



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

***PLANTA PARA A PRODUÇÃO DE DIMETIL ÉTER A PARTIR DA
DESIDRATAÇÃO DO METANOL***

Ana Luiza Andrade Mizuno 170136761

Andressa Ribeiro de Araújo 170137244

Igor Salla Nunes 170144895

Juliana Naziozeno Seabra 160129311

Brasília, 13 de Fevereiro de 2023.

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

Planta para a produção de dimetil éter a partir da desidratação do metanol

Projeto de graduação da disciplina de Projetos de Engenharia Química 2 do Instituto de Química da Universidade de Brasília, orientado pelo Prof. Dr. José Joaquín Linares León.

Brasília, 2023

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradecemos à Universidade de Brasília e ao seu corpo docente por nos dar a oportunidade de uma educação de qualidade que nos proporcionou muito aprendizado, o qual guardaremos por toda as nossas vidas.

Também gostaríamos de agradecer nossos familiares e amigos que nos acompanharam por nossa jornada e que nos apoiaram em momentos difíceis tornando a caminhada mais leve e nos ajudando a vencer cada obstáculo.

Um agradecimento especial aos nossos pais e irmãos que acompanharam de perto a caminhada. E, em particular, um agradecimento especial para a Roberta Cahú, Laís Vieira, Letícia Almeida, Nicole Muller e Gabriela Lima, amigas que foram essenciais para chegar ao final do curso.

Finalmente, gostaríamos de dar um destaque especial ao nosso orientador professor Dr. José Joaquín Linares Leon por nos guiar no projeto com muita calma e paciência, sempre se mostrando aberto e disponível. Seremos sempre gratos.

RESUMO

A engenharia química é o campo que junta os conhecimentos das ciências básicas com a engenharia visando elaborar projetos visando a transformação de matérias primas em produtos de maior valor agregado e comercial. Este projeto possui como objetivo produzir dimetil éter a partir do metanol, para isso, os principais equipamentos são o reator, as bombas, duas torres de destilação, vasos pulmões e trocadores de calor. Esse projeto focará na parte inicial de produção, que tem como objetivo apenas a produção do dimetil éter no reator e sua refrigeração. Para auxílio no projeto, foi utilizado o software Aspen HYSYS[®] em que foram realizadas simulações que retornaram informações de correntes do processo as quais foram usadas como base. Foi feito também um diagrama de processo e instrumentação (P&ID) em que é demonstrado toda a parte do fluxo de processos além de instrumentação de controle, alarmes e indicadores. Vale ressaltar que o dimetil éter é um produto de em crescimento no mercado por ser um ótimo substituinte do GLP (gás liquefeito do petróleo) e do CFC (clorofluorcarboneto) por ser menos poluente.

ÍNDICE

| | |
|--|------|
| LISTA DE FIGURAS..... | vi |
| LISTA DE TABELAS..... | vii |
| LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS | viii |
| 1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS | 12 |
| 2. REFERENCIAL TEÓRICO | 13 |
| 2.1. Metanol | 13 |
| 2.2. Desidratação Catalítica | 14 |
| 2.3. Dimetil Éter..... | 15 |
| 3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO | 16 |
| 3.1. Análise Econômica | 18 |
| 4. PROJETO DA PLANTA..... | 18 |
| 4.1. Correntes de processo | 18 |
| 4.2. Bombas..... | 37 |
| 4.2.1. Projeto da Bomba | 38 |
| 4.3. Trocadores de calor | 40 |

| | |
|---|----|
| 4.3.1. Trocador de Calor E-01 | 41 |
| 4.3.2. Trocador de Calor E-02..... | 43 |
| 4.3.3. Trocador de Calor E-03..... | 44 |
| 4.4. Vasos pulmões | 46 |
| 4.5. Reator..... | 48 |
| 4.6. Listagem de indicadores..... | 50 |
| 4.7. Listagem de controladores | 50 |
| 4.8. Listagem de alarmes..... | 51 |
| 4.9. Listagem de intertravamentos | 51 |
| 4.10. Listagem de válvulas de segurança..... | 51 |
| 4.11. Avaliação econômica do projeto..... | 52 |
| 4.12. Diagrama mecânico de processo..... | 55 |
| 4.13. Impacto Ambiental..... | 56 |
| | |
| 5. CONCLUSÕES | 58 |
| | |
| 6. BIBLIOGRAFIA | 59 |
| | |
| APÊNDICE A – TABELAS DO CHEMICAL ENGINEERING DESING | 61 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 1. Gráfico do de aplicação do Dimetil Éter..... | 12 |
| Figura 2. Estrutura do Metanol. ⁶ | 13 |
| Figura 3. Estrutura Química do Dimetil-Éter. ¹³ | 15 |
| Figura 4. Diagrama de Processo Completo da Planta de Produção do DME. | 17 |
| Figura 5. Diagrama de Fluxo do Processo do projeto. | 17 |
| Figura 6. Trajetória do fluido no interior da bomba. ¹⁸ | 37 |
| Figura 7. Esquema usado para projeto da bomba P-01. | 38 |
| Figura 8. Esquema de um trocador de calor casco e tubos. (adaptado) ²¹ | 40 |
| Figura 9. Esquema usado para projeto do trocador E-01. | 42 |
| Figura 10. Esquema usado para projeto do trocador E-02. | 43 |
| Figura 11. Esquema usado para projeto do trocador de calor E-03. | 45 |
| Figura 12. Otimização do Vaso Pulmão..... | 47 |
| Figura 13. Esquema do vaso pulmão do projeto. | 48 |
| Figura 14. Otimização do Reator. | 49 |
| Figura 15. Esquema do reator do projeto. | 50 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1. Especificações da Corrente 1..... | 19 |
| Tabela 2. Especificações da Corrente 2..... | 21 |
| Tabela 3. Especificações da Corrente 3..... | 22 |
| Tabela 4. Especificações da Corrente 4..... | 24 |
| Tabela 5. Especificações da Corrente 5..... | 26 |
| Tabela 6. Especificações da Corrente 6..... | 28 |
| Tabela 7. Especificações da Corrente 7..... | 29 |
| Tabela 8. Especificações da Corrente 8..... | 31 |
| Tabela 9. Especificações da Corrente 9..... | 33 |
| Tabela 10. Especificações da Corrente 10..... | 35 |
| Tabela 11. Parâmetros para o cálculo do custo. | 39 |
| Tabela 12. Parâmetros característicos da bomba P-01. | 39 |
| Tabela 13. Parâmetros para o cálculo do custo. | 42 |
| Tabela 14. Parâmetros característicos do trocador E-01. | 43 |
| Tabela 15. Parâmetros característicos do trocador E-02. | 44 |
| Tabela 16. Parâmetros característicos do trocador E-02. | 44 |
| Tabela 17. Parâmetros característicos do trocador E-03. | 45 |
| Tabela 18. Parâmetros característicos do trocador E-03. | 45 |
| Tabela 19. Parâmetros característicos do vaso pulmão V-01..... | 47 |
| Tabela 20. Parâmetros característicos do reator R-01..... | 49 |
| Tabela 21. Listagem de instrumentos..... | 50 |
| Tabela 22. Listagem de controladores..... | 51 |
| Tabela 23. Listagem de alarmes. | 51 |
| Tabela 24. Listagem de Intertravamentos. | 51 |
| Tabela 25. Listagem de válvulas de segurança. | 52 |
| Tabela 26. Custo dos Equipamentos | 52 |
| Tabela 27. Parâmetros para custo operacional do vapor. | 53 |
| Tabela 28. Parâmetros para custo operacional da água de refrigeração..... | 54 |
| Tabela 29. Custos operacionais. | 54 |

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

| | |
|-----------------|---|
| CFC | Clorofluorcarbonetos |
| DME | Dimetil éter |
| GLP | Gás Liquefeito do Petróleo |
| PEMFCs | Proton Exchange Membrane Fuel Cell |
| MPS | Vapor de média pressão |
| a, b, n | Parâmetros tabelados do custo |
| A | Parâmetro específico de cada equipamento para o custo |
| A_c | Água de refrigeração consumida |
| A_a | Água consumida anual |
| C | Custo |
| C_e | Custo elétrico |
| C_v | Custo do vapor |
| C_a | Custo anual |
| C_i | Custo de instalação |
| F | Fator do custo de instalação |
| A_i | Área de i |
| C_w | Fator de complexidade |
| D | Diâmetro |
| D_m | Diâmetro nominal |
| ΔT_{ml} | Diferença de temperatura logarítmica |
| ΔP | Diferença de pressão |
| e | Espessura |

| | |
|----------------|--|
| E_0 | Energia de Ativação |
| F_t | Fator de correção |
| k_0 | Fator de frequência ou pré exponencial |
| L | Comprimento |
| L_V | Calor Latente |
| L/D | Razão geométrica |
| \dot{m} | Vazão de vapor |
| N_{tubos} | Número de tubos |
| η_e | Eficiência elétrica |
| η_h | Eficiência hidráulica |
| P | Pressão |
| P_{imp} | Pressão de impulsão |
| P_{abm} | Pressão de admissão |
| Pot_{bomba} | Potência da bomba |
| P_{SO} | Pressão de <i>Shut-off</i> |
| Q | Calor trocado |
| \dot{Q} | Vazão volumétrica |
| R | Constante Universal dos Gases |
| R_f | Parâmetro para calcular o F_t |
| S | Parâmetro para calcular o F_t |
| ρ_i | Densidade de i |
| $-r_{metanol}$ | Taxa de reação do metanol |
| T | Temperatura |

| | |
|------------|--|
| T_1 | Temperatura de entrada do fluido quente |
| T_2 | Temperatura de saída do fluido quente |
| t_1 | Temperatura de entrada do fluido frio |
| t_2 | Temperatura de entrada do fluido frio |
| t_r | Tempo de retenção |
| U | Coefficiente global de transferência térmica |
| V_L | Volume de líquido |
| V_{vaso} | Volume do vaso |
| W | Peso do equipamento |
| PI | Indicador de pressão |
| TI | Indicador de temperatura |
| FI | Indicador de vazão |
| FT | Transmissor de vazão |
| LG | Medidor de nível |
| LT | Transmissor de nível |
| LIC | Controlador indicador de nível |
| FIC | Controlador indicador de vazão |
| TIC | Controlador indicador de temperatura |
| LAH | Alarme de nível alto |
| LAL | Alarme de nível baixo |
| FAL | Alarme de vazão baixa |
| TAH | Alarme de temperatura alta |
| TAHH | Alarme de temperatura muito alta |

LCV

Válvula de controle de nível

FCV

Válvula de controle de vazão

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O dimetil éter (DME) é um gás inodoro e incolor que possui grandes atrativos comerciais devido às propriedades como: não toxicidade, não corrosividade, não carcinogenicidade e, principalmente, por não ser prejudicial ao meio ambiente, sendo facilmente degradado.^{1,2}

Graças às crescentes restrições nas regulamentações ambientais, o DME tem ficado em destaque como combustível limpo para motores a diesel e propulsor de aerossóis verdes, substituindo o gás liquefeito do petróleo (GLP), óleo diesel e clorofluorcarbonetos (CFC).¹ Outro uso do DME que é interessante seria para a produção de sulfato de dimetila, um agente metilante muito utilizado nas indústrias.²

Dessa forma, o mercado global de DME se mostrava crescente de 2017 a 2019, tendo uma queda de 2,76% em 2020 por causa da pandemia da COVID-19. Mas, passado esse período, a expectativa é que o mercado volte a crescer.³

A região mais forte no mercado de DME é a Ásia, com China e Japão sendo duas grandes potências. Enquanto o Japão possui plantas industriais, a China é o maior fabricante de produtos relacionados ao DME. Também vale ressaltar que a Europa e os EUA também são um bom mercado. Sendo assim, empresas como Topsoe, Mitsubishi e Total estão promovendo DME como um combustível moderno e renovável, que pode substituir o GLP.³

Como apontado anteriormente, o DME pode ser usado de diferentes formas e aplicado em diversos setores. Assim, a grande maioria é utilizada em misturas com GLP, como demonstrado pela figura 1 a seguir visando combustíveis limpos que são menos poluentes.³

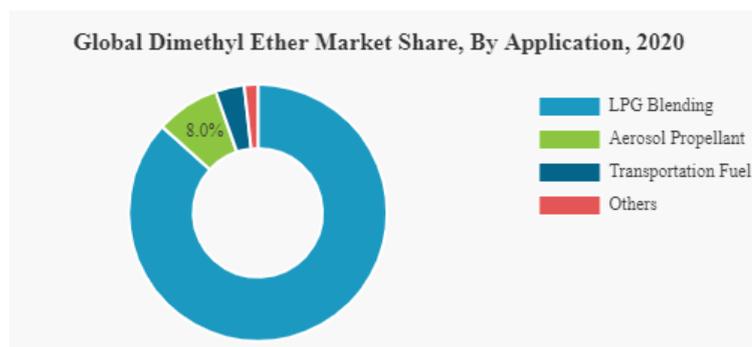


Figura 1. Gráfico do de aplicação do Dimetil Éter.

Com base nas premissas descritas anteriormente, o presente projeto tem como objetivo projetar uma planta de produção de dimetil éter com uma capacidade de 50000 toneladas anuais⁴. Para alcançar este objetivo final, são necessários cumprir os seguintes objetivos parciais:

- Realização dos balanços de massa e energia da unidade.
- Projetar os vasos, reatores que integram a unidade, sendo definidos o tamanho, seu peso, dimensionados os elementos internos de torres e reatores.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluídos.
- Projetar os sistemas de troca de calor, com atenção aos processos de integração energética.
- Indicação dos sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta.
- Realização do diagrama P&ID
- Análise econômica do processo.

2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1. Metanol

O metanol (CH_3OH) puro foi obtido pela primeira vez em 1661 por Robert Boyle a partir da destilação da madeira de buxo. Em meados de 1834 o químico francês Jean-Baptiste Dumas e Eugene Peligot determinaram sua composição química⁵. A figura 2 abaixo demonstra a estrutura dessa substância.

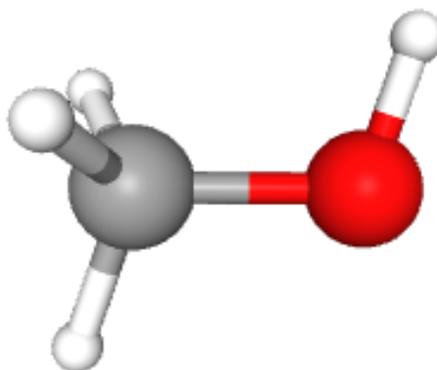


Figura 2. Estrutura do Metanol.⁶

É uma substância que, em condições ambientes, é líquida e incolor, possui alta polaridade, é miscível em água, álcoois e uma variedade de solventes orgânicos. Ele é uma das substâncias mais utilizadas em indústrias atualmente, sendo 85% do metanol produzido utilizado como matéria prima na síntese de solventes.⁷

O metanol é tipicamente sintetizado na fase gasosa via catálise heterogênea contendo uma combinação de hidrogênio, monóxido de carbono e dióxido de carbono. Essa reação pode ser feita por qualquer uma das reações a seguir.



Industrialmente, o metanol é sintetizado pelas duas reações mostradas simultaneamente, e, como as duas são exotérmicas e com redução de volume (diminuição na quantidade de mol), elas são favorecidas pela diminuição na temperatura e aumento de pressão.⁸

O metanol possui algumas aplicações muito importantes como produção de hidrogênio (H_2), utilização em dispositivos eletroquímicos que convertem energia química diretamente em energia elétrica através da troca de prótons (PEMFCs) e na produção de dimetil éter.⁸

A desidratação catalítica do metanol para produção de dimetil éter é um processo que está sendo cada vez mais estudado⁹ visto que o dimetil éter é um produto em ascensão no mercado.

2.2. Desidratação Catalítica

A reação de desidratação envolve a remoção de uma molécula de água (H_2O). No caso da desidratação do metanol isso ocorre com a adição de um catalisador. Por ser um processo em alta, a busca por novos catalisadores que possuam alta seletividade ao DME e baixa tendência a formar hidrocarbonetos tem motivado muitas pesquisas.^{10,11}

Para esse processo, o metanol deve ser submetido a catalisadores com propriedades ácidas. Os catalisadores mais utilizados para essa reação são os sólidos

ácidos: γ -Al₂O₃, sílicas-aluminas, TiO₂-ZrO₂, resinas de troca iônica, boemita (AlOOH) e zeólitas. Dentre esses catalisadores, o mais utilizado seria o γ -Al₂O₃ visto que ele apresenta propriedades hidrofílicas, que contribuem para uma rápida desativação na presença de água (subproduto).¹²

2.3. Dimetil Éter

Dimetil éter, também conhecido como metoximetano, tem fórmula molecular CH₃OCH₃ e, portanto, é um isômero do etanol. É o éter mais simples que existe, e à temperatura ambiente e pressão atmosférica ele é um gás incolor e praticamente inodoro.

Ele é um ótimo solvente, tendo alta solubilidade tanto para substâncias polares quanto apolares e possui peso molecular de 46,07g/mol e ponto de ebulição em torno de 248 K.¹³ A figura 3 mostra sua estrutura.

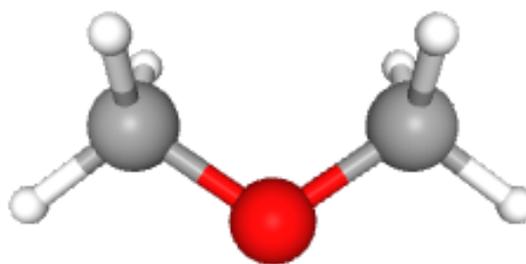


Figura 3. Estrutura Química do Dimetil-Éter.¹³

O DME se destacou muito no cenário atual por ser uma alternativa de combustível mais limpa que o gás liquefeito do petróleo por poluir menos em sua combustão.¹⁴ Considerando a situação do planeta em relação ao aquecimento global e efeito estufa, foi necessário o aumento na rigidez de regulamentações que dizem respeito à poluição atmosférica na queima de combustíveis.

Além disso, embargos de combustíveis que ocasionam no aumento de seus preços motivam pesquisas de combustíveis alternativos em países afetados. Sendo assim, o dimetil éter possui grande relevância no mercado e está em alta em meio a pesquisas e estudos.¹⁵ Dentro desse assunto, empresas como Mitsubishi Corporation, Zagros Petrochemical, Kogas, entre outros estão investindo nesses estudos.¹⁶

3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

O dimetil éter será obtido através da desidratação do metanol a equação 3 descreve a principal reação⁴:



A reação acontece em um reator (R-01) adiabático de leito fixo (*plug bed reactor*). Sendo assim, uma corrente de metanol de alta pureza é enviada a um vaso pulmão (V-01) que garantirá uma alimentação constante ao reator. Para impulsionar a corrente entre o pulmão e o reator, será necessária uma bomba centrífuga (P-01) que elevará a pressão dessa corrente até 15,5 bar. Para melhorar o desempenho da planta, um reciclo, saindo da segunda torre de destilação com os resquícios de metanol, entrará após a bomba. Essa corrente, que está por volta de 115°C aquece a corrente de metanol da temperatura ambiente até mais ou menos 45°C. Antes do acesso ao reator também será necessário elevar a temperatura da corrente até 250°C, que será atingida através de dois trocadores de calor. O primeiro (E-01) elevará a temperatura de 45°C até 154°C e o segundo (E-02) elevará até 250°C, em que, nesse último, será reaproveitada a energia da corrente de saída do reator que estará em torno de 370°C e precisará ser esfriada.

No reator adiabático será alcançada uma conversão de 80% de acordo com a equação cinética mostrada pela equação 4.⁴

$$-r_{\text{metanol}} = k_0 \exp\left[\frac{-E_0}{RT}\right] p_{\text{metanol}} \quad (4)$$

Finalmente, a corrente de saída do reator será resfriada pelo trocador de calor (E-02) com perda de carga de 0,1 e depois pelo resfriador (E-03) com perda de carga de 0,4 bar em que atingirá uma temperatura de 100°C.

Com o DME produzido, ele ainda passará por duas torres de destilação para ser purificado. O diagrama apresentado na figura 4 mostra, de forma simplificada, todo o processo.

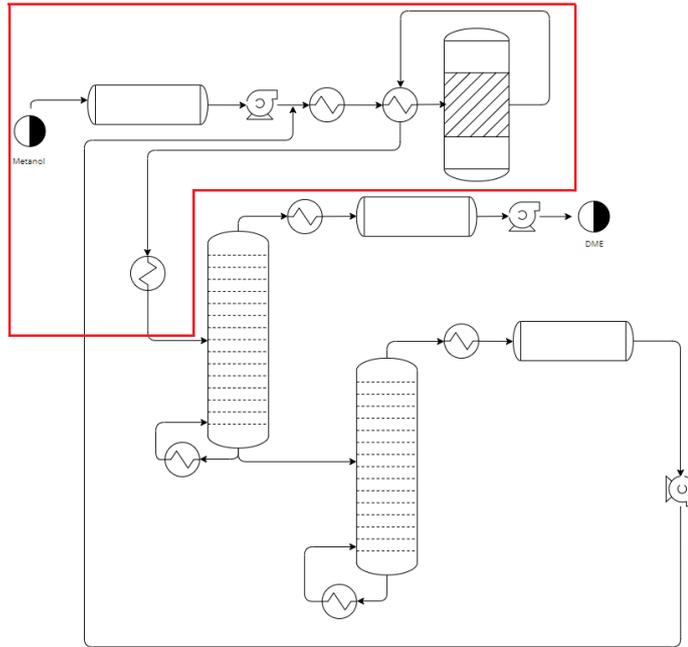


Figura 4. Diagrama de Processo Completo da Planta de Produção do DME.

A parte destacada em vermelho é a que será abordada neste projeto em que, a figura 5 mostra seu PFD (*Process Flow Diagram*). Nele está uma simplificação do processo que será abordado nesse projeto, com algumas especificações das correntes e os equipamentos utilizados.

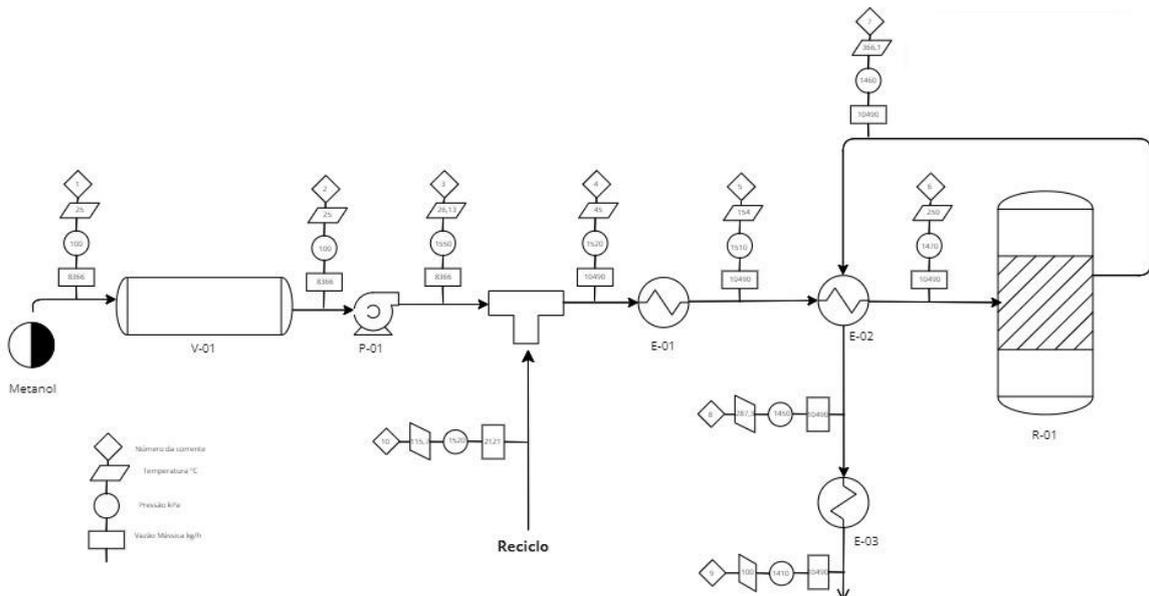


Figura 5. Diagrama de Fluxo do Processo do projeto.

3.1. Análise Econômica

A análise econômica realizada em cada equipamento será baseada no livro *Chemical Engineering Desing*¹⁷ em que, a equação utilizada para estimar o custo de cada equipamento será a descrita abaixo:

$$C = a + bA^n \quad (5)$$

Para cada equipamento os parâmetros a , b e n são dados em tabelas presentes no livro *Chemical Engineering Desing*¹⁷ que estarão nos apêndices desse projeto. O parâmetro A é específico de cada equipamento em que também está mostrado nas tabelas.

Além do custo do equipamento, existe o custo de instalação. Esse custo é calculado com o fator de instalação proposto por Hand, f .

$$C_i = fC \quad (5.1)$$

4. PROJETO DA PLANTA

Neste ponto passaremos a apresentar os resultados da planta. Inicialmente, apresentaremos as tabelas que caracterizam as correntes, segundo modelo das folhas de especificação e, em seguida, a descrição dos equipamentos com seus respectivos projetos.

4.1. Correntes de processo

Na figura 5 está o diagrama de fluxo de processos para a parte reacional na produção de éter dimetílico, na qual o vaso pulmão é alimentando com metanol de alta pureza, corrente 1, de forma a garantir uma alimentação constante para a bomba centrífuga (P-01) e em consequência, para o reator. Depois do vaso pulmão, temos a corrente 2 que entra na bomba e sai a corrente 3 com maior pressão. Essa corrente antes de chegar ao trocador, irá se misturar com o metanol não reagido (corrente 10), procedente da segunda coluna de destilação e formará a corrente 4.

A corrente 4 é vaporizada no trocador de calor (E-01) e o vapor gerado, corrente 5, segue para o segundo trocador de calor casco e tubo (E-02) e tem sua temperatura aumentada a 250°C saindo a corrente 6. O fluxo de vapor, corrente 6, passa pelo reator

de leito fixo (R-01), no qual irá converter o metanol em dimetil éter e água. A corrente 7, que sai do reator, volta para o trocador (E-02) aumentando a temperatura da corrente 5, e, conseqüentemente, sendo resfriada. Por fim, a corrente 8 é parcialmente condensada no trocador de calor (E-03), onde teremos a corrente 9 composta majoritariamente por água e dimetil éter na fase líquida.

As tabelas a seguir mostram as especificações detalhadas de cada corrente baseadas na simulação feita no Aspen HYSYS®.

Tabela 1. Especificações da Corrente 1.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|--------------------------------|---------|
| Número de corrente | 1 | |
| Descrição | Corrente de entrada de metanol | |
| Pressão | 100 | kPa |
| Temperatura | 25 | °C |
| Vazão mássica | 8366 | kg/h |
| Vazão molar | 262,2 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,289e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 10,63 | m³/h |
| Peso molecular | 31,91 | kg/kmol |

| | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Densidade | 787,0 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,5468 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1823 | W/m°C |
| Calor específico | 115,1 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 30,00 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0095 | 0,0054 |
| Metanol | 0,9905 | 0,9946 |

Tabela 2. Especificações da Corrente 2.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|--------------------------|-------------------|
| Número de corrente | 2 | |
| Descrição | Corrente pós vaso pulmão | |
| Pressão | 100 | kPa |
| Temperatura | 25 | °C |
| Vazão mássica | 8366 | kg/h |
| Vazão molar | 262,2 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,289e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 10,63 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,91 | kg/kmol |
| Densidade | 787,0 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,5468 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1823 | W/m°C |
| Calor específico | 115,1 | kJ/kg·°C |

| | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Tensão superficial | 30,00 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m.°C |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0095 | 0,0054 |
| Metanol | 0,9905 | 0,9946 |

Tabela 3. Especificações da Corrente 3.

| | | |
|----------------------------|--------------------|-----|
| CORRENTES MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 3 | |
| Descrição | Corrente pós bomba | |
| Pressão | 1550 | kPa |

| | | |
|---|------------|-------------------|
| Temperatura | 26,13 | °C |
| Vazão mássica | 8366 | kg/h |
| Vazão molar | 262,2 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,286e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 10,64 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,91 | kg/kmol |
| Densidade | 786,6 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,5468 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1823 | W/m°C |
| Calor específico | 115,1 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 29,82 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |

| | | |
|-----------------------------------|---------------------|-----------------------|
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m.°C |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0095 | 0,0054 |
| Metanol | 0,9905 | 0,9946 |

Tabela 4. Especificações da Corrente 4.

| | | |
|----------------------------|----------------------------------|--------|
| CORRENTES MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 4 | |
| Descrição | Corrente pós mistura com reciclo | |
| Pressão | 1520 | kPa |
| Temperatura | 45 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -7,796e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |

| | | |
|---|--------|-------------------|
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 13,69 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,94 | kg/kmol |
| Densidade | 765,8 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,4154 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1743 | W/m°C |
| Calor específico | 117,1 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 26,83 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |

| Componente | Fração molar | Fração mássica |
|-------------------|---------------------|-----------------------|
| H ₂ O | 0,0116 | 0,0065 |
| Metanol | 0,9839 | 0,9869 |
| Dimetil Éter | 0,0046 | 0,0066 |

Tabela 5. Especificações da Corrente 5.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|-------------------------------------|-------------------|
| Número de corrente | 5 | |
| Descrição | Corrente pós trocador de calor E-01 | |
| Pressão | 1510 | kPa |
| Temperatura | 154 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,414e007 | kJ/kgmol |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 1,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |

| | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Peso molecular | - | kg/kmol |
| Densidade | - | kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m°C |
| Calor específico | - | kJ/kg°C |
| Tensão superficial | - | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 772,1 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,94 | Kg/kmol |
| Densidade | 13,58 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 9,235e-003 | cP |
| Condutividade térmica | 2,510e-002 | W/m.°C |
| Calor específico | 53,87 | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0116 | 0,0065 |
| Metanol | 0,9839 | 0,9869 |

| | | |
|--------------|--------|--------|
| Dimetil éter | 0,0046 | 0,0066 |
|--------------|--------|--------|

Tabela 6. Especificações da Corrente 6.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|-------------------------------------|-------------------|
| Número de corrente | 6 | |
| Descrição | Corrente pós trocador de calor E-02 | |
| Pressão | 1470 | kPa |
| Temperatura | 250 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,233e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 1,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | kg/kmol |
| Densidade | - | kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m°C |

| | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | - | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 971,4 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,94 | Kg/kmol |
| Densidade | 10,80 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 1,181e-002 | cP |
| Condutividade térmica | 3,301e-002 | W/m.°C |
| Calor específico | 61,13 | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0116 | 0,0065 |
| Metanol | 0,9839 | 0,9869 |
| Dimetil Éter | 0,0046 | 0,0066 |

Tabela 7. Especificações da Corrente 7.

| | |
|----------------------------|---|
| CORRENTES MATERIAIS | |
| Número de corrente | 7 |

| Descrição | Corrente pós reator | |
|---|----------------------------|-------------------|
| Pressão | 1460 | kPa |
| Temperatura | 366,1 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,233e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 1,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | kg/kmol |
| Densidade | - | kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | - | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 1195 | m ³ /h |

| | | |
|-----------------------------------|---------------------|-----------------------|
| Peso molecular | 31,94 | Kg/kmol |
| Densidade | 8,776 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 1,844e-002 | cP |
| Condutividade térmica | 5,061e-002 | W/m.°C |
| Calor específico | 72,46 | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,4052 | 0,2285 |
| Metanol | 0,1967 | 0,1973 |
| Dimetil Éter | 0,3981 | 0,5742 |

Tabela 8. Especificações da Corrente 8.

| | | |
|----------------------------|---|------|
| CORRENTES MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 8 | |
| Descrição | Corrente pós resfriamento no trocador de calor E-02 | |
| Pressão | 1450 | kPa |
| Temperatura | 287,3 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |

| | | |
|---|------------|-------------------|
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -6,414e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 1,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | kg/kmol |
| Densidade | - | kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m ^{°C} |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | - | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 1055 | m ³ /h |
| Peso molecular | 31,94 | Kg/kmol |
| Densidade | 9,943 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 1,582e-002 | cP |
| Condutividade térmica | 4,213e-002 | W/m.°C |

| | | |
|-----------------------------------|---------------------|-----------------------|
| Calor específico | 67,64 | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,4052 | 0,2285 |
| Metanol | 0,1967 | 0,1973 |
| Dimetil Éter | 0,3981 | 0,5742 |

Tabela 9. Especificações da Corrente 9.

| | | |
|----------------------------|-------------------------------------|--------|
| CORRENTES MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 9 | |
| Descrição | Corrente pós trocador de calor E-03 | |
| Pressão | 1410 | kPa |
| Temperatura | 100 | °C |
| Vazão mássica | 10490 | kg/h |
| Vazão molar | 328,3 | kmol/h |
| Entalpia total | -7,626e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |

| | | |
|---|------------|-------------------|
| Fração de vapor | 0,1899 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 11,27 | m ³ /h |
| Peso molecular | 29,15 | kg/kmol |
| Densidade | 23,59 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,1454 | cP |
| Condutividade térmica | 0,3020 | W/m°C |
| Calor específico | 113,1 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 33,41 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 137,2 | m ³ /h |
| Peso molecular | 43,88 | Kg/kmol |
| Densidade | 0,4545 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 1,121e-002 | cP |
| Condutividade térmica | 2,379e-002 | W/m·°C |
| Calor específico | 72,92 | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |

| Componente | Fração molar | Fração mássica |
|-------------------|---------------------|-----------------------|
| H ₂ O | 0,4052 | 0,2285 |
| Metanol | 0,1967 | 0,1973 |
| Dimetil Éter | 0,3981 | 0,5742 |

Tabela 10. Especificações da Corrente 10.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|------------|-------------------|
| Número de corrente | 10 | |
| Descrição | Reciclo | |
| Pressão | 1520 | kPa |
| Temperatura | 115,7 | °C |
| Vazão mássica | 2121 | kg/h |
| Vazão molar | 66,10 | kmol/h |
| Entalpia total | -1,510e007 | kJ/h |
| Fração de sólidos | 0,0 | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 3,128 | m ³ /h |
| Peso molecular | 32,08 | kg/kmol |

| | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Densidade | 21,13 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,1837 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1429 | W/m°C |
| Calor específico | 132,1 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 16,09 | dinas/cm |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H ₂ O | 0,0197 | 0,0111 |
| Metanol | 0,9576 | 0,9562 |
| Dimetil Éter | 0,0227 | 0,0326 |

4.2. Bombas

As bombas centrífugas são equipamentos que têm como objetivo promover o escoamento de um certo fluido fornecendo energia a ele a partir da ação da força centrífuga. Algumas de suas vantagens envolvem proporcionar vazão uniforme, ocupar um espaço reduzido, ter um baixo custo de manutenção e a ausência de ponto morto. Sendo assim, elas possuem um vasto campo de aplicação tanto em indústrias química e petroquímica quanto em sistemas de irrigação e drenagem.¹⁸

Os principais constituintes das bombas centrífugas são o rotor, que confere a aceleração ao fluido transformando energia mecânica em energia cinética, e um difusor ou coletor que transforma parte da energia cinética em energia de pressão. Como ilustrado na figura 6.¹⁹

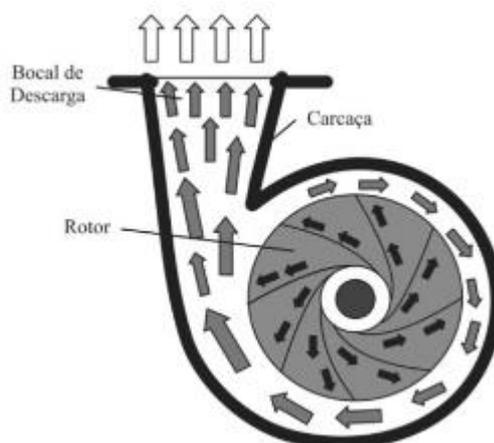


Figura 6. Trajetória do fluido no interior da bomba.¹⁸

Dessa forma, a movimentação do fluido é consequência da rotação de um eixo onde se acopla ao rotor que possui hélices (pás, palhetas) que recebem o fluido em seu centro (sucção) e depois expulsam o fluido pela periferia (descarga). Pode-se concluir então que as bombas são a força motriz do escoamento.²⁰

Sendo assim, definir o conceito de algumas pressões é importante. A pressão de admissão (P_{adm}) da bomba é a pressão que o fluido entra na bomba, a pressão de impulsão (P_{imp}) é a que ele sai da bomba e a pressão de *shut-off* (P_{SO}) é a máxima pressão que ela pode chegar a uma mínima vazão.

Nesta seção será apresentado o projeto da bomba centrífuga que compõe a planta química de produção do dimetil éter. Assim, será necessário determinar as correntes na

impulsão e na admissão de cada bomba, a potência consumida e o custo associado ao equipamento à instalação.

4.2.1. Projeto da Bomba

São necessárias duas bombas centrífugas, sendo uma delas a bomba reserva, fabricadas com aço carbono, são elas: P-01a/b. Elas são responsáveis pelo bombeamento de metanol contido no vaso pulmão V-01 que alimenta todo o processo. Caso a bomba A falhe, a bomba B entra no processo para substituí-la e evitar que o processo inteiro seja parado. Então as duas bombas são idênticas, sendo assim, será necessário apenas 1 projeto.

A figura 7 a seguir apresenta o esquema da bomba P-01 com informações das correntes envolvidas como a vazão, as pressões de admissão e impulsão e a densidade do fluido na corrente.

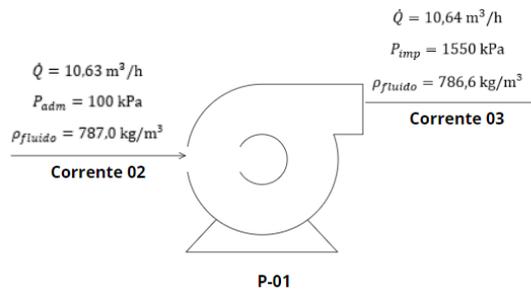


Figura 7. Esquema usado para projeto da bomba P-01.

Considerando essas informações, o cálculo para a potência da bomba é dado pela equação 6.

$$Pot_{bomba} = \frac{\dot{Q} \Delta P_{bomba}}{\eta_h \eta_e} \quad (6)$$

Sendo Pot_{bomba} a potência da bomba, \dot{Q} a vazão volumétrica, ΔP_{bomba} a diferença entre a pressão de impulsão e a pressão de admissão (saída e entrada da bomba, respectivamente), η_h a eficiência hidráulica e η_e a eficiência elétrica (sendo consideradas 45% e 90% respectivamente).

A pressão de *shut-off* (P_{SO}) é definida pela equação 7.

$$P_{SO} = 1,2 \Delta P_{bomba} \quad (7)$$

Com as equações 6 e 7 é possível calcular os parâmetros necessários para o projeto da bomba.

Para a análise econômica será necessário a equação 5 e as tabelas presentes no *Chemical Engineering Desing*¹⁷ que estão presentes no apêndice A.

Na tabela 11 são mostrados os parâmetros tirados do livro para calcular o preço da bomba e o preço calculado pela equação 5, o custo de instalação é calculado pela equação 5.1 com o fator f sendo 4 pela tabela dada no Apêndice A.

No caso da bomba serão calculadas duas partes, o preço dela e de seu motor. Dito isso, o parâmetro para a bomba é a vazão em L/s e para o motor é a potência em kW calculada pela equação 6.

Tabela 11. Parâmetros para o cálculo do custo.

| BOMBA | | | | |
|--------------|--------------|-----|-----|-----------|
| | a | b | n | A |
| Parâmetros | 3300 | 48 | 1,2 | 2,953 L/s |
| Custo | 3476,002 U\$ | | | |
| MOTOR | | | | |
| | a | b | n | A |
| Parâmetros | 920 | 600 | 0,7 | 10,6 kW |
| Custo | 4046,45 U\$ | | | |

Assim, temos um preço total de 7.522,46 U\$ para a bomba centrífuga do projeto, com o custo de instalação sendo 30.089,82 U\$.

A tabela 12 é um resumo dos valores da bomba.

Tabela 12. Parâmetros característicos da bomba P-01.

| Parâmetro característicos | Valor |
|---------------------------------------|--------------|
| Pressão na admissão (kPa) | 100 |
| Pressão na impulsão (kPa) | 1550 |
| Diferença de pressão (kPa) | 1450 |
| Pressão de <i>shut-off</i> (kPa) | 1740 |
| Vazão volumétrica (m ³ /h) | 10,63 |
| Eficiência Elétrica (%) | 90 |
| Eficiência Hidráulica (%) | 45 |

| | |
|------------------------------------|-----------|
| Potência consumida pela bomba (kW) | 10,6 |
| Custo (U\$) | 7.522,46 |
| Custo de instalação (U\$) | 30.089,82 |
| Custo Elétrico (U\$) | 5.074,40 |

4.3. Trocadores de calor

Trocadores de calor são de grande importância industrial, pois a transferência de calor dos fluidos de processos é parte essencial nos processos químicos. Dessa forma, o principal objetivo ao se projetar um trocador de calor é determinar a área superficial requerida para a transferência de calor. Além disso, podem ser usados tanto para aquecer quanto para resfriar o fluido de interesse.¹⁷

Existem diferentes tipos de trocadores de calor, porém o mais comum e que também foi utilizado nesse projeto é o de casco e tubo. Algumas vantagens do trocador de casco e tubo que o fazem ser o tipo mais utilizado são: a grande área superficial em um volume pequeno; a possibilidade de sua construção por diversos materiais; a facilidade de limpeza e a sua forma compatível para operações de pressão.¹⁷ A figura 8 demonstra um esquema do trocador de calor de casco e tubos.

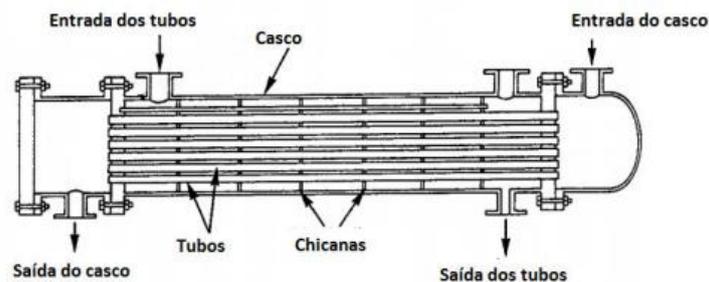


Figura 8. Esquema de um trocador de calor casco e tubos. (adaptado)²¹

Para projetar o trocador de calor, primeiramente é necessário calcular a diferença de temperatura média logarítmica pela seguinte equação:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (8)$$

Sendo T_1 a temperatura de entrada do fluido quente, T_2 a temperatura de saída do fluido quente, t_1 a temperatura de entrada do fluido frio e t_2 a temperatura de saída do fluido frio.

Para trocadores em que o fluido de apoio varia a temperatura é necessário utilizar o fator de correção, F_t , que é calculado através da equação 9:

$$F_t = \frac{\sqrt{(R_f^2 + 1) \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - R_f S)} \right]}}{(R_f - 1) \ln \left[\frac{2 - S \left[R_f + 1 - \sqrt{(R_f^2 + 1)} \right]}{2 - S \left[R_f + 1 + \sqrt{(R_f^2 + 1)} \right]} \right]} \quad (9)$$

Sendo:

$$R_f = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \qquad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Através da Tabela 12.1 do livro *Chemical Engineering Design*¹⁷, representada no apêndice A, obtém-se o valor utilizado para o coeficiente global de transferência de calor, U. O calor trocado, Q, foi obtido com o auxílio do software HYSYS. Com isso, calcula-se a área de troca térmica.

$$A = \frac{Q}{UF_t \Delta T_{ml}} \quad (10)$$

Por fim, considerando 20 pés de comprimento e 3/4” de diâmetro externo dos tubos, calcula-se a área de cada tubo a fim de se obter o número de tubos.

$$A_{tubo} = \pi DL \quad (11)$$

$$N_{tubos} = \frac{A}{A_{tubo}} \quad (12)$$

4.3.1. Trocador de Calor E-01

Este trocador tem por finalidade aquecer em 154 °C a corrente 4 que se encontra em 45° C. A corrente 4 é uma mistura do metanol não reagido e água, procedente da coluna de fracionamento com a corrente de reciclo do processo. A vazão de reagente que entrará no reator, corrente 6, será controlada por uma válvula antes da mistura da corrente 3 com o reciclo, que irá retornar parte da corrente 3 para o vaso pulmão de acordo com a vazão do reciclo. A corrente 4 é vaporizada no trocador de calor (E-01) para que possa ocorrer a reação no reator na fase gasosa.

Dessa forma, o cálculo da diferença de temperatura média logarítmica será baseado na qualidade do vapor utilizado. Na corrente de serviço é utilizado vapor de aquecimento de média pressão (MPS), conforme esquematizado na figura 9.

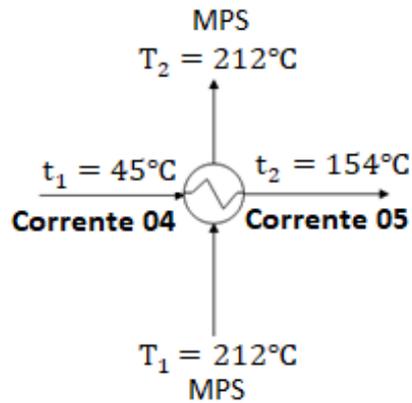


Figura 9. Esquema usado para projeto do trocador E-01.

Com a figura 9, a equação 8 e através da Tabela 12.1 do livro *Chemical Engineering Design*¹⁷ que é obtido o valor utilizado para o coeficiente global de transferência de calor, $U=1050 \text{ W/}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2$ (considerando o trocador como um vaporizador) é possível calcular a área de troca térmica com a equação 10. Sendo o calor trocado (Q), obtido com auxílio da simulação do software HYSYS®, 3.304.000 kcal/h.

Como nesse trocador de calor a temperatura do fluido de aquecimento é um vapor, e a temperatura da corrente do vapor não muda, o F_t é igual a 1. Dessa forma, a área A do trocador E-01 é de 35,50. E usando a equação 11 e a equação 12 determina-se o número de tubos necessários, nesse caso é igual a 98.

Para cálculo do preço para o trocador E-01, utiliza-se a equação 5 e como parâmetro A é utilizado a área em m^2 .

Tabela 13. Parâmetros para o cálculo do custo.

| TROCADOR DE CALOR E-01 | | | | |
|------------------------|----------|-----|-----|--------------------|
| | a | b | n | A |
| Parâmetros | 11000 | 115 | 1,0 | 35,50 m^2 |
| Custo | 15082,49 | | | |

Dessa forma, tem-se a tabela 14 com os parâmetros calculados para o trocador de calor E-01.

Tabela 14. Parâmetros característicos do trocador E-01.

| Parâmetro característicos | Valor |
|---|-----------|
| Temperatura de entrada do fluido de processo (°C) | 45 |
| Temperatura de saída do fluido de processo (°C) | 154 |
| Temperatura do vapor de média pressão (°C) | 212 |
| Calor trocado (kcal/h) | 3.304.000 |
| Área de troca (m ²) | 35,50 |
| Número de tubos | 98 |
| Custo (\$) | 15.082,49 |
| Custo de instalação (\$) | 52.788,71 |

4.3.2. Trocador de Calor E-02

O trocador de calor casco e tubo (E-02) aumenta a temperatura da corrente 5 gerando a corrente 6. O fluxo de vapor, corrente 6, passa pelo reator de leito fixo (R-01), no qual irá converter o metanol em dimetil éter e água. A corrente 7, que sai do reator, volta para o trocador (E-02) e aumenta a temperatura da corrente 5, e, conseqüentemente, é resfriada, conforme esquematizado na figura 10.

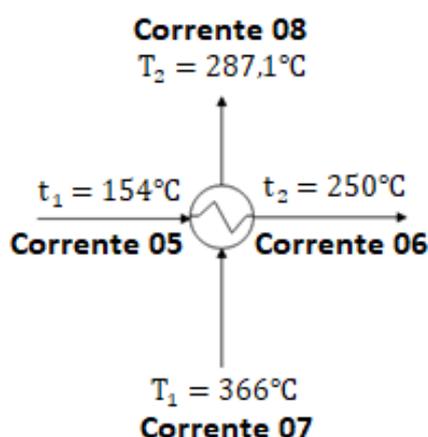


Figura 10. Esquema usado para projeto do trocador E-02.

Analogamente ao trocador de calor E-01, com a figura 10, a tabela 12.1 do livro *Chemical Engineering Desing*¹⁷ (considerando como um trocador de calor gases x gases) e o software HYSYS[®], obtém-se as temperaturas, e coeficiente global de troca térmica (U) do trocador de calor E-02 e o calor trocado (Q).

Porém, nesse trocador de calor os dois fluidos possuem diferença nas temperaturas de entrada e saída, por isso é necessário calcular o F_t com a equação 9.

Dessa forma, a equação 8 calcula a área de troca térmica do trocador de calor E-02. E as equações 11 e 12 calculam o número de tubos desse trocador.

O valor utilizado para o coeficiente global de transferência de calor, U , foi 30 W/m²°C e o calor trocado, Q , foi de 433.300 kcal/h.

Seguindo para a parte econômica do projeto do trocador de calor E-02, temos os mesmos parâmetros do trocador de calor E-01, sendo a única mudança o parâmetro A que seria a área em m². Assim, temos a tabela 15 com o custo.

Tabela 15. Parâmetros característicos do trocador E-02.

| TROCADOR DE CALOR E-02 | | | | |
|-------------------------------|-----------|-----|-----|----------------------|
| | a | b | n | A |
| Parâmetros | 11000 | 115 | 1,0 | 148,07m ² |
| Custo | 28.027,62 | | | |

Enfim, tem-se a tabela a seguir.

Tabela 16. Parâmetros característicos do trocador E-02.

| Parâmetro característicos | Valor |
|---|--------------|
| Temperatura de entrada do fluido de processo (°C) | 154 |
| Temperatura de saída do fluido de processo (°C) | 250 |
| Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C) | 366 |
| Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C) | 287,1 |
| Calor trocado (kcal/h) | 433.300 |
| Área de troca (m ²) | 148,07 |
| Número de tubos | 406 |
| Custo (\$) | 28.027,62 |
| Custo de instalação (\$) | 98.096,66 |

4.3.3. Trocador de Calor E-03

Como a corrente de saída precisa estar em 100°C, é necessário um resfriador. A água é utilizada como fluido auxiliar para resfriar o fluido de processo. Assim, a figura 11 representa o esquema do trocador de calor E-03.

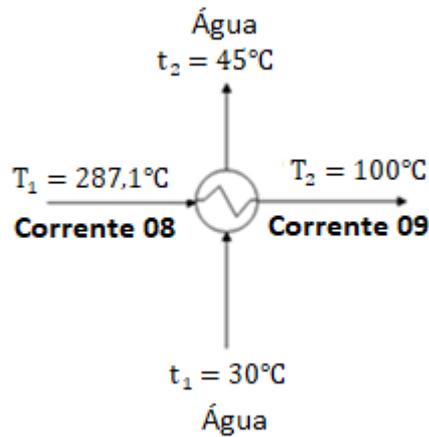


Figura 11. Esquema usado para projeto do trocador de calor E-03.

O trocador de calor E-03, considerado um condensador porque parte do fluido do processo é condensado, será projetado da mesma forma que os outros.

O valor utilizado para o coeficiente global de transferência de calor, U , foi $850 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$. E o calor de troca térmica (Q) $2.896.000 \text{ kcal/h}$. Utilizando a equação 9 para calcular o F_t e a equação 8 para calcular a área de troca térmica temos que ela é igual a $29,34 \text{ m}^2$. Também são utilizadas as equações 11 e 12 para calcular o número de tubos.

Para esse trocador também são utilizados os mesmos parâmetros para o cálculo do custo demonstrados pela tabela 17.

Tabela 17. Parâmetros característicos do trocador E-03.

| TROCADOR DE CALOR E-03 | | | | |
|-------------------------------|-----------|-----|-----|---------------------|
| | a | b | n | A |
| Parâmetros | 11000 | 115 | 1,0 | $29,34 \text{ m}^2$ |
| Custo | 14.375,59 | | | |

Dessa forma, tem-se a tabela 18 a seguir.

Tabela 18. Parâmetros característicos do trocador E-03.

| Parâmetro característicos | Valor |
|---|--------------|
| Temperatura de entrada do fluido de processo ($^\circ\text{C}$) | 287,1 |
| Temperatura de saída do fluido de processo ($^\circ\text{C}$) | 100 |
| Temperatura de entrada do fluido auxiliar ($^\circ\text{C}$) | 30 |
| Temperatura de saída do fluido auxiliar ($^\circ\text{C}$) | 45 |
| Calor trocado (kcal/h) | 2.896.000 |
| Área de troca (m^2) | 29,34 |

| | |
|--------------------------|-----------|
| Número de tubos | 81 |
| Custo (\$) | 14.375,59 |
| Custo de instalação (\$) | 50.314,58 |

4.4. Vasos pulmões

Vasos pulmões são equipamentos muito simples que possuem como principal função armazenar fluidos de matérias primas e/ou produtos durante determinado tempo para que sejam realizadas as operações que integram o processo produtivo.

Na planta de produção temos apenas 1 vaso pulmão que retém o metanol anterior à passagem da bomba. Acumulando o metanol, ele garante a alimentação da bomba evitando assim, eventuais danos a ela.

Para projetar um vaso, é importante definir o tempo de retenção (t_r) do líquido dentro dele. Convencionalmente, foi definido 15 minutos. Assim, com o tempo de retenção e a vazão de entrada desse líquido (Q), definimos o volume de líquido (V_L) com base na equação 13.

$$V_L = Q \times t_r \quad (13)$$

O volume total do vaso (V_{vaso}) é calculado como o dobro do volume de líquido como mostra a equação 14.

$$V_{vaso} = 2V_L \quad (14)$$

Definido esses volumes, foi feita uma otimização para encontrarmos a razão geométrica (L/D) com menor custo para o projeto. Dessa forma, calculou-se o diâmetro (D), o comprimento (L), a espessura da parede (e), o peso do equipamento (W) e então o custo (C) do equipamento e encontra-se os melhores valores para o projeto. As equações para cada um desses parâmetros estão descritas a seguir.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{vaso}}{\pi(L/D)}} \quad (15)$$

$$L = \left(\frac{L}{D}\right) \times D \quad (16)$$

$$e = \frac{PD}{2SE - 1,2P} \quad (17)$$

$$W = 240C_w D_m (L + 0,8D_m)e \quad (18)$$

$$C = -2500 + 200W^{0,6} \quad (19)$$

Sendo P a pressão de projeto, S a tensão de ruptura, E a eficiência da solda, C_w um fator que leva em conta o peso de suportes internos e bicos, em que, no caso de vaso é considerado 1,08 e D_m a soma do diâmetro com a espessura.

Fazendo os cálculos variando a razão geométrica de 2 a 5 encontramos o seguinte gráfico ilustrado na figura a seguir.

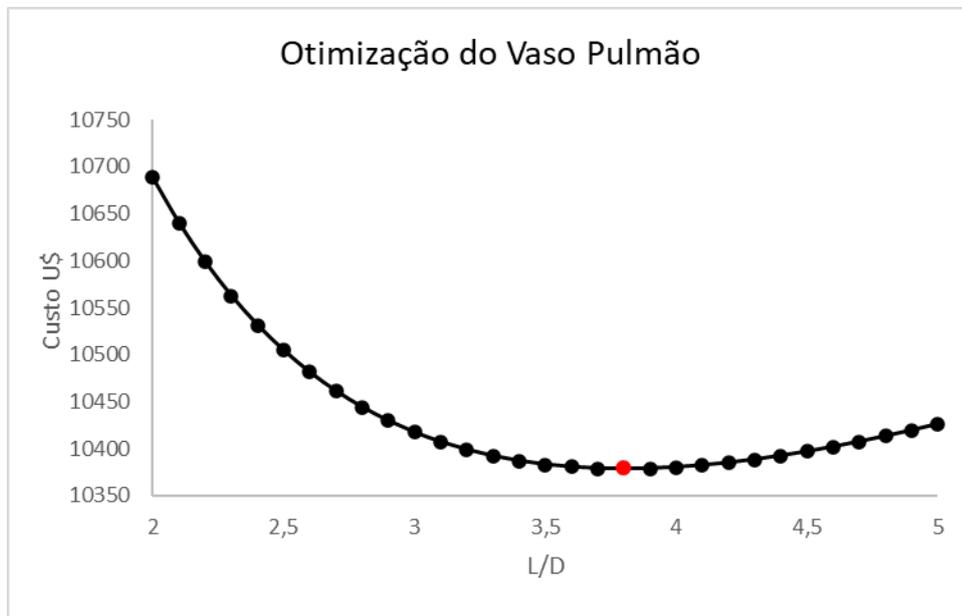


Figura 12. Otimização do Vaso Pulmão.

Pelo gráfico fica possível visualizar que o custo do equipamento possui um mínimo. Esse mínimo corresponde à razão geométrica de 3,8. Assim, as dimensões correspondentes a essa razão geométrica estão na tabela 19 com o custo de instalação calculado pela equação 5.1 e f sendo 4 como mostra a tabela no apêndice A.

Tabela 19. Parâmetros característicos do vaso pulmão V-01.

| Parâmetro característicos | Valor |
|------------------------------|-----------|
| Comprimento do vaso (mm) | 4.606,3 |
| Altura do vaso (mm) | 1.217,9 |
| Espessura do vaso (mm) | 5,76 |
| Nível máximo de líquido (mm) | 974,32 |
| Nível normal de líquido (mm) | 608,95 |
| Nível mínimo de líquido (mm) | 243,58 |
| Pressão de projeto (kPa) | 3,5 |
| Temperatura de projeto (°C) | 80 |
| Custo do Equipamento (U\$) | 10.378,55 |
| Custo de instalação (U\$) | 41514,20 |

Conclui-se então que o custo do equipamento será de 10.378,55 U\$ e a figura abaixo ilustra um esquema do vaso pulmão com algumas dimensões.

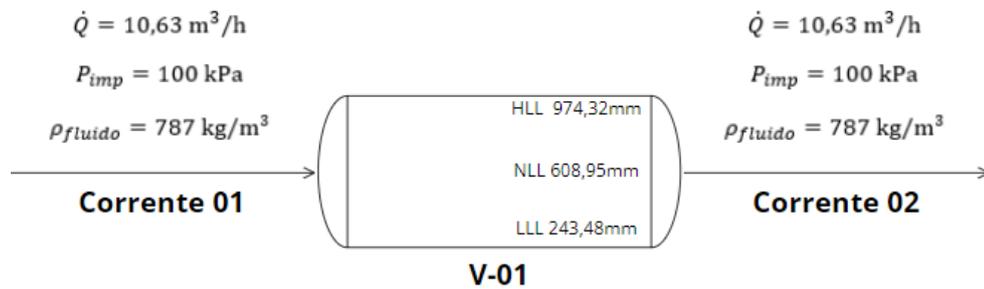


Figura 13. Esquema do vaso pulmão do projeto.

4.5. Reator

Reatores de leito fixo são um dos tipos de reatores mais importantes para formação de compostos químicos básicos e intermediários em larga escala. Nesse projeto, o processo ocorre na forma de uma reação gasosa catalisada heterogeneamente na superfície dos catalisadores que estão dispostos na forma de leito fixo.⁷

No caso de reatores adiabáticos, eles são utilizados quando a quantidade de calor da reação é baixa ou quando existe somente um caminho predominante para a reação ocorrer, o processo acontece de forma que não há troca de calor com a vizinhança e, além disso, a temperatura não possui efeito significativo na seletividade do catalisador ou no rendimento da reação.⁷

Para converter o metanol em DME, será utilizado um reator de leito fixo adiabático, com um volume mínimo que irá garantir uma conversão de 80% e uma perda de carga de 0,1 bar, dado as condições de entrada da corrente 6 e a velocidade de reação presente na equação 4 (também demonstrada abaixo). Com o auxílio do software Aspen HYSYS[®], foi possível determinar esse volume mínimo dado os parâmetros descritos.

$$-r_{metanol} = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] p_{metanol}$$

O reator em questão é projetado de forma análoga à do vaso pulmão. Dado o volume, é preciso encontrar a razão do comprimento com o diâmetro do reator (L/D), tal

que minimize os custos. Visto que com essa relação é determinado o diâmetro (D), o comprimento (L), a espessura da parede (e), o peso do equipamento (W) e então o custo (C) do equipamento.

As equações utilizadas para encontrar esses parâmetros foram as mesmas utilizadas no vaso pulmão, ou seja, as equações 15, 16, 17, 19, com a diferença que na equação 19 o valor de C_w será 1,15.

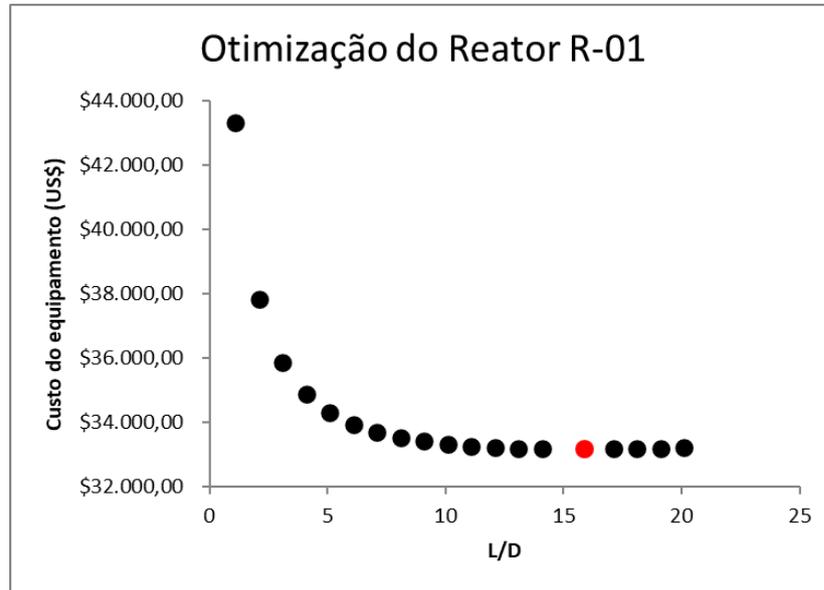


Figura 14. Otimização do Reator.

O valor de instalação é calculado pela equação 5.1 em que o fator f será 4.

Sendo assim, o menor valor para o custo do equipamento e o custo de instalação será de US\$33.183,94 e US\$132.735,76, respectivamente, e o valor de L/D será igual 15,89.

Tabela 20. Parâmetros característicos do reator R-01.

| Parâmetro característicos | Valor |
|-----------------------------|-----------|
| Comprimento do reator (mm) | 11.887,95 |
| Altura do reator (mm) | 748,22 |
| Espessura do reator (mm) | 46,59 |
| Pressão de projeto (kPa) | 16,40 |
| Temperatura de projeto (°C) | 366,10 |
| Custo (US\$) | 33.183,94 |

A figura 15 a seguir demonstra um esquema do reator do projeto.

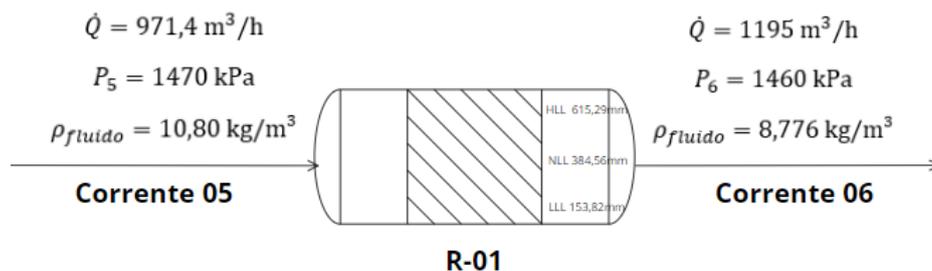


Figura 15. Esquema do reator do projeto.

4.6. Listagem de indicadores

Os indicadores, como o próprio nome diz, têm como função principal indicar os valores de medições de certos processos como temperatura, pressão, vazão e nível. Quando colocados nos lugares certos são de grande ajuda para a operação e controle da planta.

Tabela 21. Listagem de instrumentos.

| INSTRUMENTOS DE VAZÃO | | INSTRUMENTOS DE NÍVEL | |
|-------------------------|-------------|-----------------------------|-------------|
| Identificação | Localização | Identificação | Localização |
| FI-01 | 01 | LG-01 | V-01 |
| FT-02 | 04 | LT-01 | V-01 |
| FI-06 | 06 | | |
| INSTRUMENTOS DE PRESSÃO | | INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA | |
| Identificação | Localização | Identificação | Localização |
| PI-01 | 01 | TI-01 | 01 |
| PI-02a/b | 03 | TI-03 | 04 |
| PI-03 | 04 | TI-05 | 05 |
| PI-05 | 05 | TI-07 | R-01 |
| PI-06 | 06 | TI-08 | R-01 |
| PI-11 | 07 | TI-09 | R-01 |
| PI-12 | 08 | TI-10 | R-01 |
| PI-13 | 09 | TI-12 | 08 |
| | | TI-13 | 09 |

4.7. Listagem de controladores

Os controladores, como o próprio nome diz, têm como função principal controlar a temperatura, pressão, vazão e nível para um valor de *setpoint* pré-estabelecido, geralmente estão sempre trabalhando com informações fornecidas pelo indicador. Eles servem para automatizar o processo, dispensando a necessidade de um operário controlado as variáveis e diminuir o custo na operação.

Tabela 22. Listagem de controladores.

| Identificação | Localização |
|----------------------|--------------------|
| LIC-01 | V-01 |
| FIC-02 | 04 |
| FIC-04 | MPS |
| TIC-06 | 06 |

4.8. Listagem de alarmes

Os alarmes são necessários quando há alguma falha no controle, seja manual ou automático. São uma forma de segurança auditiva para que os operadores consertem o problema ou saiam do local a tempo.

Tabela 23. Listagem de alarmes.

| Identificação | Localização |
|----------------------|--------------------|
| LAH | 01 |
| LAL | 01 |
| FAL | 02 |
| TAHH | 10 |
| TAH | 10 |

4.9. Listagem de intertravamentos

Intertravamentos são instrumentos que travam o processo caso alguma variável se descontrole, parando por completo o processo. Assim, possuem a função de evitar acidentes maiores.

Tabela 24. Listagem de Intertravamentos.

| Identificação | Localização | Ação sobre |
|----------------------|--------------------|---|
| TSSL | TI-10 | SI-01: Válvula de aporte de calor ao trocador de calor E-01 |

4.10. Listagem de válvulas de segurança

As válvulas de segurança possuem função similar dos intertravamentos, a diferença é que elas não param o processo por inteiro, elas fornecem uma via segura para tentar contornar o problema sem que necessite a parada completa da planta.

Tabela 25. Listagem de válvulas de segurança.

| Identificação | Localização |
|----------------------|--------------------|
| LCV-01 | 01 |
| FCV-02 | 02 |
| FCV-04 | 04 |
| FCV-06 | 06 |

4.11. Avaliação econômica do projeto

Em resumo, a tabela 26 a seguir possui os custos dos equipamentos contando a instalação de cada um, lembrando que será necessário multiplicar o valor da bomba centrífuga por 2 para considerarmos a bomba reserva. O custo anualizado é o custo multiplicado por 0,32.

Tabela 26. Custo dos Equipamentos

| Equipamento | Custo Total (U\$) | Custo Anualizado (\$/ano) |
|--------------------------|--------------------------|----------------------------------|
| Vaso Pulmão (V-01) | 41.514,18 | 13.284,55 |
| Bomba Centrífuga (P-01a) | 30.089,82 | 96.028,74 |
| Bomba Centrífuga (P-01b) | 30.089,82 | 96.028,74 |
| Trocador de calor (E-01) | 52.788,71 | 16.892,39 |
| Trocador de calor (E-02) | 98.096,66 | 31.390,93 |
| Trocador de calor (E-03) | 50.314,58 | 16.100,67 |
| Reator (R-01) | 132.735,76 | 42.475,44 |
| TOTAL | | 139.401,45 |

Também é necessário calcular custos operacionais anuais da bomba centrífuga e dos trocadores de calor.

Para o custo da bomba, é necessário fazer um estudo de quanto ela irá consumir de energia em operação para também ser calculado o gasto anual com ela.

Considerando que ela trabalhará 8000 horas por ano e que o custo de energia elétrica para uma indústria seja em média de 0,06 \$/kWh¹⁷ temos que o custo elétrico (C_e) será:

$$C_e = 8000 \times 0,06 \times Pot_{bomba} \quad (20)$$

Para calcular os gastos com os trocadores de calor é necessário considerar o tipo do trocador de calor. Como o trocador E-01 é um vaporizador, é preciso calcular o custo

operativo do vapor. Primeiramente, é necessário o calor latente de vaporização, dado pela equação a seguir.

$$L_V = 606,5 - 0,695 \cdot T_1 \quad (21)$$

Sendo L_V o calor latente de vaporização e T_1 a temperatura do fluido quente, que nesse caso é o vapor de média pressão.

Em seguida, obtém-se a vazão de vapor com a equação 22:

$$\dot{m} = \frac{Q}{L_V} \quad (22)$$

De acordo com o *Chemical Engineering Design*¹⁷, o custo do vapor (C_V) de média pressão é 5,47 \$/1000lb, ou seja, 12,06 \$/ton. Com isso, calcula-se o custo horário do MPS por meio da seguinte equação:

$$C_V = \dot{m} \cdot 12,06 \text{ \$/ton} \quad (23)$$

Considerando 8000 h/ano, obtém-se o custo anual:

$$C_a = C_V \cdot 8000 \text{ h/ano} \quad (24)$$

Tabela 27. Parâmetros para custo operacional do vapor.

| Parâmetro característicos | Valor |
|--|------------|
| Calor latente de vaporização (kcal/kg) | 459,16 |
| Vazão de vapor (kg/h) | 7.195,75 |
| Custo horário do MPS (\$/h) | 86,77 |
| Custo anual (U\$) | 694.193,05 |

O trocador de calor E-03 utiliza água para refrigerar o fluido de processo. Dessa forma, seus custos também devem ser levados em consideração. Segundo o *Chemical Engineering Design*, o custo da água de refrigeração é 0,1 \$/1000 gal. Assim, a água de refrigeração consumida é dada por:

$$A_c = \frac{Q}{t_2 - t_1} \quad (25)$$

Considerando 8000 h/ano, obtém-se o consumo anual:

$$A_a = A_c \cdot 8000 \text{ h/ano} \quad (26)$$

Portanto, o custo anual é:

$$C_a = A_a \cdot 0,1 \text{ \$/1000 gal} \quad (27)$$

Tabela 28. Parâmetros para custo operacional da água de refrigeração.

| Parâmetro característicos | Valor |
|--------------------------------------|--------------|
| Água de refrigeração consumida (gph) | 51002,81 |
| Consumo anual (kgallons) | 408022,46 |
| Custo anual (\$) | 40.802,25 |

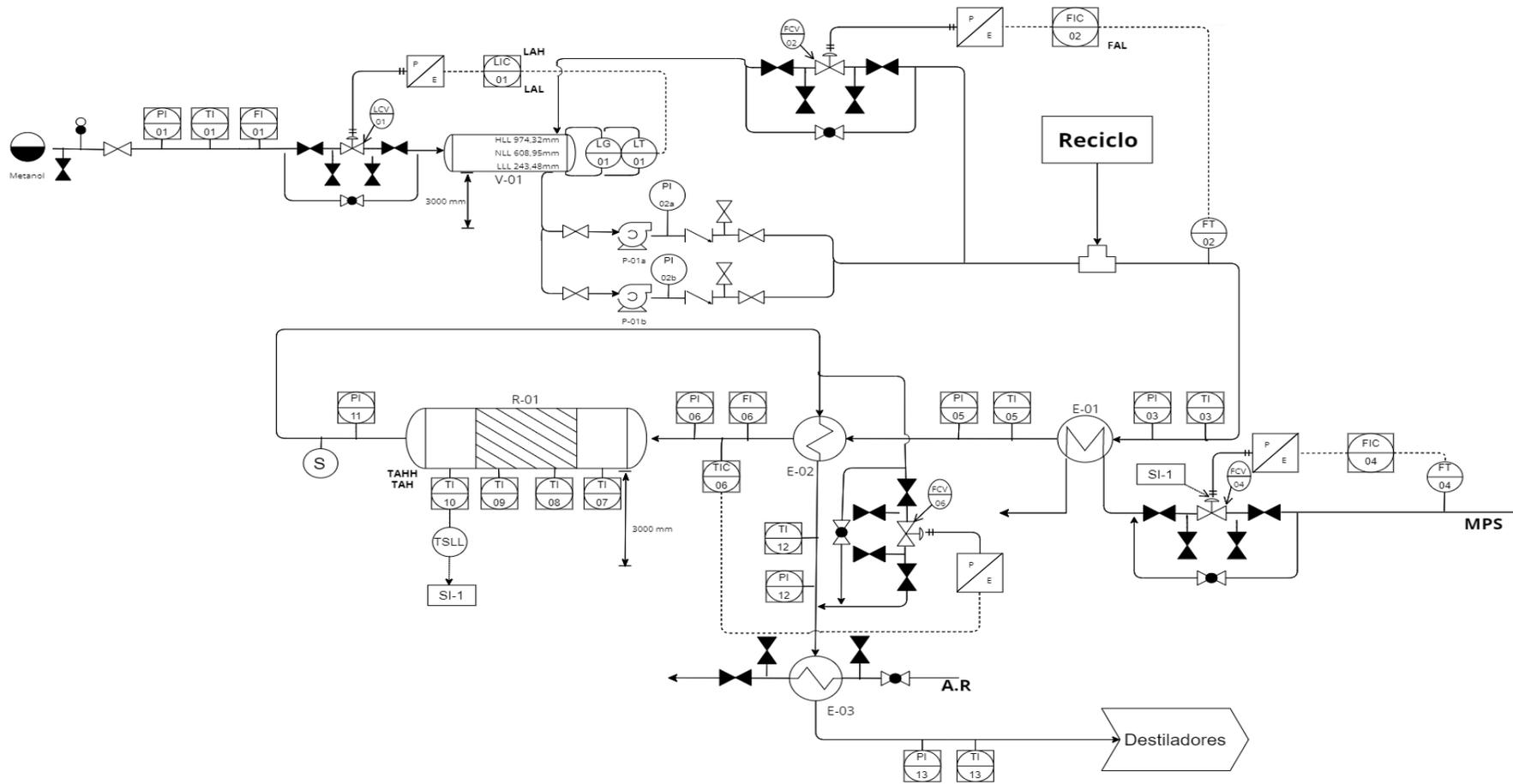
Resumindo tudo, o custo operacional anual que envolvem a bomba e os trocadores de calor são os gastos com a eletricidade, a água de refrigeração e o vapor. Assim, a tabela 29 resume os custos anuais operacionais.

Tabela 29. Custos operacionais.

| Equipamento | Custo Total (U\$) |
|----------------------|--------------------------|
| Eletricidade | 5.074,43 |
| Água de Refrigeração | 40.802,25 |
| Vapor | 694.193,05 |
| TOTAL | 740.069,73 |

Como o trocador de calor E-02 utiliza a própria corrente do processo para esquentar e resfriar, ele não exige gastos elevados anuais.

4.12. Diagrama mecânico de processo



| Equipamento | V-01 | Equipamento | R-01 | Equipamento | E-01 | E-02 | E-03 | Equipamento | P-01 |
|-------------------------------------|-----------------------|-------------------------------------|----------|--|-------------------|-------------------|-------------------|---|------------------|
| Descrição | Acumulador de entrada | Descrição | Reator | Descrição | Trocador de calor | Trocador de calor | Trocador de calor | Descrição | Bomba centrífuga |
| Pressão Proj [kg/cm ² g] | 3,5 | Pressão Proj [kg/cm ² g] | 16,40 | Tipo | Vaporizador | Aquecedor | Condensador | Pressão admissão [kg/cm ² g] | 1,00 |
| Temperatura Proj [°C] | 80 | Temperatura Proj [°C] | 396,10 | Nº de tubos | 98 | 406 | 81 | Pressão impulsão [kg/cm ² g] | 15,50 |
| Comprimento [mm] | 4606,03 | Comprimento [mm] | 11887,95 | Pressão entrada [kg/cm ² g] | 15,20 | 14,60 | 14,50 | Fluxo [m ³ /h] | 10,63 |
| Diâmetro [mm] | 1212,11 | Diâmetro [mm] | 748,22 | Área [m ²] | 35,50 | 148,07 | 29,34 | | |
| Tempo de residência [min] | 15 | Tempo de residência [min] | 322,85 | Fluido frio | | | | | |
| | | | | T entrada/ Tsaida [°C] | 45/154 | 154/250 | 30/45 | | |
| | | | | Fluido quente | | | | | |
| | | | | T entrada/ Tsaida [°C] | 212 | 366/287,1 | 287,1/100 | | |

4.13. Impacto Ambiental

Considerando consequências da poluição atmosférica como o efeito estufa que ocasiona no aquecimento global, cada vez mais, a preocupação com o meio ambiente vem ganhando relevância. Diversas reuniões e programas foram feitos para tentar minimizar o estrago que o ser humano vem causando no planeta. O mundo tem se empenhado em determinar e implementar políticas para um desenvolvimento sustentável, entre alguns exemplos estão a Agenda 2030 e o Acordo de Paris em 2015 e, mais recentemente, a 27ª Conferência das Nações Unidas sobre Mudança do Clima (COP27).

Dessa forma, à medida que a sociedade ganha consciência do problema, leis são criadas visando a diminuição da poluição e reaproveitamento de resíduos. Isso pode gerar uma economia de gastos, assim as indústrias que demonstram preocupação com o meio ambiente, podem sair em vantagem.

Assim, a avaliação do impacto ambiental da planta química projetada leva em consideração a geração de efluentes, o consumo de água e energia para geração de vapor e a contaminação do ar.

O metanol é um composto facilmente inflamável e extremamente tóxico. Logo, é importante que ele seja tratado corretamente. O metanol é separado da água na segunda torre de destilação e em seguida é reciclado, ou seja, levado de volta para o início do processo.⁷ Como o metanol é o principal reagente para a produção de dimetil éter, é de extrema importância que ele seja reaproveitado. Já a água que restou da torre, é levada para tratamento de águas residuais para a remoção de componentes orgânicos.

Como no trocador de calor E-03 foi utilizada água de refrigeração, é necessário que seu descarte seja feito da forma correta. Assim, antes de retorná-la para o meio ambiente, é preciso que ela retorne à temperatura ambiente para que não ocorra prejuízo no ecossistema do meio ambiente.²²

Além da água de refrigeração, o vapor também é um dos custos operacionais mais importantes. Desse modo, tem que se levar em consideração a quantidade de água necessária para a geração do vapor de média pressão. Ademais, é preciso de uma fonte de energia para que o vapor seja gerado e, normalmente, é a queima de combustíveis. Logo, os gases gerados nessa queima precisam de tratamento.²²

Essa é apenas uma análise qualitativa, portanto, não é exata. A fim de se obter uma maior eficiência e aumentar a sustentabilidade da planta, é necessário fazer uma análise quantitativa.

5. CONCLUSÕES

Um projeto de engenharia química consiste no dimensionamento de equipamentos, análise econômica e otimização visando o melhor resultado no menor custo.

Esse projeto visa a produção de dimetil éter a partir da desidratação do metanol, necessitando de duas bombas centrífugas, um vaso acumulador, um reator e três trocadores de calor. Com a ajuda do HYSYS[®], foram obtidos resultados que permitiram e facilitaram o dimensionamento desses equipamentos.

Analisando a avaliação econômica, percebe-se que o equipamento com o maior custo é o reator, o que era esperado, pois é no reator que ocorre a reação e a conversão e é o equipamento mais robusto da planta. Ainda, percebe-se que o custo da planta como um todo fica por volta de 139.401,45 U\$ e seu custo anual com custos operacionais fica em torno de 740.069,73 U\$. Também vale ressaltar que, dos custos operacionais o mais alto seria com o vapor, dessa forma, encontrar soluções para minimizar o uso do vapor sem alterar a conversão seria uma vantagem.

Outro fator importante seria de lembrar que o processo com os equipamentos projetados ainda não seria o suficiente para levar o produto (DME) ao mercado, visto que ainda seria necessário purificá-lo. Em indústrias, isso geralmente é feito por torres de destilação, o que aumentaria significativamente em seu custo total.

Assim, o projeto da planta para a produção de dimetil éter foi eficiente. Contudo, análises econômicas mais profundas podem ser feitas a fim de se obter maior eficiência e menor custo.

6. BIBLIOGRAFIA

1. Kiss, A. A.; Suszwalak, D. J. P. C. ;*Procedia Eng.* **2012**, *42*, 581.
2. Kennedy, G. L. ;*Encycl. Toxicol.* **2005**, 49.
3. Fortune Business Insights Dimethyl Ether Market Size, Share & COVID-19 Impact Analysis, By application (LGP Blending, Aerosol Propellant, Transportation Fuel and Others), and Regional Forecast, 2021-2028 <https://www.fortunebusinessinsights.com/dimethyl-ether-market-104309>.
4. Turton, R.; Bailie, R. C.; Whiting, W. B.; Shaeiwitz, J. A. *Analysis, Synthesis and Desing of Chemical Processes*; Third Edit.; Pearson Education, Inc.: Boston, MA 02116, 2008.
5. Target Study Methanol <https://targetstudy.com/knowledge/invention/35/methanol.html> (accessed Feb 5, 2023).
6. National Center for Biotechnology Information PubChem Compound Summary for CID 887, Methanol.
7. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*; Wiley, 2000.
8. Cheng, W.-H.; Kung, H. H. *Methanol Production and Use*; Marcel Dekker, Inc.: Nova York, 10016, 1994.
9. Mollavali, M.; Yaripour, F.; Atashi, H.; Sahebdehfar, S. ;*Ind. Eng. Chem. Res.* **2008**, *47*, 3265.
10. Hosseininejad, S.; Afacan, A.; Hayes, R. E. ;*Chem. Eng. Res. Des.* **2012**, *90*, 825.
11. Hosseini, Z.; Taghizadeh, M.; Yaripour, F. ;*J. Nat. Gas Chem.* **2011**, *20*, 128.
- 12.; *Bull. Korean Chem. Soc.* **2002**, *23*, 803.
13. National Center for Biotechnology Information **2023**.
14. Anggarani, R.; Wibowo, C. S.; Rulianto, D. ;*Energy Procedia* **2014**, *47*, 227.
15. Prabowo, B.; Yan, M.; Syamsiro, M.; Setyobudi, R. H.; Biddinika, M. K.

; *Pakistan Acad. Sci.* **2017**, 54, 29.

16. Mordor Intelligence MERCADO DIMETIL ÉTER (DME) – CRESCIMENTO, TENDÊNCIAS, IMPACTO DO COVID-19 E PREVISÕES (2023 – 2028) <https://www.mordorintelligence.com/pt/industry-reports/dimethyl-ether-market>.
17. *Chemical Engineering Design*; Elsevier, 2013.
18. Lima, E. P. C. *Mecânica das Bombas*; 3ª Edição.; Editora Interciência: Rio de Janeiro, 2022.
19. Macintyre, A. J. *Manual de Instalações Hidráulicas e Sanitárias*; Grupo GEN, 2020.
20. Filho, G. E. F. F. *Bombas, Ventiladores e Compressores - Fundamentos*; Editora Saraiva, 2015.
21. Kakaç, S.; Liu, H. *Heat Exchangers - Selection, Rating and Thermal Desing*; CRC PRESS: Florida, 33431, 2002.
22. Navarini, C. ; *Univ. Tecnológica Fed. do Paraná* **2019**.

APÊNDICE A – TABELAS DO CHEMICAL ENGINEERING DESING

Table 6.6. Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment—Cont'd

| Equipment | Units for Size, S | S_{Lower} | S_{Upper} | a | b | n | Note |
|----------------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|----------|----------|----------|-------------|
| <i>Exchangers</i> | | | | | | | |
| U-tube shell and tube | area, m ² | 10.0 | 1,000.0 | 10,000 | 88 | 1.0 | |
| Floating head shell and tube | area, m ² | 10.0 | 1,000.0 | 11,000 | 115 | 1.0 | |
| Double pipe | area, m ² | 1.0 | 80.0 | 500 | 1,100 | 1.0 | |
| Thermosiphon reboiler | area, m ² | 10.0 | 500.0 | 13,000 | 95 | 1.0 | |
| U-tube Kettle reboiler | area, m ² | 10.0 | 500.0 | 14,000 | 83 | 1.0 | |
| Plate and frame | area, m ² | 1.0 | 180.0 | 1,100 | 850 | 0.4 | 3 |
| <i>Filters</i> | | | | | | | |
| Plate and frame | capacity, m ³ | 0.4 | 1.4 | 76,000 | 54,000 | 0.5 | |
| Vacuum drum | area, m ² | 10.0 | 180.0 | -45,000 | 56,000 | 0.3 | |
| <i>Furnaces</i> | | | | | | | |
| Cylindrical | duty, MW | 0.2 | 60.0 | 53,000 | 69,000 | 0.8 | |
| Box | duty, MW | 30.0 | 120.0 | 7,000 | 71,000 | 0.8 | |
| <i>Packings</i> | | | | | | | |
| 304 ss Raschig rings | m ³ | | | 0 | 3,700 | 1.0 | |
| Ceramic intalox saddles | m ³ | | | 0 | 930 | 1.0 | |
| 304 ss Pall rings | m ³ | | | 0 | 4,000 | 1.0 | |
| PVC structured packing | m ³ | | | 0 | 250 | 1.0 | |
| 304 ss structured packing | m ³ | | | 0 | 3,200 | 1.0 | 4 |
| <i>Pressure vessels</i> | | | | | | | |
| Vertical, cs | shell mass, kg | 150.0 | 69,200.0 | -400 | 230 | 0.6 | 5 |
| Horizontal, cs | shell mass, kg | 250.0 | 69,200.0 | -2,500 | 200 | 0.6 | |
| Vertical, 304 ss | shell mass, kg | 90.0 | 124,200.0 | -10,000 | 600 | 0.6 | 5 |
| Horizontal, 304 ss | shell mass, kg | 170.0 | 114,000.0 | -15,000 | 560 | 0.6 | |
| <i>Pumps and drivers</i> | | | | | | | |
| Single-stage centrifugal | flow Liters/s | 0.2 | 500.0 | 3,300 | 48 | 1.2 | |
| Explosion-proof motor | power, kW | 1.0 | 2,500.0 | 920 | 600 | 0.7 | |
| Condensing steam turbine | power, kW | 100.0 | 20,000.0 | -19,000 | 820 | 0.8 | |
| <i>Reactors</i> | | | | | | | |
| Jacketed, agitated | volume, m ³ | 0.5 | 100.0 | 14,000 | 15,400 | 0.7 | |
| Jacketed, agitated, glass-lined | volume, m ³ | 0.5 | 25.0 | 13,000 | 34,000 | 0.5 | |
| <i>Tanks</i> | | | | | | | |
| Floating roof | capacity, m ³ | 100.0 | 10,000.0 | 53,000 | 2,400 | 0.6 | |
| Cone roof | capacity, m ³ | 10.0 | 4,000.0 | 5,700 | 700 | 0.7 | |
| <i>Trays</i> | | | | | | | |
| Sieve trays | diameter, m | 0.5 | 5.0 | 100 | 120 | 2.0 | 6 |
| Valve trays | diameter, m | 0.5 | 5.0 | 130 | 146 | 2.0 | 6 |
| Bubble cap trays | diameter, m | 0.5 | 5.0 | 200 | 240 | 2.0 | 6 |
| <i>Utilities</i> | | | | | | | |
| Cooling tower & pumps | flow liters/s | 100.0 | 10,000.0 | 61,000 | 650 | 0.9 | 7 |
| Packaged mechanical refrigerator | evaporator duty, kW | 50.0 | 1,500.0 | 4,900 | 720 | 0.9 | |
| Water ion exchange plant | flow m ³ /h | 1.0 | 50.0 | 6,200 | 4,300 | 0.7 | |

Table 6.3. Installation Factors Proposed by Hand (1958)

| Equipment Type | Installation Factor |
|-------------------------|---------------------|
| Compressors | 2.5 |
| Distillation columns | 4 |
| Fired heaters | 2 |
| Heat exchangers | 3.5 |
| Instruments | 4 |
| Miscellaneous equipment | 2.5 |
| Pressure vessels | 4 |
| Pumps | 4 |

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---------------------------------|--------------------|---------------------------|
| Hot Fluid | Cold Fluid | U (W/m ² °C) |
| <i>Heat exchangers</i> | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| <i>Coolers</i> | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| <i>Heaters</i> | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| <i>Condensers</i> | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| <i>Vaporizers</i> | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |