo topo da coluna, enquanto os mais pesados escoam pelo fundo. Podem ser do tipo: convencional ou propriamente dita, extrativa, de absorção ou

stripping. Nesse projeto foram utilizadas colunas extrativas, de absorção e convencionais. Na etapa de destilação, foram simuladas 4 colunas conforme foi mostrado no diagrama da figura 2. Já na figura a seguir encontra-se o diagrama de simulação da etapa de destilação.

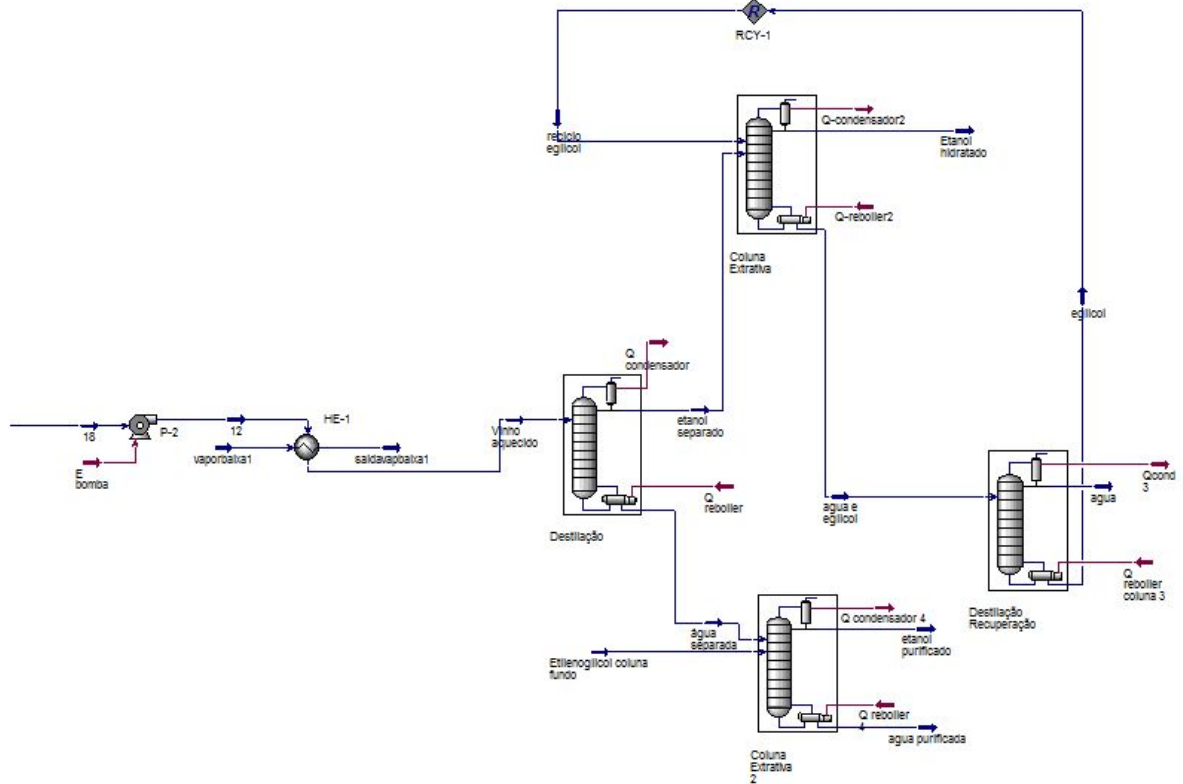


Figura 10. Diagrama de simulação da etapa de destilação via ASPEN HYSYS®.

3.4.1 Coluna de Destilação Convencional

A primeira coluna de destilação é alimentada com a vinhaça aquecida, proveniente da etapa de fermentação e pós-fermentação. Essa corrente, livre de CO₂ é composta por cerca de 55% em fração molar de água contra 41% de etanol. Essa coluna, do tipo convencional ou coluna de destilação propriamente dita é forçada a destilar a corrente de entrada de forma a separar como produto de topo, o etanol e como produto de fundo, a água. No entanto, em função da formação de azeótropos na mistura etanol-água, e da composição de etanol atingida ser apenas de 73%, há grande quantidade de etanol saindo pela corrente de fundo. Com isso, duas colunas de destilação extrativa foram implementadas: uma alimentada pela corrente de topo, mais enriquecida com etanol, a coluna extrativa 1; enquanto a coluna extrativa 2 deve ser alimentada pela corrente de fundo, que apesar de conter menor porcentagem de etanol, possui uma vazão volumétrica elevada, o que significaria enorme desperdício caso fosse desconsiderada.

Tabela 17. Parâmetros de especificação coluna de destilação convencional.

Coluna de Destilação Convencional	
Número de pratos	20
Pressão no primeiro estágio	3,6 bar
Razão de refluxo	0,7995
Posição da alimentação do etanol hidratado	10

Na tabela 18 foram descritos parâmetros das correntes de alimentação (vinho aquecido), a de saída de topo (etanol separado), e a de saída de fundo (água separada).

Tabela 18. Dados das correntes envolvidas na coluna de destilação convencional.

	Vinho aquecido	Etanol separado	Água separada
Pressão (bar)	4,7	3,5	4,5
Temperatura (°C)	93	111,2	121,9
Vazão mássica (kg/h)	34.700	5.173	29.400
Vazão molar (kgmol/h)	1.028	134,4	890,7
Vazão volumétrica (m ³ /h)	39,43	6,939	33,89
Densidade (kg/m ³)	880,6	745,5	868,7
Viscosidade (cP)	0,3081	0,2636	0,2024
Condutividade térmica (W/m-K)	0,3661	0,2188	0,3867
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	122,4	144,0	125,0
Composições molares			
Etanol	0,4164	0,7300	0,3681
Água	0,5572	0,2700	0,6015

Nos gráficos abaixo são apresentados os perfis de pressão e temperatura em função do número de estágios que está em ordem crescente a partir do condensador, prato número zero, até a caldeira, prato 21.



Gráfico 3. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna convencional.

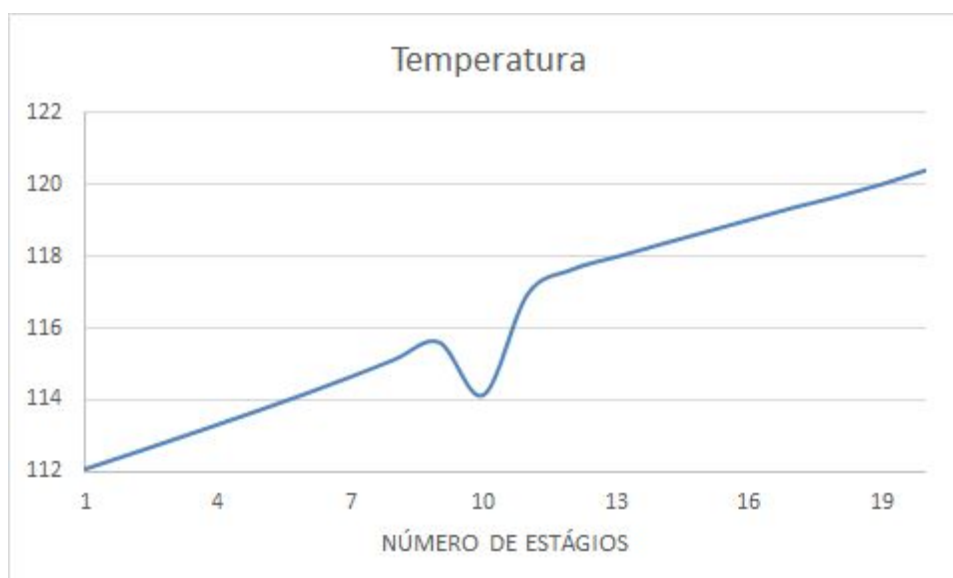


Gráfico 4. Perfil de Temperatura, em graus Celsius, em função do número de estágios da coluna convencional.

No estágio número 10, há a alimentação da vinhaça conforme indicado na tabela 16.

3.4.1.1 Projeto Rigoroso da Coluna de Destilação Convencional

Para estimação da melhor relação taxa de refluxo e número de pratos, foi realizado um estudo com base na otimização econômica da coluna descrita anteriormente. Para isso, parâmetros de projeto foram verificados em colunas com diferentes números de pratos, chegando-se, a partir deles, à coluna de menor custo, baseando-se em valores referentes ao ano de 2015.

Para isso, os cálculos a seguir foram efetuados. Estão anexadas a esse documento, Anexo A, as tabelas da análise econômica detalhada utilizada para o cálculo dos custos e investimentos.

A configuração da coluna adotada para estimação dos custos encontra-se na figura 11. Verifica-se que foram incluídas as estruturas recipiente-pulmão, condensador, reboiler ou caldeira, e bomba de refluxo, além da torre de destilação.

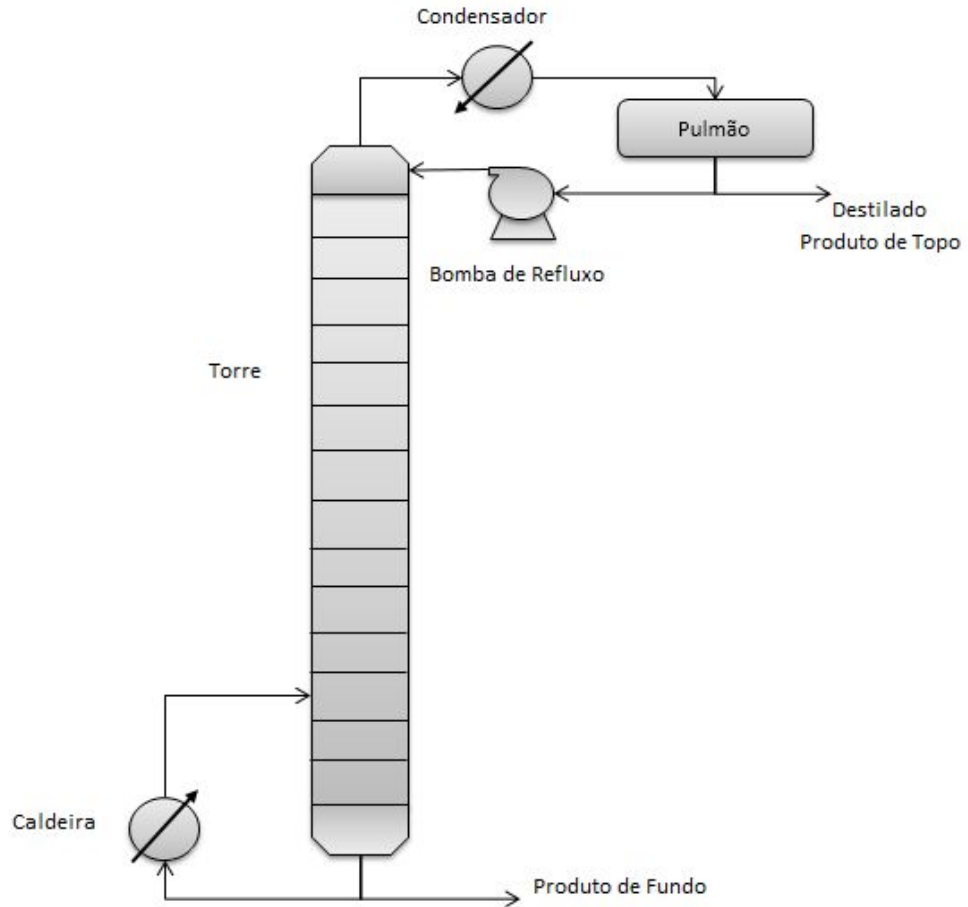


Figura 11. Estruturas Coluna de Destilação Convencional.

Assim, inicialmente, para o cálculo rigoroso da coluna de destilação, utilizou-se o estágio com a vazão máxima de vapor (m^3/h) e sua respectiva vazão de líquido (m^3/h) para o cálculo da densidade do vapor e do líquido, conforme equações abaixo.

$$\rho_{\text{liquido}} = \frac{L_{\text{liquido}} \text{ (kg/h)}}{L_{\text{liquido, M\acute{a}ximo}} \text{ (m}^3\text{/h)}} \quad (18)$$

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{V_{\text{vapor}} \text{ (kg/h)}}{V_{\text{vapor, M\acute{a}ximo}} \text{ (m}^3\text{/h)}} \quad (19)$$

Em que, $L_{\text{liquido}}(kg/h)$ e $V_{\text{vapor}}(kg/h)$ são as respectivas vazões mássicas. Assim, a partir da Equação de York abaixo, é possível calcular a Velocidade limite de operação, e depois, a área e o diâmetro necessário para dimensionamento da coluna.

$$V_{limite} (ft/s) = 0,23 \sqrt{\frac{\rho_{liquido} - \rho_{vapor}}{\rho_{vapor}}} \quad (20)$$

$$S_{coluna} (m^2) = \frac{V_{vapor} (m^3/h)}{3600 V_{limite}} \quad (21)$$

$$D_{coluna} (m) = \sqrt{\frac{4 S_{coluna}}{\pi}} \quad (22)$$

Além disso, com a quantidade de líquido presente no fundo da coluna (último prato), dado pelo simulador, e utilizando um tempo médio de residência entre 5 e 10 minutos, é possível calcular o volume de fundo da coluna.

$$V_{fundo} (m^3) = \frac{L_{fundo}}{t_{residência}} \quad (23)$$

$$h_{fundo} (m) = \frac{S}{V_{fundo}} \quad (24)$$

A altura total da coluna inclui o número de etapas reais multiplicado pela altura de 0,46 m, o qual em geral é utilizado para colunas que trabalham com fluidos limpos, como no caso do etanol. Além disso, considerou-se o tamanho dos pratos de entrada e saída e a altura de fundo, conforme equação abaixo.

$$h_T (m) = \text{Número de Pratos} \times 0,46 + h_{Prato entrada} + h_{Prato saída} + h_{fundo} \quad (25)$$

Já a espessura da parede do equipamento (e), em milímetros, e o seu respectivo peso (W) em quilogramas são dados pelas equações abaixo.

$$e (mm) = C_a + \frac{P_{desenho} \frac{D_{coluna}^{1000}}{2}}{St E - 0,6 P_{desenho}} \quad (26)$$

$$W_{coluna} (kg) = 24,6 D_{coluna} (L + 0,8 D_{coluna}) [e + X] \quad (27)$$

Onde, St igual a 1055 para aço carbono a pressão e temperaturas moderadas, E é igual a 0,85, Ca igual a 3 mm, e X igual a 2 para casos simples, como o recipiente pulmão, e 4 para casos complexos, como a coluna.

Assim, para estimação dos custos da coluna considerou-se pratos de válvula, por serem os mais comumente usados. Além disso, foi utilizado o valor de 80% de eficiência para cada prato teórico.



Figura 12. Tipo de prato de válvula escolhidos para a coluna de destilação convencional.

Fonte: www.wermac.org/equipment/distillation_part2.html

Assim as equações para estimação dos custos são dadas abaixo.

$$Custo_{Recipiente} = 10000 + 29 W^{0,85} \quad (28)$$

$$Custo_{Pratos} = (180 + 340 D^{1,9}) \frac{\text{Número de Pratos}}{30} \quad (29)$$

Os custos em dólares gulf são referidos ao ano de 2006, edição Chemical Engineering Design. Eles foram atualizados para estimação do custo total e do investimento, com os valores referentes a 2015.

Para o projeto do separador-pulmão, é possível calcular o volume necessário através da quantidade de líquido que circula pelo topo da coluna. Abaixo encontram-se as equações de projeto e estimação dos custos.

$$L_{condensado}^{Total} = Destilado + LD \quad (30)$$

Onde LD é a vazão de fluido presente no primeiro prato. Assim, o volume de líquido é dado por:

$$Volume_{liq} (m^3) = \frac{L_{condensado}^{Total}}{6} \quad (31)$$

$$Volume_{geométrico} (m^3) = 2 Volume_{liq} \quad (32)$$

E, portanto o diâmetro ($D_{pulmão}$) e o comprimento $L_{pulmão}$ do equipamento podem ser calculados pelas equações.

$$D_{pulm\tilde{a}o} = \sqrt{\frac{4 \text{Volume}_{geom\acute{e}trico}}{5 \Pi}} \quad (33)$$

$$L_{pulm\tilde{a}o} = 5 D_{pulm\tilde{a}o} \quad (34)$$

Utilizando uma raz\~ao L/D igual a 5.

Assim, o custo do recipiente pulm\~ao pode ser estimado por:

$$\text{Custo}_{pulm\tilde{a}o} = 8800 + 27 W_{pulm\tilde{a}o}^{0,85} \quad (35)$$

Para o projeto do condensador total de topo, s\~ao utilizadas as temperaturas de entrada e retorno do fluido de trabalho, bem como \u00e1gua de resfriamento entrando a 31°C e saindo a 50°C, como fluido frio. Assim \u00e9 poss\u00edvel calcular:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (36) \quad \text{e} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (37)$$

Onde T \u00e9 a temperatura do fluido quente, de trabalho da coluna e t a temperatura do fluido frio, \u00e1gua de resfriamento. O par\u00e2metro F_t , para corre\~ao de efici\~encia utilizado na equa\~ao de troca t\u00e9rmica, foi estimado a partir do gr\u00e1fico apresentado na figura 13 abaixo.

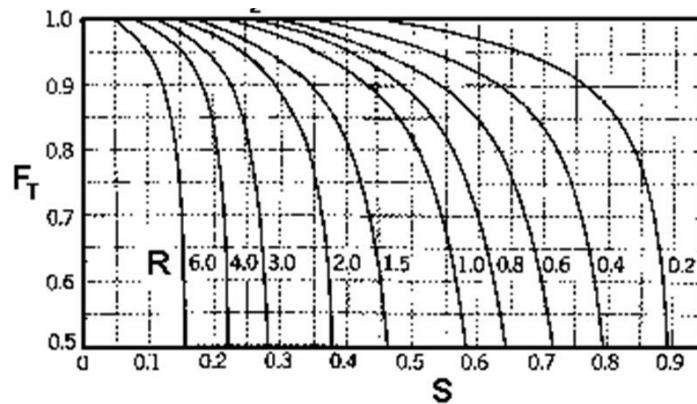


Figura 13. Gr\u00e1fico para estimac\u00e3o de F_t .

Fonte: images.slideplayer.com.br/12/3658880/slides/slide_6.jpg

Portanto, com os valores de coeficiente de troca t\u00e9rmica U , igual a 900 kcal/h m^2 °C, e com o fluxo de calor dado pelo simulador \u00e9 poss\u00edvel calcular a \u00e1rea necess\u00e1rio do condensador.

$$A_{condensador} (m^2) = \frac{Q_{cond} (kcal/h)}{U F_t \Delta T_{ml}} \quad (38)$$

Assim, o custo do equipamento \u00e9 calculado pela equa\~ao abaixo retirada do Chemical Engineering Design (cap\u00edtulo 6).

$$\text{Custo}_{Condensador} = 24000 + 46 A_{condensador}^{1,6} \quad (39)$$

Para a estimação dos custos de investimento da caldeira de fundo são utilizadas as temperaturas de entrada e saída do fluido de trabalho, produto de fundo da coluna, bem como o vapor de baixa pressão a 217°C atribuído como fluido de aquecimento. Assim, tem-se a estimação econômica com base na área de troca térmica necessária para aquecer.

$$A_{caldeira} (m^2) = \frac{Q_{cald}(kcal/h)}{U\Delta T_{ml}} \quad (40)$$

em que Q (kcal/h) é o fluxo de calor necessário e U é o coeficiente de troca térmica, igual a 750 kcal/h m² °C. O custo do equipamento é dado pela equação seguinte:

$$Custo_{Caldeira} = 24000 + 46 A_{Caldeira}^{1,6} \quad (41)$$

Para a bomba de refluxo faz-se necessário calcular a Pressão de Admissão e de Impulsão a qual a bomba está sujeita.

$$P_{Admissão} = P_{Hidrostática} + P_{Condensador} \quad (42)$$

$$P_{Impulsão} = P_{Topo da Coluna} + P_{Hidrostática} \quad (43)$$

Em geral, a bomba deve fornecer pressão suficiente para vencer a altura da coluna, somado a altura de líquido do pulmão e altura do tanque, a perda de carga da válvula e da tubulação, fornecendo a pressão do topo da coluna de destilação. Assim, a diferença de pressão pode ser calculada.

$$\Delta P_{Bomba} = P_{Impulsão} - P_{Admissão} \quad (44)$$

Utilizando a vazão de refluxo ($Q_{Refluxo}$ em m³/s) e a densidade do líquido ($\rho_{líquido}$), dada pelo simulador e igual a 744,1 kg/m³, tem-se a velocidade mássica no sistema e potência necessária da bomba.

$$m_{bomba} (kg/s) = \frac{Q_{Refluxo}}{3600 \rho_{líquido}} \quad (45)$$

$$Potência_{Refluxo} (kw) = \frac{m_{bomba} \Delta P_{Bomba}}{1000} \quad (46)$$

O custo total do equipamento é dado pelo somatório dos custos da turbina e da centrífuga, dados pelas equações a seguir.

$$Custo_{turbina} = 1630 Potência_{Refluxo}^{0,75} - 12000 \quad (47)$$

$$Custo_{centrífuga} = 6900 + 206 Q_{Refluxo}^{0,9} \quad (48)$$

Os gastos referentes a 4 anos de uso de água de resfriamento e vapor de aquecimento são definidos pelas equações abaixo.

$$M_{água,cond} (kg/h) = \frac{Q_{cond}(kcal/h)}{C_p(t_2-t_1)} \quad (49)$$

Onde $M_{\text{água}}$ (kg/h) é a vazão mássica de água, Q o fluxo de calor de calor do condensador e C_p o calor específico da água.

$$v \text{ (m}^3\text{/h)} = \frac{M_{\text{água}}}{\rho_{\text{água}}} \quad (50)$$

$$\text{Custo}_{\text{água}} \text{ (\$/h)} = 0,1 \text{ (\$/m}^3\text{)} v \quad (51)$$

Em que 0,1 é o valor estimado para o custo da água por m³.

$$\text{Custo Água}_{4 \text{ anos}} = 4_{\text{anos}} 8000_{\text{horas}} \text{Custo}_{\text{água}} \quad (52)$$

Posteriormente, calculando o valor do gasto referente à água utilizada na caldeira, foram usadas as equações seguintes.

$$M_{\text{vapor,cald}} \text{ (t/h)} = 0,001 \left(\frac{Q_{\text{cald}} \text{ (kcal/h)}}{l_{\text{vap}}} \right) \quad (53)$$

Em que $l_{\text{vap}} = 702,15$ kcal/kg, calor latente de vaporização nas condições do vapor de aquecimento.

$$\text{Custo}_{\text{Vapor}} \text{ (\$/h)} = 10 \text{ (\$/t)} M_{\text{vapor,cald}} \quad (54)$$

$$\text{Custo Vapor}_{4 \text{ anos}} \text{ (\$)} = 4_{\text{anos}} 8000_{\text{horas}} \text{Custo}_{\text{Vapor}} \quad (55)$$

Por fim, calculou-se o custo de eletricidade requerida pela bomba a partir das equações abaixo.

$$\text{Custo eletricidade}_{\text{bomba}} = 0,45662 \text{ Potência}_{\text{bomba}} \text{ (W)} \quad (56)$$

Onde o custo do kWh no Brasil, no ano de 2015 foi de R\$ = 0,45662. Para o período de 4 anos:

$$\text{Custo eletricidade}_{4 \text{ anos}} = 4_{\text{anos}} 8000_{\text{horas}} \text{Custo eletricidade}_{\text{bomba}} \quad (57)$$

Na tabela a seguir, encontram-se os custos totais de investimentos e operação em reais e no gráfico 5 abaixo a sua respectiva representação. Pode-se perceber que a coluna de destilação com 20 pratos é a que requer menor investimento e custo total, sendo portanto, a coluna com a melhor relação custo-benefício e a escolhida para a etapa de destilação convencional.

Tabela 19. Custos e Investimentos totais em Equipamentos e Custos de 4 anos de Operação.

Etapas reais	L_D/D	Investimento/ MRS	Custos Equipamentos/ MRS	Custo Equipamentos + Investimentos MRS	Custo Operacional em 4 anos/MRS	Total/ R\$
8	6,26	7,09	12,79	0,54	29,88	37,51
10	1,63	3,13	4,78	0,24	11,66	15,03
20	0,8	2,66	3,48	0,20	8,53	11,39
40	0,66	3,07	4,26	0,23	9,00	12,31
50	0,61	3,19	4,42	0,24	9,07	12,50

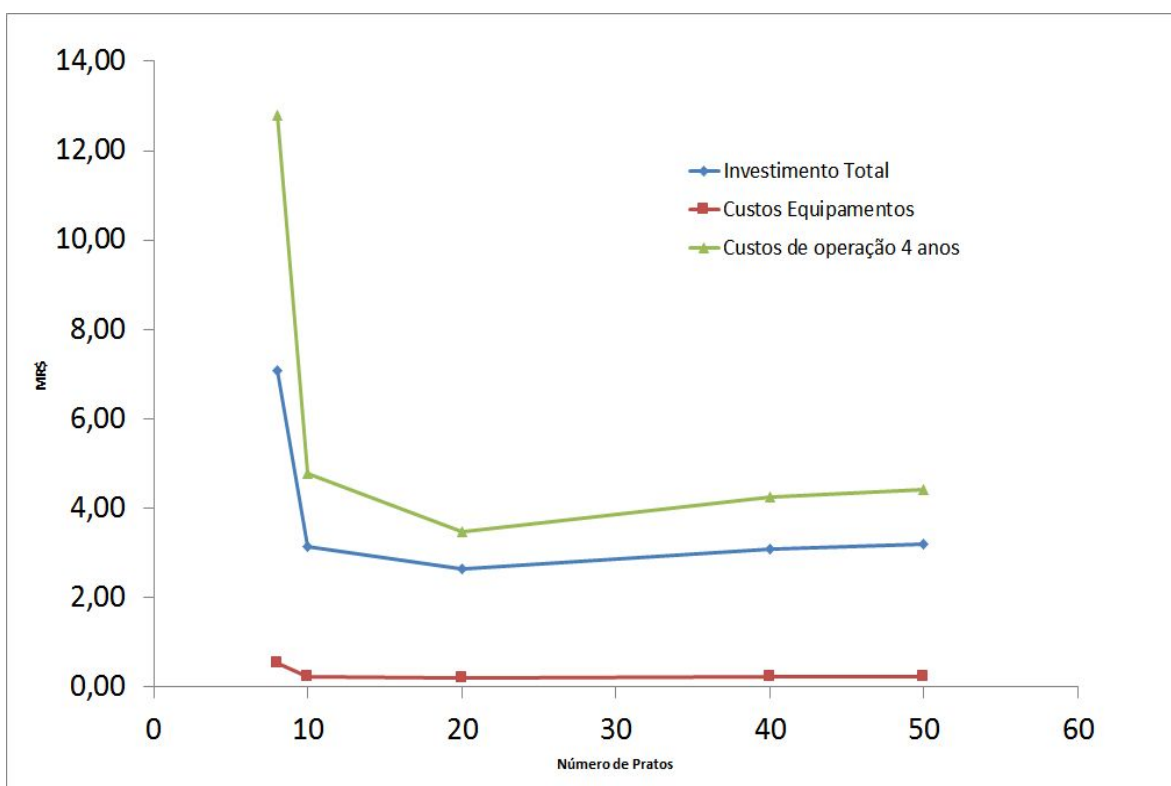


Gráfico 5. Custos e investimentos necessários para a implementação do processo de produção de etanol.

Além disso, o gráfico a seguir é a representação da taxa de refluxo em função do número de estágios da coluna.

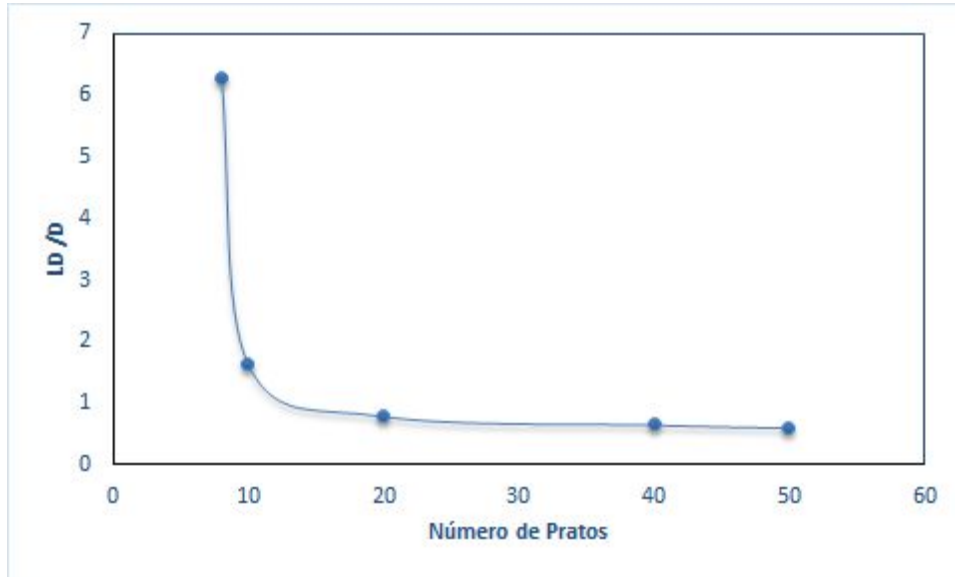


Gráfico 6. Taxa de refluxo em função do número de estágios da coluna de destilação.

3.4.2 Coluna de Destilação Extrativa

A mistura etanol-água forma um azeótropo homogêneo, com teor de etanol igual a 89,0% em mol, o que corresponde a 95,6% em massa, quando em uma temperatura de 78,15°C. A modificação das volatilidades é necessária em virtude das semelhanças nas pressões de vapor dos componentes da alimentação inicial ou da presença de um azeótropo. Este solvente possui um ponto de ebulição elevado, maior do que o ponto de ebulição dos componentes a serem separados, o que tornaria impossível a formação de novos azeótropos no sistema.

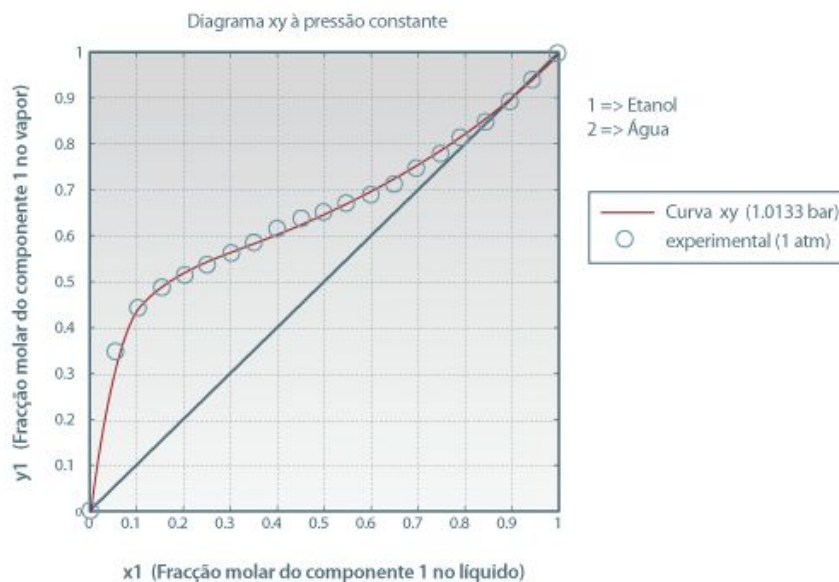


Figura 14 - Diagrama yx para o sistema etanol/água à pressão atmosférica.

Fonte: http://labvirtual.eq.uc.pt/site/Joomla/index.php?option=com_content&task=view&id=223&Itemid=413

Devido a essa formação de uma mistura azeotrópica, foi utilizada uma coluna de destilação extrativa que tem como finalidade a produção do etanol combustível, como produto de topo, numa composição molar de aproximadamente 95%, em função da mistura azeotrópica original apresentar composição molar de 73% de etanol hidratado. Na coluna de recuperação é obtida a separação entre a água e o solvente, onde o produto de base é refrigerado e reciclado à coluna extrativa.

O ponto de entrada do solvente deve ser acima da alimentação e alguns pratos abaixo do topo da coluna, de forma que uma concentração apreciável de solvente seja mantida em todos os pratos da coluna. A volatilidade do etanol em relação à água é realçada com o solvente. Isto possibilita a separação dos dois componentes em menos estágios e menores razões de refluxo do que os necessários numa destilação fracionada simples, requerendo menos energia e muitas vezes o que se economiza paga o equipamento de recuperação do solvente.

O etileno glicol foi escolhido como solvente para o sistema em estudo, com o qual não forma azeótropos adicionais na coluna de destilação extrativa. Segundo Meirelles (2006), a destilação extrativa com etileno glicol é mais econômica em termos de gasto de energia, consome menos água e produz o dobro de álcool, quando comparado ao processo de destilação azeotrópica com ciclohexano como solvente. O processo de destilação extrativa com etileno glicol é responsável por, aproximadamente, 35% de todo o álcool anidro produzido no Brasil.

O componente mais volátil, o etanol, é obtido no topo como destilado e relativamente puro, e os componentes menos voláteis, água e solvente, saem na base da coluna.

Foram utilizadas duas colunas extrativas uma para a corrente de topo e outra para a corrente de fundo da coluna de destilação inicialmente empregada. Os dados das correntes que alimentam e deixam essas colunas foram apresentados nas tabelas 21 e 22 abaixo. Já nas tabelas 20 e 23 estão descritas suas especificações.

Tabela 20. Parâmetros de trabalho da coluna extrativa número 1.

Coluna Extrativa 1	
Número de pratos	15
Pressão no primeiro estágio	3,1 bar
Razão de refluxo	2,825
Posição de alimentação do solvente (estágio)	1
Posição da alimentação do etanol hidratado	8

Tabela 21. Dados das correntes envolvidas na coluna de destilação extrativa 1.

	Etanol separado	Reciclo eglicol	Etanol hidratado	Água e eglicol
Pressão (bar)	3,5	4,5	3	4
Temperatura (°C)	111,2	256,7	107,8	229,1E
Vazão mássica (kg/h)	5.173	20.000	4.622	20.600
Vazão molar (kgmol/h)	134,4	322,5	103,2	353,7
Vazão volumétrica (m ³ /h)	6,939	22,05	6,501	22,05
Densidade (kg/m ³)	745,5	907,1	711	932,0
Viscosidade (cP)	0,2636	0,1691	0,2975	0,221
Condutividade térmica (W/m-K)	0,2188	0,2218	0,139	0,2401
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	144,0	252,3	161,6	226,1
Composições molares				
Etanol	0,7300	-	0,9500	0,0003
Água	0,2700	0,0010	0,0469	0,0898
Etilenoglicol	-	0,9990	0,0031	0,9099

Os perfis de pressão e temperatura da coluna extrativa 1 são apresentados nos gráficos 7 e 8, respectivamente. A quantidade de estágios está em ordem crescente do condensador, prato zero, à caldeira, último prato. E no gráfico 9 é apresentado o perfil de composições molares de etanol e água em função do número de estágios dessa coluna. É possível perceber uma variação acentuada nos primeiros pratos da composição de etanol como produto de topo (destilado) obtido nessa coluna. Também pode-se notar que como produto de fundo, a quantidade de etanol desperdiçado é mínima, como mostrado na tabela 21 de composições da coluna extrativa 1.



Gráfico 7. Perfil de pressão, em bar, versus número de estágios da coluna extrativa 1.

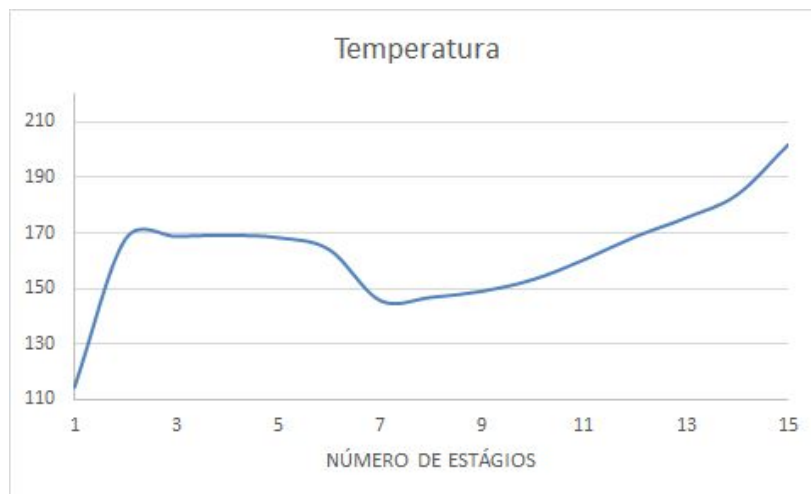


Gráfico 8. Perfil de temperatura, em Célsius, versus número de pratos da coluna extrativa 1.



Gráfico 9. Composições Etanol e Água versus número de estágios da coluna extrativa 1.

Tabela 22. Dados das correntes envolvidas na coluna de destilação extrativa 2.

	Água separada	Etilenoglicol coluna fundo	Etanol purificado	Água purificada
Pressão (bar)	4,5	4,1	4	5
Temperatura (°C)	121,9	25	118	203,7
Vazão mássica (kg/h)	29.400	75.000	15.700	88.700
Vazão molar (kgmol/h)	890,7	1.208	344,7	1.754
Vazão volumétrica (m ³ /h)	33,89	67,5	22,37	92,56
Densidade (kg/m ³)	868,7	1.111	701,7	958,8
Viscosidade (cP)	0,2024	14,06	0,2671	0,2383
Condutividade térmica (W/m-K)	0,3867	0,2539	0,1295	0,2711
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	125,0	162,2	167	190,8
Composições molares				
Etanol	0,3681	-	0,9500	0,0002
Água	0,6015	-	0,0302	0,2995
Etilenoglicol	-	1,0000	0,0198	0,6849

A seguir são apresentados os parâmetros de trabalho da coluna extrativa 2.

Tabela 23. Parâmetros de trabalho da coluna extrativa 2.

Coluna Extrativa 2	
Número de pratos	27
Pressão no primeiro estágio	4,0 bar
Razão de refluxo	1,620
Posição de alimentação do solvente (estágio)	1
Posição da alimentação do etanol hidratado	14

Abaixo, os gráficos relativos à coluna extrativa 2, de 27 pratos.

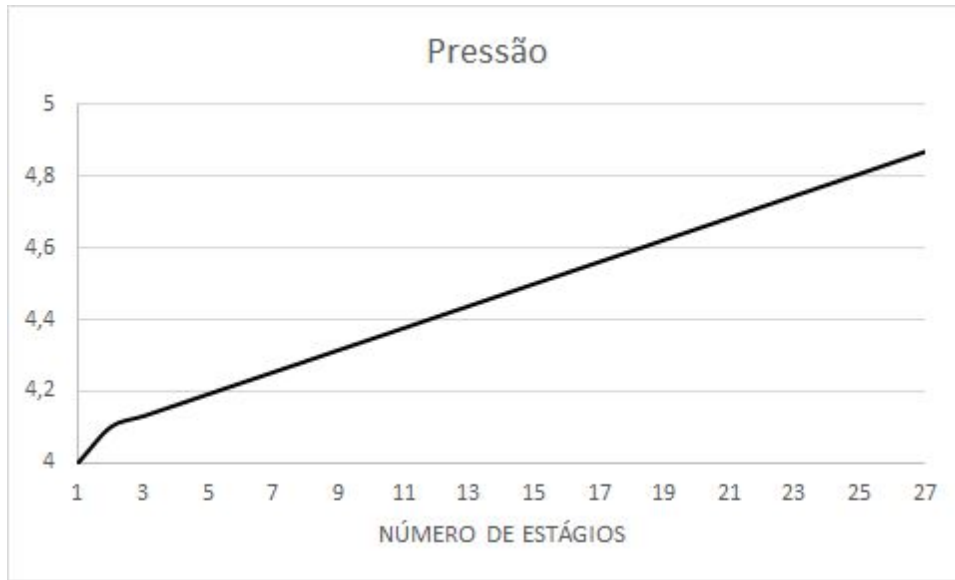


Gráfico 10. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna extrativa 2 (27 pratos).

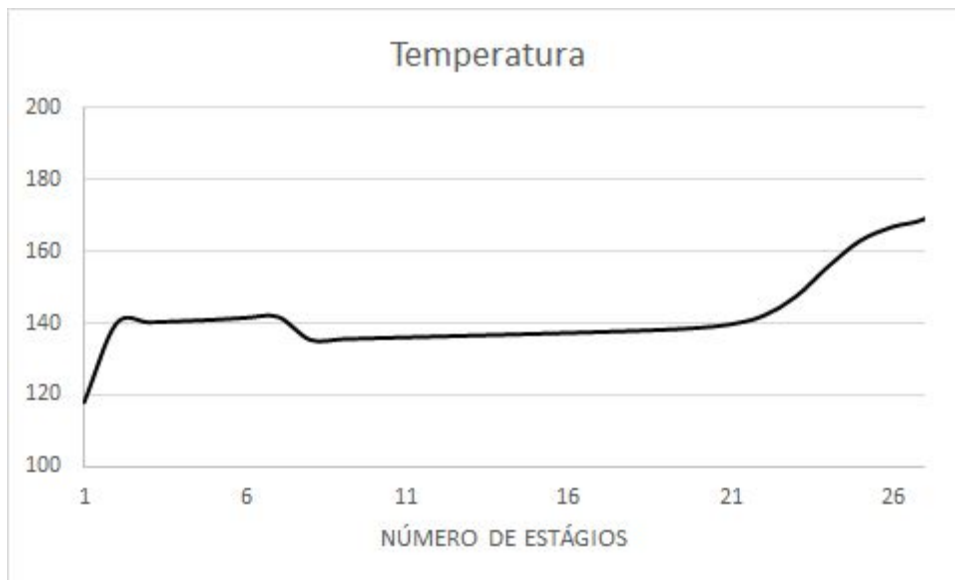


Gráfico 11. Perfil de Temperatura, em celsius, em função do número de estágios da coluna extrativa 2 (27 pratos).

É notável que durante os estágios 7 a 20 a temperatura permanece praticamente constante, enquanto que há variação na pressão do sistema. Esse comportamento é também percebido nos perfis de composição etanol e água em função do número de estágios, conforme figura abaixo. Além disso, como na primeira coluna extrativa, a composição de etanol desperdiçado como produto de fundo nessa coluna também é mínima em relação à quantidade obtida como destilado.

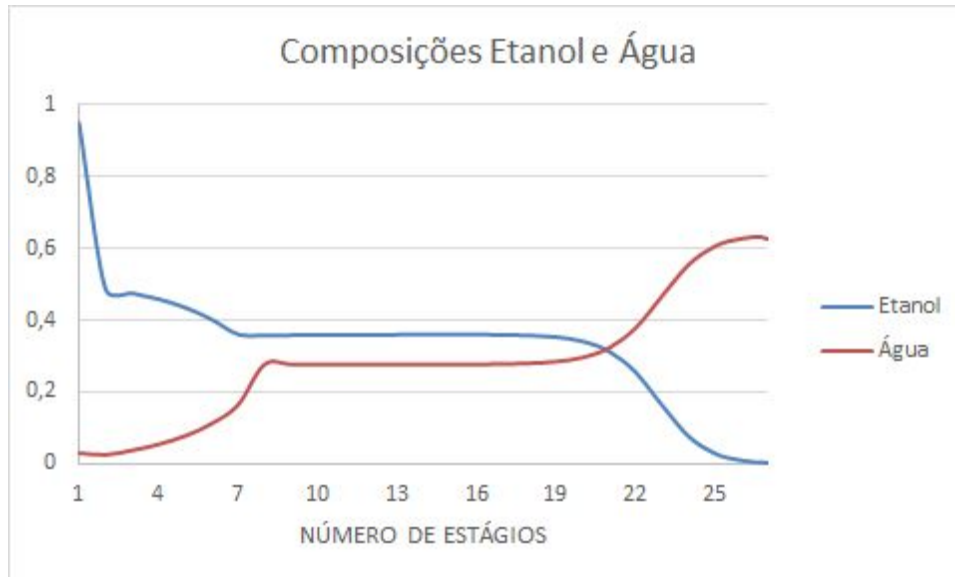


Gráfico 12. Composições Etanol e Água versus número de estágios da coluna extrativa 2.

3.4.3 Coluna de Recuperação do Solvente

A coluna de recuperação de solvente é uma coluna de destilação do tipo convencional e usada na simulação para separação de etilenoglicol, produto de fundo, e água, que sai pelo topo do equipamento. A figura 15 mostra o mapa de curvas residuais para a mistura etanol-água-etilenoglicol e permite observar que a partir de qualquer composição inicial obtém-se o solvente etilenoglicol puro como produto de fundo de uma etapa de destilação.

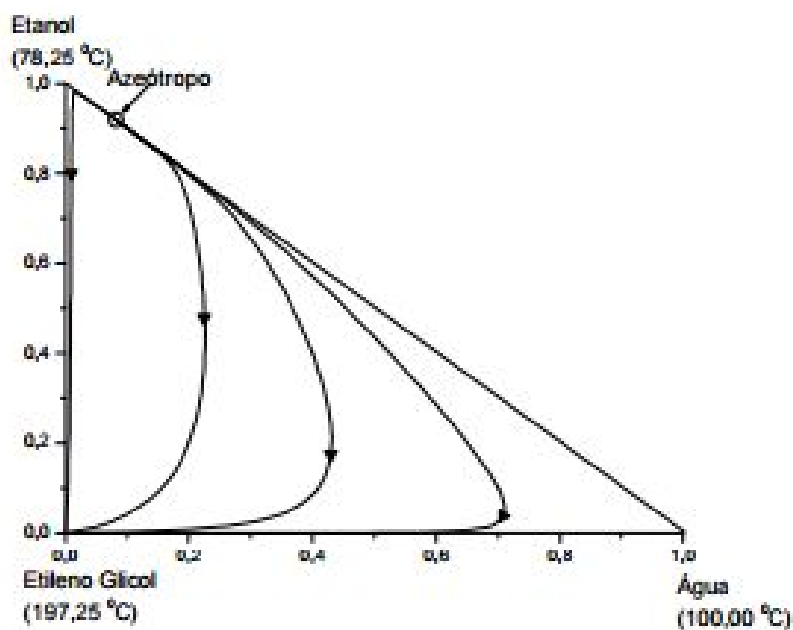


Figura 15. Diagrama de mistura Etanol - Água - Etilenoglicol.

Fonte: Reis, 2002.

O ponto azeotrópico deste sistema funciona como um nó instável, de onde emergem todas as curvas residuais. Além disso, os pontos singulares do diagrama são o ponto azeotrópico da mistura etanol-água e o ponto de etileno glicol puro. Assim, o etileno glicol não forma novos azeótropos com o etanol ou com a água. (DOHERTY & CALDAROLA 1985)

Com isso, é possível obter etilenoglicol puro (aproximadamente 99,9%) com certa facilidade, isto é, apenas com 10 pratos na coluna e uma baixa taxa de refluxo, sendo possível utilizá-lo a partir de uma realimentação nas colunas de destilação extrativa descrita anteriormente. Esse recurso permite a economia de solvente, fator considerado determinante na escolha, já que se verifica uma quase total recuperação desse composto desidratante.

A tabela 24 apresenta os dados das correntes envolvidas na coluna de recuperação.

Tabela 24. Dados das correntes envolvidas na coluna de recuperação do solvente.

	Água e eglicol	Reciclo eglicol	Água
Pressão (bar)	4	4,5	3,5
Temperatura (°C)	229,1	256,7	140,4
Vazão mássica (kg/h)	20.600	20.000	719,2
Vazão molar (kgmol/h)	353,7	322,5	33,93
Vazão volumétrica (m ³ /h)	22,05	22,05	0,7698
Densidade (kg/m ³)	932,0	907,1	934,3
Viscosidade (cP)	0,221	0,1691	0,1285
Condutividade térmica (W/m-K)	0,2401	0,2218	0,5896
Calor específico (kJ/kgmol-°C)	226,1	252,3	87,33
Composições molares			
Etanol	0,0003	-	0,0029
Água	0,0898	0,0010	0,9268
Etilenoglicol	0,9099	0,9990	0,0703

A seguir os parâmetros de trabalho da coluna de recuperação de solvente.

Tabela 25. Parâmetros de trabalho da coluna de recuperação de solvente.

Coluna de Recuperação de solvente	
Número de pratos	10
Pressão no primeiro estágio	3,5 bar
Razão de refluxo	3
Posição da alimentação da mistura	5

Abaixo encontram-se representados os perfis de Pressão e Temperatura em função do número de estágios da coluna de recuperação de solvente.

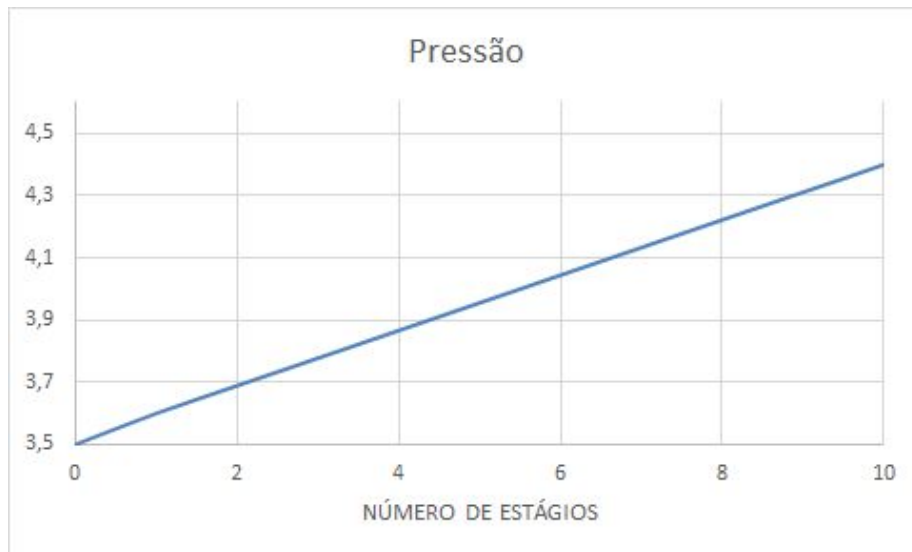


Gráfico 13. Perfil de Pressão, em bar, em função do número de estágios da coluna de recuperação.

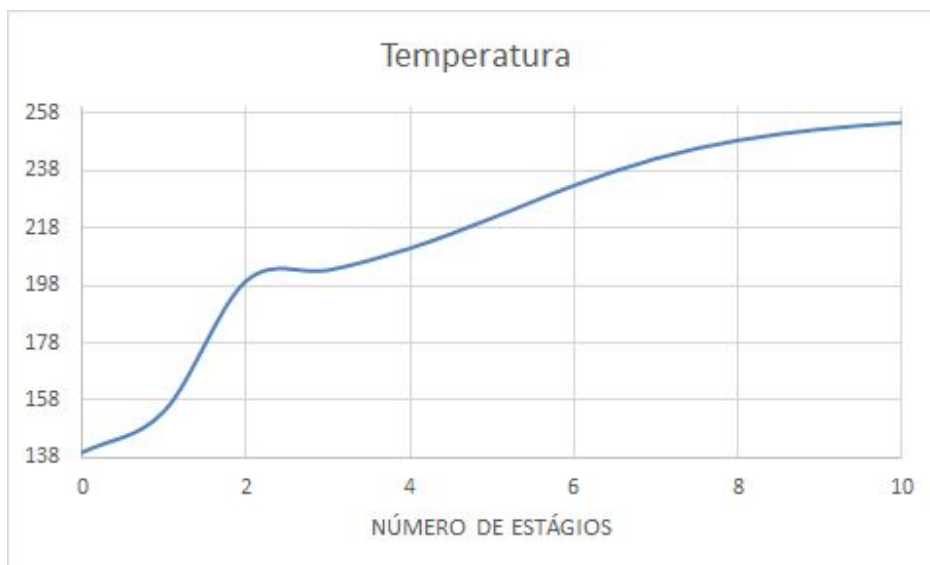


Gráfico 14. Perfil de Temperatura em função do número de estágios da coluna de recuperação.

Além disso, as composições de etilenoglicol e água podem ser representadas em função do número de estágios, conforme gráfico abaixo.

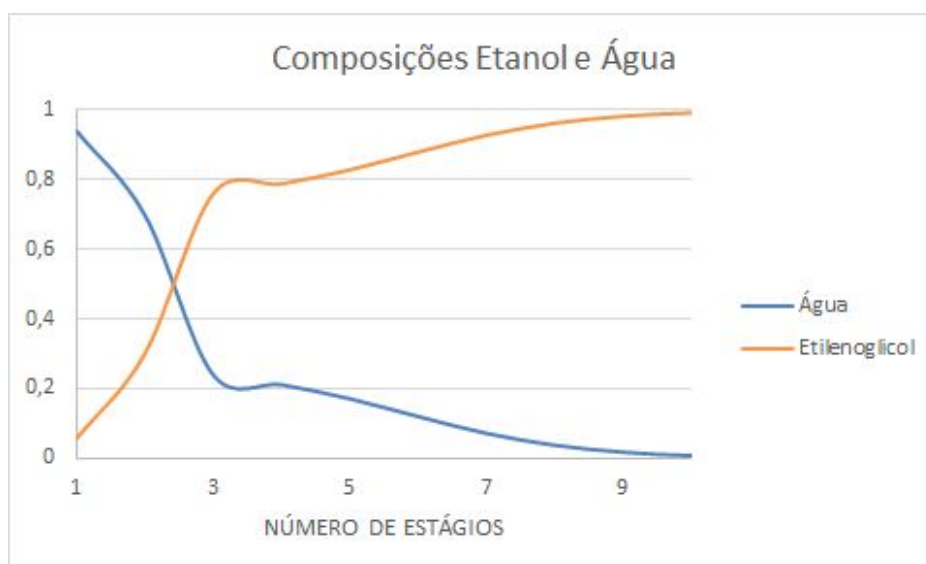


Gráfico 15. Composições Etilenoglicol e Água versus número de estágios da coluna de recuperação.

É possível notar que a água sai como produto de topo, por ser mais leve, enquanto que o solvente sai praticamente puro como produto de fundo dessa coluna.

4. Instrumentação e Controle do Processo

É de grande utilidade a monitoração de variáveis do processo em tempo real, como temperatura, pressão, nível de tanques, entre outros. Atualmente, sistemas de controle de processos são amplamente difundidos e usados em vários ramos industriais, principalmente pois, a adoção do controle automático significa a viabilização de processos complexos, onde são necessárias grandes velocidades de processamento de informações e rapidez de atuação. Este permite a operação estável, atenuando perturbações que tendem a deslocar o ponto operacional desejado, garantindo, dessa forma, condições de segurança, reprodutibilidade da operação e economia do processo. Porém, para processos fermentativos esses instrumentos têm evoluído relativamente pouco em decorrência da dificuldade de medidas em linha das principais variáveis específicas do processo e de sua complexidade cinética para aplicação em modelos matemáticos. (Stephanopoulos, 1984).

4.1 Etapa de Fermentação

Para o processo fermentativo, a obtenção de dados que caracterizem a evolução no tempo das reações biológicas é de fundamental importância para a caracterização do sistema. Assim, sistemas

analíticos que gerem sinais em linha, ou seja, imediatamente disponíveis na forma de sinais elétricos para o controle dos processos fermentativos são considerados essenciais para a implementação de uma malha ideal de monitoramento.

Para a etapa de fermentação, são necessários medidores de temperatura do reator devido à estrita dependência do crescimento microbiano com essa variável. Nos processos fermentativos, o intervalo de medida situa-se entre 0°C e 130°C, sendo para esse processo a temperatura de fermentação ideal é de 32°C. Essa medida é feita, principalmente, por termômetros baseados na variação da resistência de sensores metálicos (Cu, Ni, Pt ou liga RhFe).

Medidores de vazão também são utilizados para medir a quantidade de O₂ dissolvido e CO₂ formado para as correntes gasosas. As correntes líquidas podem fornecer o rendimento do processo: a informação de produto formado em função da quantidade alimentada no biorreator.

Além disso, faz-se necessária a medição do pH do meio fermentativo, devido à sua influência na atividade enzimática e no metabolismo microbiano. Esse valor é medido potenciométricamente com sondas esterilizáveis e devem indicar um meio ácido que favoreça a proliferação da levedura.

4.2 Etapa de Destilação

As colunas de destilação em usinas de álcool necessitam de sistemas de controle capazes de rejeitar flutuações que ocorrem frequentemente, devido às características inerentes ao processo de destilação como dinâmica lenta, elevado tempo morto e interação entre as malhas de controle.

A automação atualmente usada em destilarias de álcool (hidratado) envolve o controle de três pontos essenciais ao processo: pressão na base das colunas, temperatura no topo das colunas e concentração alcoólica na saída da coluna extrativa, o qual pode ser entendido também como o parâmetro de qualidade esperado para o Etanol produzido no sistema. Além disso, faz-se necessário obter medidores de vazão para alimentação do vinho e retirada de álcool hidratado. Transmissores e Indicadores de pressão e temperatura nos múltiplos estágios completa a instrumentação do processo.

4.3 Dispositivos de Segurança

Uma planta química industrial deve ser projetada com base na natureza dinâmica desse tipo de sistema. Assim, além de incluir malhas de controle robustas capazes de minimizar e controlar suas flutuações, o projeto deve conter os instrumentos de segurança responsáveis por mitigarem as condições inseguras inerentes aos processos químicos.

As válvulas são equipamentos amplamente utilizados para controle de fluxo, temperatura e pressão em indústrias químicas, incluindo o ramo de produção de álcool e açúcar. Essas podem ser de

diversos tipos, formatos, tamanhos e revestidas com materiais específicos em decorrência da natureza corrosiva do fluido que escoa pelo sistema.

Para as usinas de álcool, esses elementos de controle devem ser empregados em especial visando evitar vazamentos, pois o líquido produzido é altamente inflamável e em contato com partes girantes dos motores envolvidos ou com alguma parte elétrica a possibilidade de incêndio é elevada.

Além disso, as válvulas redutoras de pressão para entrada de vapor de baixa nos trocadores e nas caldeiras das colunas de destilação também devem atuar visando à manutenção da vazão necessária a estabilidade da temperatura requerida em determinada etapa do processo. Faz-se necessário também a utilização de contenção de fluxos anterior às bombas e às colunas de destilação de forma a manter a vazão volumétrica da planta.

As bombas necessitam, ainda, de válvulas de retenção, que visam à proteção do equipamento contra o refluxo do fluido após sua paralisação. Geralmente são instaladas no início das tubulações de recalque para proteção contra os golpes de aríete, resultantes da cessação brusca do escoamento, especialmente por falta de energia elétrica. Esse posicionamento é o mais adequado, pois facilita inspeções e consertos eventuais.

O modelo de válvula mais utilizado nas indústrias é denominado válvula globo sede simples. Caracterizada por ser uma válvula de deslocamento linear e corpo de duas vias, possui formato globular com passagem reta interna de fluxo, conforme figura abaixo. Além dessas, as válvulas de característica FAIL-OPEN são denominadas assim por atuarem de forma totalmente abertas na posição de descanso, permitindo o fluxo sem estrangulamento. Além disso, em caso de falha no sistema, a atuação do controlador seria para fechar a válvula que se abre com interrupção do sinal. Válvulas desse tipo podem ser utilizadas para alívio de pressão no sistema, permitindo a não retenção da vazão volumétrica.

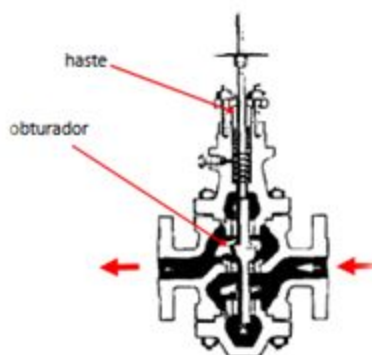


Figura 16. Válvula Globo sede simples. Indicação da Haste e do Obturador.

Fonte: http://www.contuval.com.br/Public/ProdImages/Mipel/valvula_globo_200S400WOG.jpg

5. Conclusão

A partir da finalização desse projeto verificou-se que para uma modelização de uma indústria produtora de etanol (ou qualquer indústria química) é um precedente fundamental o estudo prévio e detalhado de todas as operações unitárias presentes no processo. Este minucioso estudo deve-se principalmente a dois fatos: a otimização do processo industrial para que ele ocorra da melhor maneira possível sem o risco de danos por mal funcionamento ou acidentes; e a otimização dos custos necessários para implementação da planta, encontrando um ótimo econômico para o funcionamento das operações, pois é preciso que a empresa vislumbre os lucros futuros para por um projeto em operação.

O meio utilizado para a implementação e otimização da produção do etanol hidratado foi o software de simulação ASPEN HYSYS[®], que mostrou-se eficaz para ter-se uma boa estimativa não só de cada equipamento utilizado e seu dimensionamento, mas também de cada corrente material (propriedades e composições) e energética utilizada no processo para o melhor controle da planta química.

Para se ter ideia dos custos e chegar-se a um ótimo econômico foram feitos estudos e análises para os equipamentos mais importantes da operação (biorreator, trocador de calor e as colunas de destilação) procurando na literatura valores típicos que melhor satisfizessem tanto o processo, quanto os custos de operação (número de pratos da coluna de destilação convencional ser igual a 20).

6. Referências Bibliográficas

WANG, N. S; E STEPHANOPOULOS, G. **Computer applications to fermentation process**. CRC Criticai Reviews in Biotecnology, vol. 2, issue 1, pp 1-103, 1984.

CAMPOS, Mario Cesar M. Massa de E TEIXEIRA , Herbert C. G.. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**, São Paulo: Edgard Blücher, 2006.

SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. **Principles and practice of automatic process control**. 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2006.

SEBORG, Dale E. **Process dynamics and control**. 3rd ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2011

BRAIBANTE et al. **A Cana-de-Açúcar no Brasil sob um Olhar Químico e Histórico: Uma Abordagem Interdisciplinar**. Disponível em <http://qnesc.s bq.org.br/online/qnesc35_1/02-PIBID-38-12.pdf> Acessado em: 19 de março de 2016.

MEIRELLES, A.J.A. **Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica**. In: FAPESP. Workshop do projeto diretrizes de políticas públicas para a agroindústria canavieira do estado de são paulo: produção de etanol . Lorena, 2006. Disponível em: <<http://www.apta.sp.gov.br/cana/>>. Acesso em: 17 de maio de 2015.

CARVALHO, Eduardo Pereira de. **Produção e uso do Etanol combustível no Brasil**. Disponível em<http://www.ambiente.sp.gov.br/wp-content/uploads/publicacoes/etanol/producao_etanol_unica.pdf> Acessado em 20 de março de 2016.

DOHERTY, M. F.; CALDAROLA, G. A. **Design and Synthesis of Homogeneous Azeotropic Distillation**. 3- The Sequencing of Columns for Azeotropic and Extractive Distillations. Ind. Eng. Chem. Fund., v.24, n.4, p.474-485, 1985.

ALBARELLI, Juliana Queiroz. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda Geração: simulação, integração energética e análise econômica**. Disponível em <<http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=000904969>> Acessado em 21 de abril de 2016.

BIACHIN, Victor., SILVEIRA, Gabriel., SANCHES, Diego. e VOLPE, Fábio. **Como é produzido o Etanol?** Disponível em <http://www.industriahoje.com.br/wp-content/uploads/2014/12/como-%C3%A9-produzido-o-etanol.jpg> Acessado em 21 de abril de 2016.

www.wermac.org/equipment/distillation_part2.html acessado em 20 de junho de 2016.

<http://www.pumpsandsystems.com/sites/default/files/NPSH05091.jpg> acessado em 20 de junho de 2016.

images.slideplayer.com.br/12/3658880/slides/slide_6.jpg acessado em 20 de junho de 2016.

WOOLEY, R.J.; PUTSCHE, V. **Development of an Aspen Plus physical property database for biofuels components.** April, 1996. Disponível em: <http://www.p2pays.org/ref/22/21210.pdf>. Acessado em: 30 de Fevereiro de 2010.

ENSINAS, A.V. **Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar.** 2008. 229 f. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2008.

EIJBERG, R. **The design and economic analysis of a modern bio-ethanol factory located in Brazil.** 2006. 98 f. Master Thesis – Faculty of Applied Sciences, Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, 2006.

DIAS, M.O.S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço.** 2008. 282 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2008.

REIS, M.H. M. **Desenvolvimento de um programa para geração de mapas de curvas residuais e aplicação a processos de destilação azeotrópica e extrativa.** 2002. Tese (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2002.

ANEXO A

As tabelas contidas nesse anexo são referentes ao projeto rigoroso de otimização econômica da coluna de destilação propriamente dita ou convencional da Etapa de Destilação. Analisando os dados obtidos a partir da simulação da planta industrial de produção de etanol hidratado, foram calculados os valores abaixo.

- **Recipiente Torre:**

Tabela A.1. Parâmetros L_D/D , L , V_{max} calculados para a otimização da coluna.

Etapas reais	L_D/D	$L / m^3/h$	$V_{max}/m^3/h$	$M_L / kg/h$	$M_{max}/ kg/h$
8	6,26	87,22	8213,00	69900,00	40110,00
10	1,63	55,32	3403,00	45880,00	16330,00
20	0,80	49,76	2525,00	41660,00	12120,00
40	0,66	48,75	2404,00	40910,00	11440,00
50	0,61	48,46	2352,00	46800,00	11220,00

Tabela A.2. Parâmetros d_{liq} , d_{vap} , V_{lim} , S , D_{min} calculados na otimização da coluna .

Etapas reais	$d_{liq} / kg/m^3$	$d_{vap} / kg/m^3$	$V_{lim} / m/s$	S / m^2	D_{min} / m
8	801,42	4,88	0,90	2,55	1,80
10	829,36	4,80	0,92	1,03	1,14
20	837,22	4,80	0,92	0,76	0,98
40	839,18	4,76	0,93	0,72	0,96
50	965,74	4,77	0,99	0,66	0,91

Tabela A.3. Parâmetros L_{fundo} , V_{fundo} , h , e , h_{total} , calculados na otimização da coluna.

Etapas reais	$L_{\text{fundo}} / \text{m}^3/\text{h}$	$V_{\text{fundo}} / \text{m}^3$	h / m	$h_{\text{total}} / \text{m}$	e / mm
8	85,91	8,59	3,37	9,48	9,35
10	55,48	5,55	5,39	12,42	7,04
20	50,06	5,01	6,59	18,22	6,47
40	49,14	4,91	6,83	27,66	6,38
50	48,84	4,88	7,44	32,87	6,23

Tabela A.4. Parâmetros h , h_{total} , e , W calculados na otimização da coluna.

Etapas reais	h / m	$h_{\text{total}} / \text{m}$	e / mm	W / kg
8	3,37	9,48	9,35	6462,98
10	5,39	12,42	7,04	4144,77
20	6,59	18,22	6,47	4814,33
40	6,83	27,66	6,38	6944,13
50	7,44	32,87	6,23	7727,91

Tabela A.5. Custos obtidos para o Recipiente Torre.

Etapas reais	Custo rec / \$	Custo pratos / \$	Custo total / \$	Investimento / \$	Investimento 2015 / \$	Investimento R\$ 2015
8	60265,03	325,35	60590,38	181771,14	198273,77	793095,08
10	44456,68	206,45	44663,13	133989,38	146154,01	584616,03
20	49133,93	339,63	49473,56	148420,68	161895,50	647581,99
40	63428,52	657,04	64085,56	192256,69	209711,29	838845,14
50	68512,76	778,01	69290,77	207872,31	226744,62	906978,48

- **Recipiente Pulmão - Separador**

Tabela A.6. Parâmetros D, LD, L_{total}, V_{líquido}, V_{geométrico} calculados na otimização da coluna.

Etapas reais	D / m ³ /h	LD / m ³ /h	L total / m ³ /h	V líquido/m ³	V geométrico/ m ³
8	7,08	43,91	50,99	8,50	17,00
10	7,08	11,39	18,47	3,08	6,16
20	6,94	5,60	12,54	2,09	4,18
40	6,98	4,62	11,60	1,93	3,87
50	6,99	4,30	11,29	1,88	3,76

Tabela A.7. Parâmetros D, L, e, W calculados na otimização da coluna.

Etapas reais	D / m	L / m	e / mm	W /kg
8	1,63	8,15	6,19	3102,39
10	1,16	5,81	5,27	1400,09
20	1,02	5,10	5,00	1040,61
40	0,99	4,97	4,95	981,07
50	0,99	4,93	4,93	960,96

Tabela A.8. Custos obtidos para o Recipiente Pulmão.

Etapas reais	Custo / \$	Investimento / \$	Investimento 2015 / \$	Investimento R\$ 2015
8	33878,77	101636,32	110863,67	443454,70
10	21552,57	64657,70	70527,84	282111,35
20	18709,63	56128,88	61224,70	244898,81
40	18225,62	54676,86	59640,86	238563,46
50	18061,16	54183,47	59102,67	236410,69

- Recipiente Condensador

Tabela A.9. Temperaturas utilizadas para o condensador e parâmetros R e S.

Etapas reais	T1 (°C)	T2 (°C)	t1 (°C)	t2 (°C)	R	S
8	112,1	111,1	31	50	0,052632	0,234279
10	112,1	111,1	31	50	0,052632	0,234279
20	112,1	111,1	31	50	0,052632	0,234279
40	112,1	111,1	31	50	0,052632	0,234279
50	112,1	111,1	31	50	0,052632	0,234279

Tabela A.10. Valores de Q_{cond} , Ft, ΔT_{ml} , A e custos obtidos para o condensador.

Etapas reais	Q_{cond} / kcal/h	Ft	ΔT_{ml} / C	A / m ²	Custo / \$
8	8,54 x 10 ⁶	1	70,72	134,1152	140606,5
10	3,09 x 10 ⁶	1	70,72	48,50208	46907,33
20	2,09 x 10 ⁶	1	70,72	32,86892	36291,77
40	1,94 x 10 ⁶	1	70,72	30,40218	34849,39
50	1,88 x 10 ⁶	1	70,72	29,58517	34386,67

Tabela A.11. Investimentos necessários para o condensador.

Etapas reais	Investimento / \$	Investimento 2015 / \$	Investimento R\$ 2015
8	421819,6	460115,7	1840462,9
10	140721,9	153497,8	613991,4
20	108875,3	118759,9	475039,5
40	104548,2	114039,9	456159,6
50	103160,0	112525,7	450102,8

- Recipiente Caldeira

Tabela A.12. Temperaturas utilizadas para a caldeira e valores de Q_{cond} , ΔT_{ml} , A calculados.

Etapas reais	T1	T2	t1	t2	$\Delta T_{ml} / C$	$Q_{cald} / kcal/h$	A / m^2
8	217	217	119,9	121,9	96,10	$9,34 \times 10^6$	129,64
10	217	217	120,3	121,9	95,90	$3,89 \times 10^6$	54,12
20	217	217	120,4	121,9	95,85	$2,92 \times 10^6$	40,64
40	217	217	120,4	121,9	95,85	$2,76 \times 10^6$	38,366
50	217	217	120,5	121,9	95,80	$2,70 \times 10^6$	37,62

Tabela A.13. Custo e investimentos necessários para a caldeira.

Etapas reais	Custo / \$	Investimento / \$	Investimento 2015 / \$	Investimento R\$ 2015
8	134453,63	403360,89	439981,21	1759924,85
10	51303,68	153911,04	167884,31	671537,26
20	41266,92	123800,76	135040,39	540161,55
40	39742,63	119227,90	130052,36	520209,46
50	39256,01	117768,04	128459,96	513839,83

- Equipamento Bomba de Refluxo

Tabela A.14. Valores de $P_{admissão}$, $P_{impulsão}$, ΔP , Q , m , $Pot_{Refluxo}$ da bomba de refluxo.

Etapas reais	$P_{admissão} / Pa$	$P_{impulsão} / Pa$	$\Delta P / Pa$	$Q / m^3/h$	$m / kg/s$	$Pot_{Refluxo} / kW$
8	382397	455790	73393	44,32	9,2	672
10	380689	477265	96576	11,51	2,4	230
20	380175	519571	139396	5,661	1,2	163
40	298396	588495	290098	4,674	1,0	280
50	298370	626504	328133	4,345	0,9	295

Tabela A.15. Custos e investimento necessário para a bomba de refluxo.

Etapas reais	Custo turbina / \$	Custo centrífuga / \$	Custo total / \$	Investimento / \$
8	203216	8873	212089	636268
10	84194	7486	91680	275040
20	62395	7210	69604	208813
40	99650	7161	106811	320433
50	103935	7144	111079	333237

- **Custo de 4 anos de Operação Água de Refrigeração**

Tabela A.16. Custos de operação água de refrigeração.

Etapas reais	$M_{\text{Água, cond}} / \text{kg/h}$	$v / \text{m}^3/\text{h}$	$\text{Custo}_{\text{água}} / \text{\$/h}$	$\text{Custo Água}_{4 \text{ anos}} / \text{\$}$
8	449263,16	449,26	44,93	1437642,11
10	162473,68	162,47	16,25	519915,79
20	110105,26	110,11	11,01	352336,84
40	101842,11	101,84	10,18	325894,74
50	99105,26	99,11	9,91	317136,84

- **Custo de 4 anos de Operação Vapor de Aquecimento**

Tabela A.17. Custos de operação vapor de aquecimento.

Etapas reais	$M_{\text{Vapor, cald}} / \text{t/h}$	$\text{Custo}_{\text{Vapor}} / \text{\$/h}$	$\text{Custo Vapor}_{4 \text{ anos}} / \text{\$}$
8	13,31	133,08	4258463,29
10	5,54	55,44	1774207,79
20	4,16	41,62	1331681,26
40	3,93	39,28	1256939,40
50	3,85	38,50	1231873,53

- **Custo de 4 anos de Eletricidade Bomba de Refluxo**

Tabela A.18. Valores de potência e custos de eletricidade relacionados a eletricidade.

Etapas teóricas	Etapas reais	L_D/D	P / kW	Custo / R\$/h	Custo 4 anos / R\$
8	8	6,26	485,7	221,8	7096783,9
10	10	1,63	169,9	77,6	2482027,9
20	20	0,8	122,6	56,0	1791083,8
40	40	0,66	183,0	83,6	2673607,4
50	50	0,61	196,6	89,8	2872987,6