



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Departamento de Química Tecnológica
Graduação em Engenharia Química

LHUCAS TENÓRIO DE MELO DE SOUSA
RAFAEL ANDRÉ FEITOSA DE OLIVEIRA ROEHE

**Aplicação dos conceitos de Engenharia de Processos:
Projeto de equipamentos industriais**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Brasília
18 de Dezembro de 2020

LHUCAS TENÓRIO DE MELO DE SOUSA
RAFAEL ANDRÉ FEITOSA DE OLIVEIRA ROEHE

**Aplicação dos conceitos de Engenharia de Processos:
Projeto de equipamentos industriais**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Graduação em Engenharia Química da Universidade de Brasília, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: José Joaquin Linares León

Brasília
18 de Dezembro de 2020

“À nossa futura família.”

AGRADECIMENTOS

Gostaríamos de agradecer a todos que estiveram presentes durante essa longa jornada nesse universo que chamamos de graduação. Foram grandes os desafios que tivemos que superar e cada um que fez parte dessa jornada conosco fez com que eles se tornassem mais leves e gratificantes. Queremos agradecer a nossos familiares e amigos, sem vocês tudo isso não teria sido possível.

Em especial:

Eu, Lhucas, em primeiro lugar, gostaria de agradecer a minha mãe, Raimunda Nonata, pelas alegrias, broncas, conselhos e por me conceder o suporte emocional e financeiro sem ao qual nunca alcançaria minhas conquistas. Quero agradecer também às amigadas que construí durante essa jornada, as quais desejo levar pelo resto da vida: Ana Luiza Piragibe, Jordana Carol e William Mendes, pelo amparo, sinceridade e companheirismo. Por fim, quero agradecer aos professores Simone Monteiro e Edgardo Garcia, pela paciência de ensinar, pelos conselhos e pelas ótimas experiências na iniciação científica sem as quais nunca conheceria o real prazer de estudar.

Eu, Rafael, gostaria de agradecer a minha mãe, Virginia, sem a qual eu não estaria aqui. Seu apoio e suporte sempre foi importante pra mim e tudo que eu conquistei tem seu suor também. Quero agradecer também a minha melhor amiga, Ana Luiza, a qual é uma irmã pra mim e foi um dos melhores presentes que a faculdade me deu. Ter você na minha vida fez com que essa jornada fosse muito mais leve. Agradeço também a minha psicóloga Fernanda, sem a qual eu não teria conseguido superar os percalços do final da minha jornada.

Queremos agradecer também um ao outro, uma amizade que floresceu ao longo do curso e que nos uniu para o resto da vida. Uma nova fase começa para nós e vamos sempre ter um ao outro como apoio ao longo dos desafios que estão por vir.

“De certa maneira, somos todos alienígenas em um planeta estranho. Passamos a maior parte de nossas vidas tentando nos aproximar e nos comunicar. Se durante toda a nossa vida nos aproximarmos e nos comunicarmos com apenas duas pessoas, já seremos muito afortunados.”

(Gene Roddenberry)

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo aplicar os conceitos da Engenharia de Processos, em quatro contextos industriais diferentes, para o projeto dos seguintes equipamentos: bomba hidráulica, trocador de calor, instrumentação e controle de torre de destilação, e torre de absorção. Durante os projetos foram estimadas as condições de operação e foram preenchidas as fichas de especificação para cada projeto. Em específico, projetou-se a bomba centrífuga para o refluxo em uma torre de destilação. Dada a condição de operação determinada, a ficha de especificação para a bomba foi preenchida contendo valores como as pressões de operação (aspiração e impulsão), vazão mínima requerida, NPSH (disponível e requerido), pressão de "Shut-off" e a potência elétrica da bomba. Em seguida, foi projetado o trocador de calor do tipo casco-tubo com placas tubulares fixas. Foram estimadas as condições de operação tanto para o fluido quente quanto para o frio. Também se calculou variáveis como o fator de deposição do processo, perda de pressão permitida, o calor trocado pelo equipamento e características gerais para a sua construção. Posteriormente, foi elaborado o diagrama de processo para o controle e instrumentação da vazão, temperatura, pressão e nível de uma torre de destilação e seus equipamentos auxiliares. Nesta etapa, também foram preenchidas as folhas de especificação correspondentes a estes instrumentos de controle. Finalmente, de maneira mais abrangente, foi realizado a engenharia de processos de uma torre de absorção e seus equipamentos auxiliares (tanque pulmão, bomba hidráulica e planta de troca iônica) para a utilização no tratamento de gás residual contaminado com amônia procedente da produção de fertilizantes. A coluna de absorção foi projetada de forma a remover 99% da amônia presente na corrente de entrada. Nesta etapa, foi também realizada uma análise de custo da planta em função de diferentes condições de operação.

Palavras-chave: engenharia de processos, projeto de equipamentos, bomba hidráulica, trocador de calor, destilação, absorção.

ABSTRACT

The present work applied Process Engineering's concepts to design different industrial equipment through four distinct backgrounds: hydraulic pump, heat exchanger, instrumentation and control of a distillation column, and an absorption column. Throughout the design, there were estimations made about the operating conditions. The data analyzed was used to fill the specification sheets.

Keywords: process engineering, equipment design, hydraulic pump, heat exchanger, distillation, absorption.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

| | |
|---|----|
| Figura 1 – Sistema de refluxo para a corrente de alcanos fracionados. | 12 |
| Figura 2 – Diagrama simplificado de processo para o projeto da bomba centrífuga. | 13 |
| Figura 3 – Fluxograma utilizado para simulação dos dados das correntes de processo no software Hysys® para o projeto do trocador de calor..... | 20 |
| Figura 4 – Diagrama simplificado de processo para o condensador a ser projetado..... | 21 |
| Figura 5 – Gráfico para determinação do fator de correção F para um trocador de calor de passo simples pela carcaça e passo duplo pelos tubos (2-2')..... | 25 |
| Figura 6 – Diagrama de processo da coluna de fracionamento da corrente de alcanos. | 27 |
| Figura 7 – Sistema de Instrumentação e Controle proposto para o diagrama de processo da coluna de fracionamento da corrente de alcanos. | 29 |
| Figura 8 – Diagrama do processo de purificação da corrente de ar residual contaminada com amônia através de uma coluna de absorção. | 32 |
| Figura 9 – Representação do processo de absorção em modo contínuo com fluxo em contracorrente, acompanhado do gráfico de equilíbrio e sua linha de operação. | 33 |
| Figura 10 – Curva de equilíbrio líquido-vapor entre água e amônia..... | 35 |
| Figura 11 – Eficiência de colunas de absorção com pratos segundo O'Connell..... | 39 |
| Figura 12 – Linha de operação da coluna de absorção com $LV = 1.5$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele. | 39 |
| Figura 13 – Linha de operação da coluna de absorção com $LV = 1.8$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele. | 40 |
| Figura 14 – Linha de operação da coluna de absorção com $LV = 2.1$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele. | 40 |
| Figura 15 – Linha de operação da coluna de absorção com $LV = 2.4$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele. | 41 |
| Figura 16 – Linha de operação da coluna de absorção com $LV = 2.7$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele. | 41 |
| Figura 17 – Custo total da planta de purificação para cada condição de operação da torre de absorção analisada. | 56 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1 – Dados calculados na obtenção das pressões de operação da bomba. | 15 |
| Tabela 2 – Resultado dos cálculos de pressão diferencial e carga estática da bomba centrífuga em projeto..... | 16 |
| Tabela 3 – Condições de operação críticas para o projeto da bomba centrífuga. | 17 |
| Tabela 4 – Entalpia total e frações mássicas do fluido circulante na bomba de refluxo. | 18 |
| Tabela 5 – Estimação da potência do motor da bomba projetada à vazão de projeto..... | 19 |
| Tabela 6 – Cálculo da vazão de fluido frio no processo de resfriamento da corrente enriquecida em enxofre..... | 22 |
| Tabela 7 – Valor dos coeficientes e das resistências à transmissão de calor de diferentes materiais. | 23 |
| Tabela 8 – Dados e resultados do cálculo da área de transferência do trocador projetado. | 23 |
| Tabela 9 – Valores dos parâmetros P e R para se determinar o fator de correção F. | 24 |
| Tabela 10 – Parâmetros finais do projeto do trocador. | 26 |
| Tabela 11 – Especificações dos laços de controle propostos para o diagrama de processo. | 29 |
| Tabela 12 – Dados do equilíbrio líquido-vapor da mistura entre água e amônia. | 35 |
| Tabela 13 – Condições de operação da coluna de absorção analisada com suas respectivas vazões e concentração de amônia para o líquido de saída. | 42 |
| Tabela 14 – Número de pratos reais obtidos a partir da Equação 5.13 para cada uma das condições de operação..... | 42 |
| Tabela 15 – Altura de fundo e a altura total da torre de absorção estimadas pelas Equações 5.17 e 5.18 respectivamente para cada condição de operação. | 45 |
| Tabela 16 – Massas da torre de absorção calculadas a partir da Equação 5.21 para cada condição de operação..... | 47 |
| Tabela 17 – Custos parciais e totais da torre de absorção para cada condição de operação. | 49 |
| Tabela 18 – Dimensões do tanque pulmão para condições de operação da torre de absorção. | 50 |
| Tabela 19 – A massa e os custos totais do tanque pulmão para cada condição de operação. | 52 |
| Tabela 20 – Pressão de aspiração e impulsão da bomba para alimentação da torre de absorção e suas respectivas diferenças..... | 54 |
| Tabela 21 – Consumo de água e energia elétrica acompanhado com os valores de custo durante 15 anos de operação da planta de purificação. | 54 |
| Tabela 22 – Vazões de água para cada condição de operação da torre de absorção em m ³ . h ⁻¹ | 55 |

LISTA DE ANEXOS

| | |
|--|----|
| Anexo 1 – Ficha de especificação da corrente de entrada da bomba projetada no capítulo 2. | 59 |
| Anexo 2 – Ficha de especificação da corrente de saída da bomba projetada no capítulo 2. | 59 |
| Anexo 3 – Ficha de especificação de operação da bomba projetada no capítulo 2. | 60 |
| Anexo 4 – Ficha de especificação da corrente de entrada do trocador projetado no capítulo 3. | 61 |
| Anexo 5 – Ficha de especificação da corrente de saída do trocador projetado no capítulo 3. | 62 |
| Anexo 6 – Ficha de especificação do trocador de calor (condensador) projetado no capítulo 3. | 63 |
| Anexo 7 – Ficha de especificação da instrumentação de vazão projetados no capítulo 4. | 64 |
| Anexo 8 – Ficha de especificação da instrumentação de nível projetados no capítulo 4. | 64 |
| Anexo 9 – Ficha de especificação da instrumentação de temperatura projetados no capítulo 4. | 65 |
| Anexo 10 – Ficha de especificação da instrumentação de pressão projetados no capítulo 4. | 65 |
| Anexo 11 – Tarifas para o consumo de energia elétrica do grupo B da Companhia Energética de Brasília utilizado para cálculo do custo do projeto da planta de purificação no capítulo 5. | 66 |
| Anexo 12 – Tarifas industriais para o consumo de água tratada da Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal utilizado para cálculo do custo do projeto da planta de purificação no capítulo 5. | 66 |

SUMÁRIO

| | |
|---|----|
| 1 INTRODUÇÃO | 11 |
| 2 PROJETO DE BOMBA CENTRÍFUGA | 12 |
| 2.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA | 12 |
| 2.2 CÁLCULOS DE PROJETO | 12 |
| 3 PROJETO DE TROCADOR DE CALOR | 20 |
| 3.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA | 20 |
| 3.2 CÁLCULOS DE PROJETO | 20 |
| 4 PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE | 27 |
| 4.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA | 27 |
| 4.2 DESENVOLVIMENTO DE PROJETO | 28 |
| 5 PROJETO DE COLUNA DE ABSORÇÃO | 31 |
| 5.1 ESPECIFICAÇÕES DO PROJETO | 31 |
| 5.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO | 32 |
| 5.2.1 Modelagem | 32 |
| 5.2.2 Curva de Equilíbrio | 34 |
| 5.3 COLUNAS DE ABSORÇÃO | 36 |
| 5.3.1 Condições de operação e número de pratos | 36 |
| 5.3.2 Dimensionamento | 42 |
| 5.3.3 Custo | 46 |
| 5.4 TANQUE PULMÃO | 49 |
| 5.4.1 Dimensionamento | 49 |
| 5.4.2 Custo | 51 |
| 5.5 BOMBA HIDRÁULICA | 52 |
| 5.5.1 Custo | 52 |
| 5.6 PLANTA DE TROCA IÔNICA | 54 |
| 5.6.1 Custo | 54 |
| 5.7 ANÁLISE DE CUSTOS | 56 |
| CONCLUSÃO | 57 |
| REFERÊNCIAS | 58 |
| ANEXOS | 59 |

1 INTRODUÇÃO

Segundo Perlingeiro (2005), a Engenharia de Processos é um conjunto de procedimentos simples originados de diversas áreas de conhecimento afins que permite o engenheiro químico projetar de forma estruturada os processos industriais. Neste nível, faz-se necessário a importação de diversas ferramentas de caráter interdisciplinar que abrangem: avaliação econômica; segurança, risco e controle; e estudos sistemáticos de setores da indústria química.

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi estruturado com base nas atividades realizadas no decorrer das disciplinas “Projeto de Engenharia Química 1” e “Projeto de Engenharia Química 2”. Nelas, tem-se como objetivo explorar os aspectos fundamentais da Engenharia de Processos na indústria química com ênfase em:

- a) Planejamento;
- b) Apresentação de simbologias e fluxogramas;
- c) Estudo de layout;
- d) Seleção, especificação e dimensionamento de equipamentos industriais;
- e) Aplicação de balanços de massa e energia;
- f) Apresentação de equações de projeto;
- g) Avaliação econômica de uma planta industrial;
- h) Estudo da otimização do processo.

Cada capítulo a seguir abordará uma das atividades desenvolvidas nas disciplinas e que não necessariamente estão inseridas em um mesmo contexto. As atividades acompanham um demonstrativo do problema, para as quais foram avaliados os conceitos de engenharia adequadas e suas devidas soluções. Em cada capítulo foram preenchidas suas respectivas fichas de especificação do projeto que estão apresentadas nos anexos.

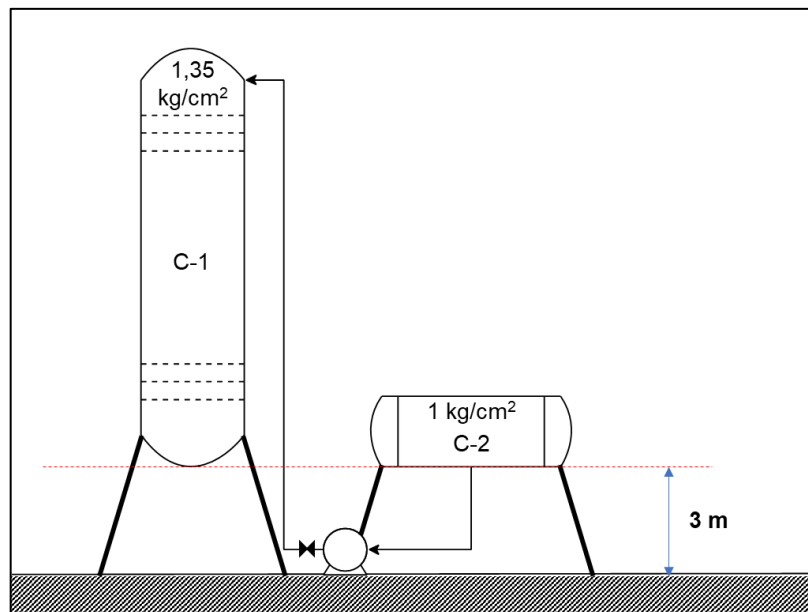
2 PROJETO DE BOMBA CENTRÍFUGA

Neste capítulo serão estudados os procedimentos necessários para se projetar uma bomba centrífuga para circulação de refluxo em uma coluna de destilação utilizada no processo de fracionamento de uma corrente de alcanos.

2.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA

Deseja-se projetar uma bomba centrífuga para o sistema da figura 1. Todos os dados das correntes de material e as condições de operação do processo foram obtidos através do software DWSIM® e foram utilizados para os cálculos do projeto.

Figura 1 – Sistema de refluxo para a corrente de alcanos fracionados.

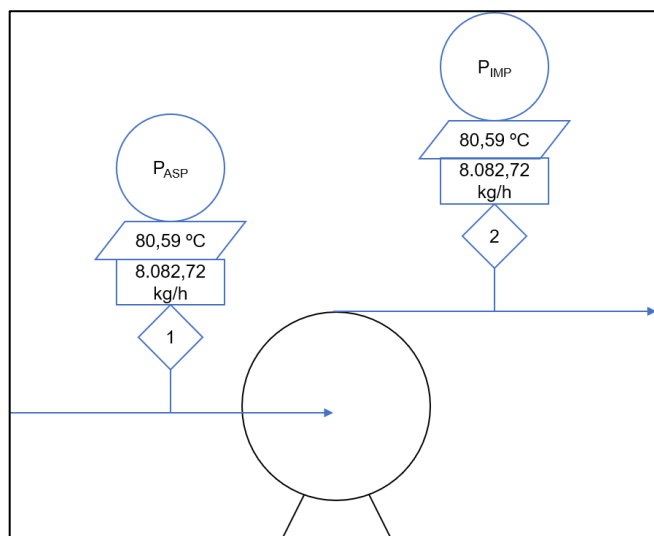


Arquivo Pessoal

2.2 CÁLCULOS DE PROJETO

Com os dados fornecidos pela simulação foram preenchidas as fichas de especificação da bomba e das correntes de material. Para efeito de visualização, as fichas estão apresentadas na seção de anexos ao final do trabalho. O diagrama simplificado do processo se encontra na figura 2, onde as pressões de aspiração (P_{ASP}) e de impulsão (P_{IMP}) serão determinadas ao longo do projeto.

Figura 2 – Diagrama simplificado de processo para o projeto da bomba centrífuga.



Arquivo pessoal

No processo do bombeamento da corrente ocorre apenas transferência de quantidade movimento, desse modo as composições e propriedades das correntes permanecem inalteradas durante o processo de bombeamento, alterando-se assim apenas a pressão da corrente de saída. Para o preenchimento das fichas de verificação das correntes de material foram removidas as lacunas obsoletas.

Para os cálculos das pressões tanto na aspiração quanto na impulsão, devem ser considerados as perdas de cargas devido ao atrito com as tubulações e outros equipamentos instalados, assim como a pressão que deve ser vencida para se impulsionar o líquido até o local desejado.

A perda de carga na tubulação é tida como uma função do comprimento do tubo, e este é calculado em função da altura entre: a saída do tanque pulmão e a entrada da bomba para o caso da aspiração; e entre a entrada do refluxo na coluna e a saída da bomba para a impulsão. Os diâmetros de entrada e saída dos tubos na bomba não serão projetados pois entra na área de projeto das tubulações.

As equações 2.1 e 2.2 a seguir mostram respectivamente o cálculo do comprimento de tubo e da perda de carga na tubulação, onde:

- a) L é o comprimento total de tubo (m);
- b) H é a altura entre a bomba e o tanque/vaso (m);
- c) ΔP_{Tubo} é a perda de carga na tubulação ($\text{kg/cm}^2\text{g}$);
- d) l_{wf} é a perda de carga específica por quilômetro de tubulação ($\text{kg/cm}^2\text{g/km}$);

$$L = 1,3 \times H \quad (2.1)$$

$$\Delta P_{Tubo} = l_{wf} \times L \quad (2.2)$$

A pressão do líquido é calculada baseada no nível do líquido no tanque e na altura da coluna de líquido devido as diferenças de altura. Para tal cálculo a densidade do fluido é utilizada, assim como a gravidade. Para se tornar a comparação e análise das pressões mais intuitiva, se divide a pressão final pela gravidade para que a pressão seja expressa em termos da massa. A equação 2.3 descreve os procedimentos do cálculo já com conversão de unidades, onde:

- a) $P_{líq}$ é a pressão exercida pela coluna de líquido (kg/cm²g);
- b) n é o nível do tanque/vaso (m);
- c) ρ é o peso específico do fluido (kg/m³);
- d) g é a gravidade (m/s²);

$$P_{líq} = \frac{\rho \times g \times (H + n)}{g \times 10^4} \quad (2.3)$$

Por fim, a pressão na aspiração e na impulsão é o saldo líquido entre as pressões do tanque/vaso, todas as pressões calculadas acima e outros equipamentos que gerem uma perda de carga. O cálculo se encontra na equação 2.4, onde o \mp refere-se a aspiração e a impulsão respectivamente, e ainda:

- a) P_i é a pressão de aspiração/impulsão (kg/cm²g);
- b) P_{Rec} é a pressão do tanque/vaso (kg/cm²g);
- c) ΔP_{Inst} é a perda de carga de outros equipamentos (kg/cm²g);

$$P_i = P_{Rec} + P_{líq} \mp (\Delta P_{Tubo} + \Delta P_{Inst}) \quad (2.4)$$

Os resultados das equações 2.1, 2.2, 2.3 e 2.4 se encontram na tabela 1 a seguir.

Tabela 1 – Dados calculados na obtenção das pressões de operação da bomba.

| | | <i>Aspiração</i> | <i>Impulsão</i> | |
|---|---|----------------------------------|-----------------|-----------|
| Cálculo da Perda de Pressão na Tubulação | | | | |
| Variáveis | <i>H</i> | (<i>m</i>) | 3 | 15,3 |
| | <i>L</i> | (<i>m</i>) | 3,9 | 19,89 |
| | <i>l_{wf}</i> | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 0,5 | 2 |
| | ΔP_{Tubo} | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 1,95 E-03 | 3,98 E-02 |
| | Cálculo da Pressão da Coluna de Líquido e Carga Estática | | | |
| | ρ | $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$ | | 616,5 |
| | <i>g</i> | $\left(\frac{m}{s^2}\right)$ | | 9,81 |
| | <i>n</i> | (<i>m</i>) | 0,5 | 0 |
| | <i>P_{Liq}</i> | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 0,216 | 0,943 |
| | Cálculo das Pressões de Operação da Bomba | | | |
| <i>P_{Rec}</i> | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 1 | 1,35 | |
| ΔP_{Inst} | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 0 | 0,25 | |
| <i>P_i</i> | $\left(\frac{kg}{cm^2 g}\right)$ | 1,214 | 2,583 | |

Arquivo Pessoal

As pressões na aspiração e na impulsão calculadas vão depender apenas do sistema mecânico no qual a bomba está inserida, dessa maneira, independente de qual seja a vazão durante o processo, as pressões serão sempre as mesmas, assim como a variação de pressão na bomba. A vazão irá impactar somente na potência fornecida à bomba, que será visto mais à frente.

A variação de pressão na bomba é tida como a diferença entre a pressão de impulsão e a pressão de aspiração; e a carga estática ou altura diferencial é obtida se a pressão diferencial da bomba. As equações 2.5 e 2.6 mostram os cálculos para a variação de pressão e carga estática, nessa ordem.

$$\Delta P_{Bomba} = P_{Impulsão} - P_{Aspiração} \quad (2.5)$$

$$\Delta H = 10 \times \frac{\Delta P_{Bomba}}{\rho} \quad (2.6)$$

Outro valor muito importante para se projetar uma bomba é o cálculo do NPSH disponível. Sempre ao se projetar uma bomba deseja-se que o NPSH disponível seja maior que o NPSH requerido pela bomba, de modo a prevenir o fenômeno de cavitação dentro da mesma. Tal fenômeno ocorre quando a pressão de aspiração se torna menor que a pressão de vapor do fluido. A pressão de vapor do fluido em estudo é a própria pressão atmosférica, a qual deve ser convertida para kg/cm²g para se realizarem os cálculos. Na equação 2.7 a seguir se encontra o cálculo do NPSH disponível.

$$NPSH = \frac{P_{Aspiração} - P_{Vapor}}{\rho} \times 10 \quad (2.7)$$

Para os cálculos das equações 2.6 e 2.7 se utiliza a densidade em g/cm³ devido a unidade utilizada para a pressão. Os resultados das equações 2.5, 2.6 e 2.7 se encontram na tabela 2 abaixo.

Tabela 2 – Resultado dos cálculos de pressão diferencial e carga estática da bomba centrífuga em projeto.

| $\Delta P_{Bomba} \left(\frac{kg}{cm^2g} \right)$ | $\Delta H (m)$ | $P_{Vapor} \left(\frac{kg}{cm^2g} \right)$ | $NPSH (m)$ |
|--|----------------|---|------------|
| 1,369 | 22,21 | 0,105 | 17,98 |

Arquivo pessoal

Para se realizar um projeto de qualquer equipamento em uma indústria é necessário se levar em consideração situações adversas, como por exemplo o fechamento de uma válvula que deveria permanecer aberta, o que alteraria as pressões e níveis dos equipamentos envolvidos. Dessa maneira, a pressão de Shut-off é a pressão diferencial que a bomba sofre quando sua válvula posterior é fechada.

Ela é calculada como uma margem de segurança/erro da pressão diferencial normal da bomba e se encontra na equação 2.8.

$$\Delta P_{Shut_off} = 1,2 \times \Delta P_{Bomba} \quad (2.8)$$

As pressões de operação também devem ser calculadas para valores adversos, sendo que a pressão de aspiração considera que o tanque anterior a mesma está cheio e operando em sua pressão de projeto. Como o tanque pulmão opera à pressão atmosférica, sua pressão de projeto é de 3,5 kg/cm²g, e utilizando as equações de 1 a 4 podemos recalculamos a pressão de aspiração para uma situação crítica. Já a pressão máxima de impulsão é a soma da pressão de *Shut-off* com a pressão máxima de aspiração como mostrado na equação 2.9. Os valores para as situações críticas se encontram na tabela 3 abaixo.

$$P_{Impulsão_{máx}} = P_{Aspiração_{máx}} + \Delta P_{Shut_off} \quad (2.9)$$

**Tabela 3 – Condições de operação críticas para o projeto da bomba centrífuga.
Pressões em kg/cm²g.**

| $P_{Aspiração_{máx}}$ | ΔP_{Shut_off} | $P_{Impulsão_{máx}}$ |
|-----------------------|------------------------|----------------------|
| 3,745 | 1,643 | 5,388 |

Arquivo pessoal

Para o projeto mecânico da bomba, se considera uma pressão e temperatura de projeto maiores do que as de operação, para em caso de falhas no processo a bomba ser capaz de resistir. Temos que para a temperatura de projeto se é adicionado 30°C à temperatura mais alta do sistema (método conservador), tendo uma temperatura de projeto de 110,59°C. E para a pressão, dado que quando se calculam as pressões máximas de aspiração e impulsão já se consideram os cenários críticos, temos como pressão de projeto a própria pressão máxima de impulsão; 5,388 kg/cm²g.

Para o projeto da bomba também se levam em consideração as vazões de projeto e vazão mínima de operação, as quais correspondem a uma porcentagem da vazão de operação da bomba. Sendo a vazão mínima equivalente a 60% da vazão de

operação, a vazão de projeto é considerada o dobro da vazão mínima ou 120% da vazão de operação.

A entalpia total da corrente de fluido é calculada multiplicando-se a entalpia molar pelo fluxo molar do próprio fluido. As frações mássicas podem ser obtidas por diversas formas, sendo as mais ágeis:

- a) Utilização das frações molares em conjunto com o fluxo molar, para se descobrir a vazão mássica de cada componente, e posteriormente dividi-los pela vazão mássica total;
- b) E utilização da relação entre a fração molar de cada componente e suas respectivas massas molares, dividindo essa massa molar ponderada pela massa molar do fluido.

A entalpia total e as frações mássicas se encontram na tabela 4 a seguir.

Tabela 4 – Entalpia total e frações mássicas do fluido circulante na bomba de refluxo.

| Entalpia Total (kcal/h) | Frações Mássicas | |
|--------------------------------|-------------------------|-------|
| -452.938,62 | N-Hexano | 0,495 |
| | N-Heptano | 0,489 |
| | N-Octano | 0,016 |

Arquivo pessoal

Por fim, o último parâmetro de projeto de uma bomba é a sua potência elétrica consumida. Para calculá-la é necessário se determinar antes a potência absorvida pelo fluido, e com base na eficiência hidráulica da bomba em transferir a energia para o fluido é possível se encontrar a potência hidráulica. Com esta em mãos e a eficiência do motor da bomba se determina a potência fornecida ao motor. Estas operações se encontram nas equações de 2.10 a 2.12, respectivamente.

$$Pot_{Absorvida}(kW) = \frac{Q_{Projeto} \left(\frac{m^3}{h} \right) \times \Delta P_{Shutoff} \left(\frac{kg}{cm^2 g} \right)}{27,4} \times 0,736 \quad (2.10)$$

$$Pot_{Hidráulica} = \frac{Pot_{Absorvida}}{\eta_{Hidráulica}} \quad (2.11)$$

$$Pot_{Motor} = \frac{Pot_{Hidráulica}}{\eta_{Motor}} \quad (2.12)$$

Para se calcular o valor da potência do motor, se assumem as condições críticas, sendo elas a vazão de projeto e a maior pressão diferencial da bomba (*Shut-off*). Se utilizam as condições críticas para garantir o correto funcionamento da bomba em qualquer condição de operação do processo.

As eficiências, hidráulica e do motor, são consideradas como 0,3 e 0,85 respectivamente, uma vez que não se tem os diâmetros das tubulações para se utilizar as curvas características da bomba, e a vazão não é muito grande. Estas eficiências consideram que devido ao baixo volume de fluido, a bomba tem uma maior dificuldade em transferir energia para o fluido e o motor acaba se desgastando mais, perdendo mais energia em forma de calor.

Os valores utilizados nos cálculos e os obtidos para cada uma das potências se encontram na tabela 5 a seguir.

Tabela 5 – Estimação da potência do motor da bomba projetada à vazão de projeto.

| $Q_{Projeto} \left(\frac{m^3}{h} \right)$ | Potências (kW) | | |
|--|----------------|------------|----------|
| | Absorvida | Hidráulica | Elétrica |
| 15,73 | 0,69 | 2,31 | 2,72 |

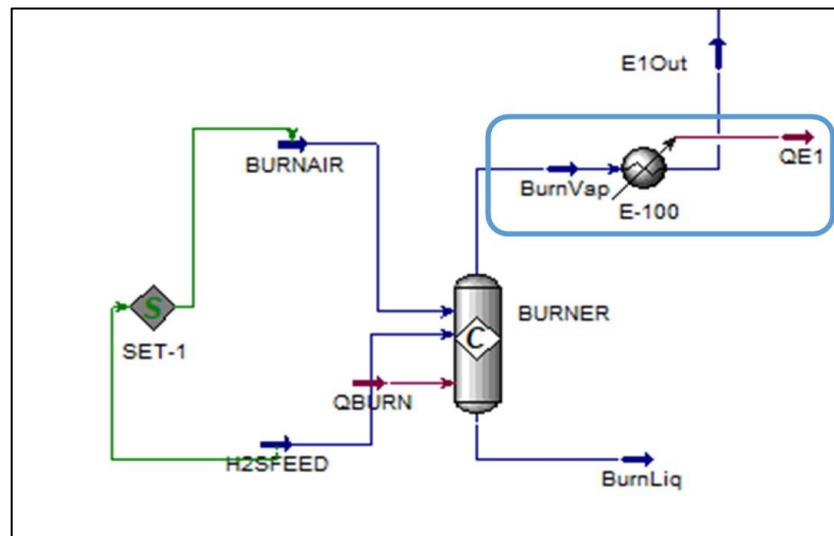
3 PROJETO DE TROCADOR DE CALOR

Neste capítulo serão estudados os procedimentos necessários para se projetar um trocador de calor no processo de refrigeração de uma corrente gasosa proveniente de um processo de purificação de uma corrente contaminada com enxofre.

3.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA

Deseja-se projetar um trocador de calor para o sistema simulado da figura 3. Todos os dados das correntes de material e corrente de energia foram obtidos através do Hysys® e foram utilizados para os cálculos do projeto.

Figura 3 – Fluxograma utilizado para simulação dos dados das correntes de processo no software Hysys® para o projeto do trocador de calor.

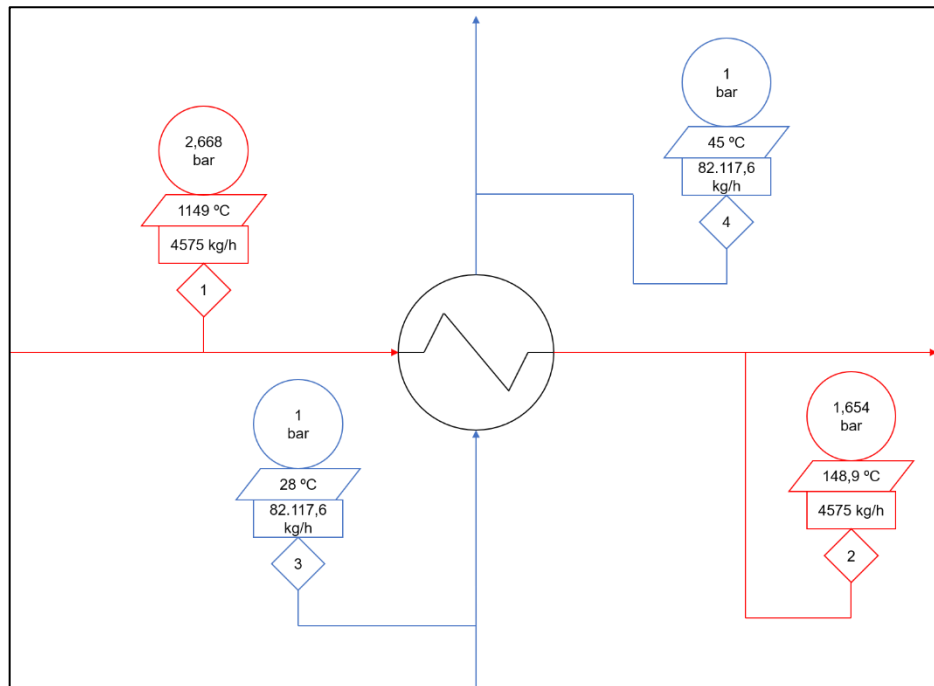


Arquivo pessoal

3.2 CÁLCULOS DE PROJETO

A partir dos dados fornecidos foram preenchidas as folhas de verificação das correntes de material e do trocador de calor. Para efeito de visualização, as fichas estão apresentadas na seção de anexos ao final do trabalho. O diagrama simplificado do processo se encontra na figura 4, onde os dados de pressão foram utilizados na unidade de medida *bar*.

Figura 4 – Diagrama simplificado de processo para o condensador a ser projetado



Arquivo pessoal

A vazão mássica de fluido refrigerante (água) foi calculada através do balanço de energia, onde o calor retirado da corrente de fluido quente é completamente absorvido pela corrente de fluido frio. A equação 3.1 foi utilizada para o cálculo, onde:

- Q representa o calor retirado da corrente de fluido quente;
- M representa o fluxo mássico da corrente de fluido frio;
- c_p é o calor específico da água;
- ΔT é a diferença de temperatura da saída e entrada da corrente fria.

$$M = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (3.1)$$

Os dados para a utilização da equação 3.1 e os resultados obtidos se encontram na tabela 6 a seguir. Para preenchimento das fichas de corrente foi feito uma conversão para o c_p , de $\text{kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$ para $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ dividindo-se o valor do c_p pelo peso molecular.

Tabela 6 – Cálculo da vazão de fluido frio no processo de resfriamento da corrente enriquecida em enxofre.

| Q (kcal/h) | c_p (kcal/kg.°C) | ΔT (°C) | M (kg/h) |
|-------------------|--------------------------------------|-----------------------------------|-----------------|
| 1.396.000 | 1 | 17 | 82.117,65 |

Arquivo pessoal

Para se projetar o trocador, é necessário determinar o coeficiente global médio de transmissão de calor (U_m – equação 3.2), a diferença média logarítmica de temperatura (ΔT_{ml} – equação 3.3) e a área de troca de calor (A – equação 3.4).

$$U_m = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{k} + r_c + r_f} \quad (3.2)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (3.3)$$

$$A = \frac{Q}{U_m \cdot \Delta T_{ml}} \quad (3.4)$$

Considerando que o material da superfície de troca de calor tem alta condutividade térmica e que sua espessura é muito pequena, a resistência à troca de calor pelo material é desprezível. As resistências levadas em consideração são referentes às incrustações (r) e aos coeficientes individuais de transmissão de calor (h) na vizinhança da superfície de troca. Os índices c e f se referem respectivamente ao fluido quente e fluido frio.

Para o cálculo do ΔT_{ml} , assume-se que t e T se referem respectivamente às temperaturas do fluido quente e do fluido frio e os índices 1 e 2 são referentes aos valores de entrada e saída. O calor Q utilizado para o cálculo da área é o mesmo calor da equação 3.1, ou seja, o calor total trocado durante o processo.

As resistências à transmissão de calor da equação 3.2 são obtidas através da média aritmética dos valores nos extremos dos intervalos presentes na tabela 7. Os resultados das equações de 3.2 a 3.4 se encontram na tabela 8.

Tabela 7 – Valor dos coeficientes e das resistências à transmissão de calor de diferentes materiais.

| Valor aproximado de h (kcal/(h.m ² °C)) | | | |
|--|------------|-------------------------|------------|
| Sem mudança de fase | | Produtos condensando | |
| Água | 1400-10000 | Vapor de água | 4900-15000 |
| Gases | 10-240 | Solvente orgânicos | 700-2400 |
| Solventes orgânicos | 300-2400 | Hidrocarbonetos leves | 950-1950 |
| Hidrocarbonetos | 50-600 | Hidrocarbonetos pesados | 100-250 |
| Coeficientes de deposição ((h.m ² °C)/kcal) | | | |
| Fluídos limpos | | 0,0001 – 0,0002 | |
| Fluído sujo | | 0,0004 – 0,002 | |
| Água de refrigeração | | 0,0002 – 0,0004 | |
| Vapor de água | | 0,0001 – 0,0002 | |

Arquivo pessoal

Tabela 8 – Dados e resultados do cálculo da área de transferência do trocador projetado.

| Resistências à transferência de calor | | | |
|---------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| h_c (kcal/(h.m ² . °C)) | h_f (kcal/(h.m ² . °C)) | r_c ((h.m ² . °C)/kcal) | r_f ((h.m ² . °C)/kcal) |
| 125 | 5700 | $1,2 \times 10^{-3}$ | $3,0 \times 10^{-4}$ |
| Temperaturas do processo (°C) | | | |
| t_1 | t_2 | T_1 | T_2 |
| 1149 | 148,9 | 28 | 45 |
| Resultados obtidos | | | |
| Q (kcal/h) | U (kcal/(h.m ² . °C)) | ΔT_{ml} (°C) | A (m ²) |
| $1,396 \times 10^6$ | 103,35 | 444,49 | 30,39 |

Arquivo pessoal

O fluido quente é uma mistura gasosa sendo condensada, onde ao final do processo apenas 20% passa por uma mudança de fase. Dessa maneira se vê que a maior resistência é advinda da parte gasosa da corrente, sendo ela a considerada para o cálculo do h_c , utilizando-se os valores para gases sem mudança de fase. O fluido frio é água, a qual não passa por nenhuma mudança de fase, calculando-se o h_f com os dados de transmissão de calor da água sem mudança de fase.

Os coeficientes de deposição levam em consideração as características do fluido. Sendo o fluido quente uma corrente de vapor que está condensando e gerando sólidos solubilizados, pode ser considerado um fluido sujo. O fluido frio é apenas água, porém como não se é utilizado água destilada para se fazer o resfriamento em um condensador, se considera a presença de metais na água (água mineral) sendo considerado o coeficiente de deposição para água de refrigeração.

Tendo que a área de troca de calor é maior do que 20 m², será necessário a utilização de um trocador de calor do tipo casco-tubo. Para isso é necessário se recalcular a área de troca uma vez que deve ser analisado a eficiência de troca, determinada pelo fator de correção F , o qual é calculado por métodos gráficos.

Para se utilizar os gráficos no cálculo de F é necessário se calcular os parâmetros P (equação 3.5) e R (equação 3.6) que dependem das temperaturas de entrada e saída dos fluidos quente e frio. É utilizado a mesma indexação que na equação 3.3. Os valores calculados se encontram na tabela 9. O gráfico utilizado se encontra na figura 5, onde foi feita uma extrapolação das curvas para se encontrar valor de F .

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (3.5)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (3.6)$$

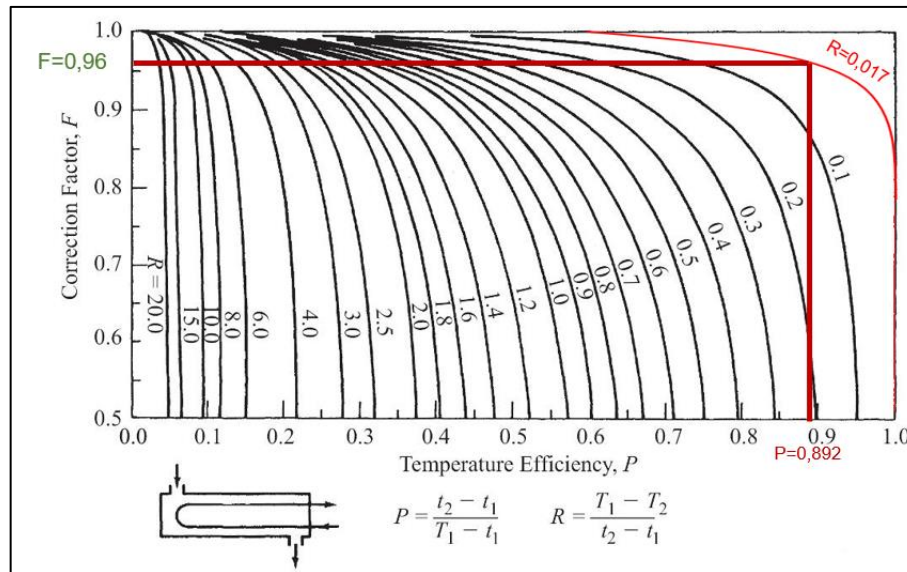
Tabela 9 – Valores dos parâmetros P e R para se determinar o fator de correção F .

| P | R |
|-------|-------|
| 0,892 | 0,017 |

Arquivo pessoal

Tendo que o fator de correção obtido pelo gráfico é $F=0,96$, pode-se obter a nova área (A_P) dividindo-se a área anterior (A) pelo fator de correção como mostrado na equação 3.7. Como o fator de correção é maior que 0,75 pode-se utilizar essa configuração de trocador, sendo mais específico o modelo TEMA AES, devido as características do fluido.

Figura 5 – Gráfico para determinação do fator de correção F para um trocador de calor de passo simples pela carcaça e passo duplo pelos tubos (2-2').



Arquivo pessoal

Com a nova área é possível se calcular a quantidade de tubos (N_T) para o trocador pela equação 3.8, onde se divide a área total de troca projetada pela área de troca individual de um tubo, a qual é calculada através do comprimento do tubo e de sua circunferência.

$$A_P = \frac{Q}{U_m \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{A}{F} \quad (3.7)$$

$$N_T = \frac{A_P}{L_T \cdot \pi \cdot D_T} \quad (3.8)$$

Sabendo-se que o fluido quente é corrosivo e “sujo”, enquanto o líquido frio é água de refrigeração, determina-se que o fluido quente será transportado por dentro dos tubos e o fluido frio pela carcaça. Ainda se determina que o diâmetro do tubo será de 1” (uma polegada) e sua espessura será de 2,77 mm (BWG12), pelo fluido quente ser corrosivo, “sujo” e aumentar sua viscosidade. O comprimento utilizado será 20’ (vinte pés), comprimento mais comumente utilizado em trocadores de calor.

Para o cálculo do diâmetro do casco (D_C) deve ser considerado a disposição dos tubos e a distância entre eles. O modo do arranjo dos tubos será o quadrangular com um distanciamento de 1 ¼” (passo) entre o centro dos tubos. Para esse arranjo,

o número de tubos deve ser quadrado (N_{TP}) para se ter uma boa distribuição dentro do trocador. Considera-se uma distância de duas vezes o passo entre os tubos mais externos e a carcaça. Pode-se ver o cálculo mais detalhado na equação 3.9, onde S representa o passo entre os tubos e a carcaça.

$$D_C = D_T \sqrt{N_{TP}} + (S - D_T) \cdot (N_T - 1) + 4S \quad (3.9)$$

Com o diâmetro do casco calcula-se a área externa (A_{CE} em m^2 , equação 3.10) e é possível fazer uma estimativa do custo de projeto do trocador utilizando-se a equação do “*Custo em dólares US gulf coast para 2007*” para o trocador projetado (equação 3.11). Os resultados das equações de 3.7 a 3.11 estão apresentados na tabela 10 a seguir.

$$A_{CE} = L \cdot D_C \cdot \pi \quad (3.10)$$

$$C = 24000 + 46 \cdot A_{CE}^{1,2} \quad (3.11)$$

Tabela 10 – Parâmetros finais do projeto do trocador.

| Área de Projeto | Número de Tubos Calculado | Número de Tubos Projeto | Diâmetro Casco | Área Externa do Casco | Custo do Projeto |
|-----------------|---------------------------|-------------------------|----------------|-----------------------|------------------|
| 31,65 m^2 | 65,07 | 64 | 0,7303 m | 13,98 m^2 | US\$ 25.090,33 |

Arquivo pessoal

Para o projeto mecânico do trocador, sempre se considera uma pressão e temperatura de projeto maiores do que as de operação, para em caso de falhas no processo o trocador ser capaz de resistir. Temos então que para a temperatura de projeto se é adicionado $30^\circ C$ a temperatura mais alta do sistema (método conservador), tendo uma temperatura de projeto de $1179^\circ C$. E para a pressão é adicionado 10% do valor da pressão de operação mais alta ou $1,8 \text{ kgf/cm}^2$, sendo o valor mais alto escolhido. Desse modo temos que a pressão de projeto é $4,521 \text{ kgf/cm}^2$ (foi adicionado $1,8 \text{ kgf/cm}^2$ a pressão mais alta do sistema).

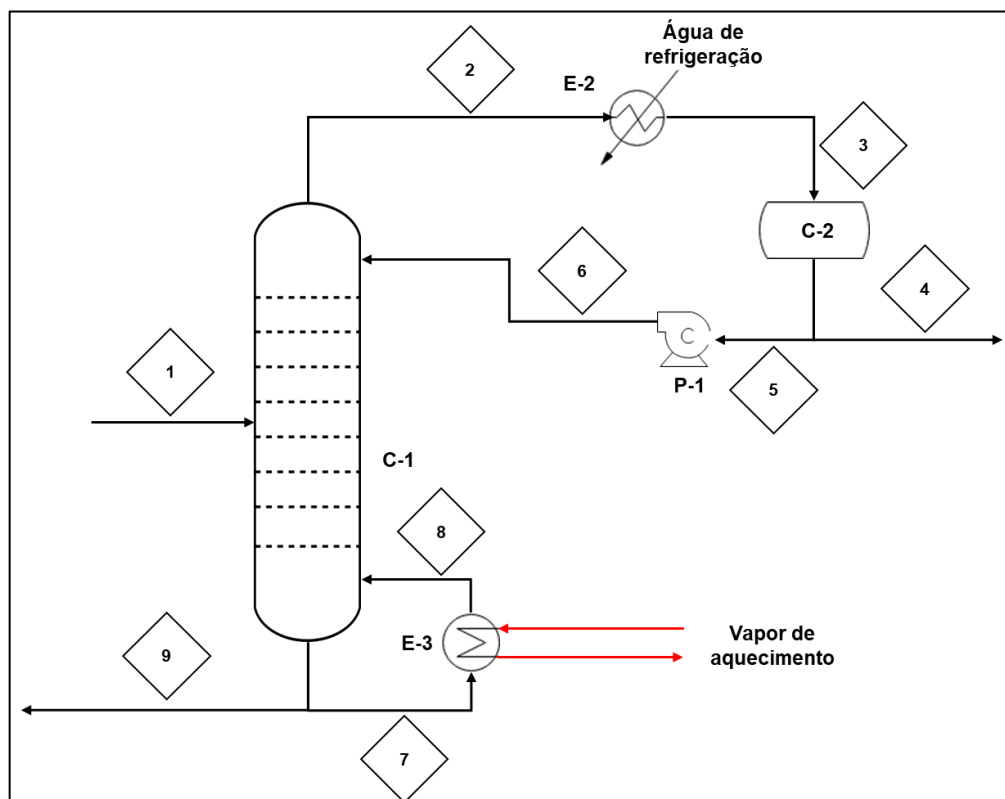
4 PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Neste capítulo serão estudados os procedimentos necessários para se projetar um sistema de instrumentação e controle de uma coluna de destilação utilizada no processo de fracionamento de uma corrente de alcanos.

4.1 DEMONSTRATIVO DO PROBLEMA

Deseja-se projetar um sistema de instrumentação e controle para a planta de separação de n-hexano, n-heptano e n-octano cujo diagrama de processo está representado na figura 6. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano.

Figura 6 – Diagrama de processo da coluna de fracionamento da corrente de alcanos.



Arquivo pessoal

Nos losangos da figura 6 estão indicados a numeração das correntes de processo onde serão adicionados os sistemas de instrumentação e controle. É necessário se determinar que tipo de instrumentação serão adicionados em cada corrente (vazão, temperatura, pressão e nível), assim como os controladores e o local das válvulas de controle correspondentes.

4.2 DESENVOLVIMENTO DE PROJETO

Em geral, os medidores de vazão são fundamentais para verificar os balanços de massa e são posicionados em todas as correntes desde que não haja redundância. Além disso, faz-se necessário posicioná-los em serviços auxiliares como em entrada e saída de planta. A temperatura também deve ser medida em todos os lugares em que não há redundância.

Nas colunas de destilação, em específico, a temperatura é medida no fundo, topo e em cada prato onde há entrada/saída de fluido. Nos reatores também é necessário medir a temperatura em vários pontos ao longo do equipamento e em trocadores de calor ela é medida na entrada e saída de cada corrente.

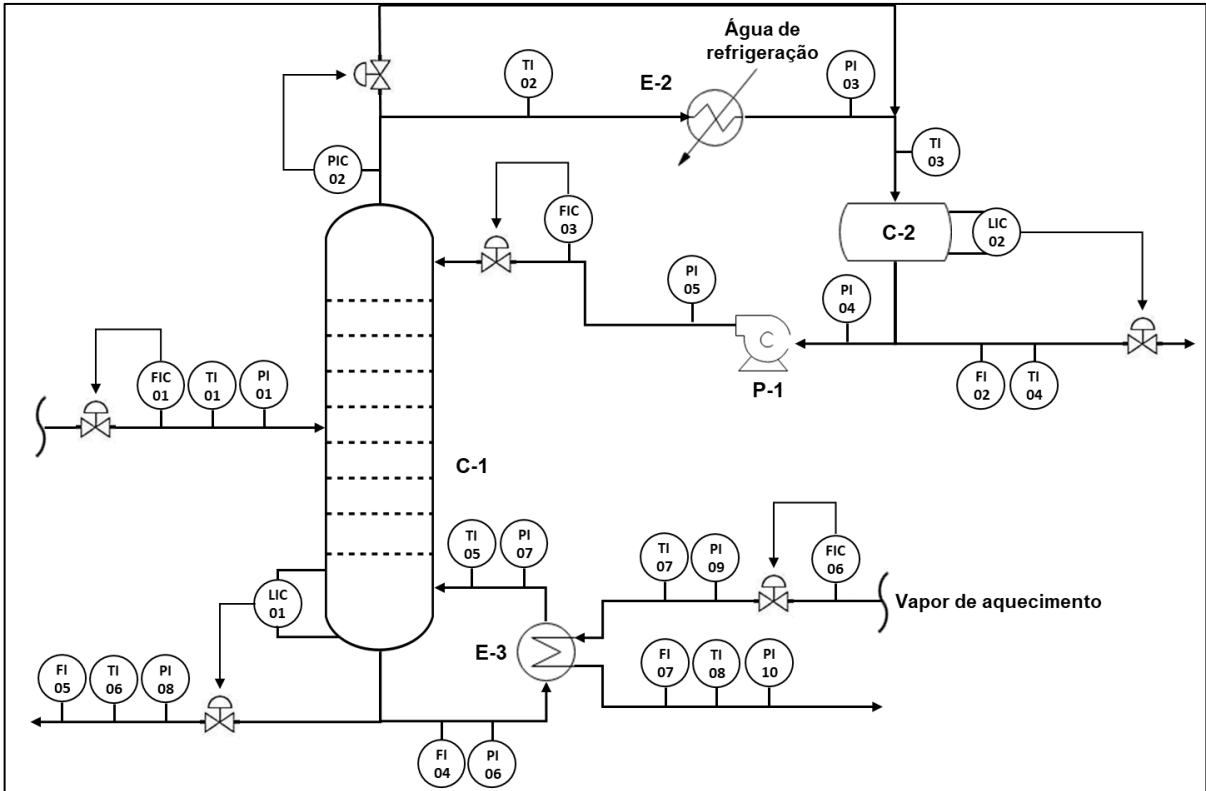
A instrumentação do nível é necessária em todos os tipos de vasos, no caso, no fundo de torres de destilação e em tanques pulmão. Por fim, a pressão deve ser medida na entrada e saída da planta, de todos os vasos, torres e reatores.

Nas torres de destilação a medição de pressão é feita no topo (onde usualmente se têm uma vazão de vapor) e nas correntes de entrada. Em bombas hidráulicas ou compressores, é importante medir a pressão antes e depois do equipamento com preferência onde a pressão é mais elevada. As medidas de pressão garantem a segurança antes de iniciar a higienização dos vasos e condensadores que naturalmente trabalham sob pressão

Embasado nesses conhecimentos de engenharia de processos apresentados acima, foram determinados os locais para medição e controle da vazão, temperatura, pressão e nível das correntes e equipamentos identificados na figura 6.

A proposta do sistema de instrumentação e controle do processo em questão se encontra na figura 7 abaixo. A nomenclatura utilizada segue o padrão *ISA S5.1* e os laços específicos de controle se encontram especificados na tabela 11. A ficha de especificação de cada instrumento se encontra no anexo ao final do trabalho.

Figura 7 – Sistema de Instrumentação e Controle proposto para o diagrama de processo da coluna de fracionamento da corrente de alcanos.



Arquivo pessoal

Tabela 11 – Especificações dos laços de controle propostos para o diagrama de processo.

| Identificação | Localização | Descrição | Elementos vinculados |
|---------------|-------------|--|---|
| FIC-01 | 1 | Controle de vazão de entrada da torre de destilação fracionada | Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |
| PIC-02 | 2 | Controle de pressão no topo da torre de destilação fracionada | Medidor de pressão Controlador de pressão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |
| LIC-02 | C-2 | Controle de nível no tanque pulmão | Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |
| FIC-03 | 6 | Controle de vazão de refluxo da torre de destilação fracionada | Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |
| FIC-06 | 10 | Controle de vazão de entrada de vapor de aquecimento no refervedor | Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |
| LIC-01 | C-1 | Controle de nível da torre de destilação fracionada | Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle |

Arquivo Pessoal

Como pode ser visto na figura 7, foram propostos sistema de controle para a vazão, pressão e nível em diferentes pontos do processo. A temperatura em todos os casos pode ser controlada pela vazão do fluido quente. Na torre de destilação desejou-se controlar quatro variáveis: a vazão de entrada e do refluxo da torre de destilação; pressão do seu topo do vaso; e o nível do seu fundo do vaso. Foi de interesse também controlar o nível do tanque pulmão e a vazão da entrada de vapor no refeedor.

5 PROJETO DE COLUNA DE ABSORÇÃO

Neste capítulo serão colocados em prática os procedimentos necessários para se projetar uma planta de purificação e tratamento de ar residual contaminado com amônia através de uma torre de absorção e seus equipamentos auxiliares.

5.1 ESPECIFICAÇÕES DO PROJETO

O projeto teve como objetivo a engenharia de processos de uma torre de absorção e seus equipamentos auxiliares para a utilização no tratamento de gás residual contaminado com amônia, procedente da produção de fertilizantes.

A coluna de absorção foi projetada de forma a remover 99% da amônia presente numa corrente de entrada contendo 6%mol desse contaminante a uma temperatura de 298K e pressão de 101.3kPa. A corrente de ar terá uma vazão mássica de poluente de 220kg.h⁻¹ com um fluxo de 128 kg.h⁻¹.m⁻² a 303K e 101.3kPa. Considerou-se a água pura e livre de amônia como absorvente. Foram analisados 5 diferentes casos, mudando a vazão de água, a partir do valor mínimo da razão de L/V para fins de análise econômica da planta.

Por questões de segurança, o diâmetro da coluna e a diferença de pressão da bomba foram sobre dimensionadas em 20%. Normalmente, a eficiência hidráulica da bomba varia em torno de 30 a 60% e a elétrica, de 90 a 95%. Foram escolhidos valores médios de 45% para eficiência hidráulica e de 90% para a eficiência elétrica. Considerou-se para os custos totais que a planta operará 8000 h/ano durante 15 anos.

O projeto foi circunstanciado com a geografia e os serviços oferecidos na cidade de Brasília-DF. Foram analisados, além da coluna de absorção, um tanque pulmão, uma bomba hidráulica e uma planta de troca iônica. Um esquema com a torre de absorção e todos os equipamentos utilizados neste trabalho pode ser visualizado na Figura 8.

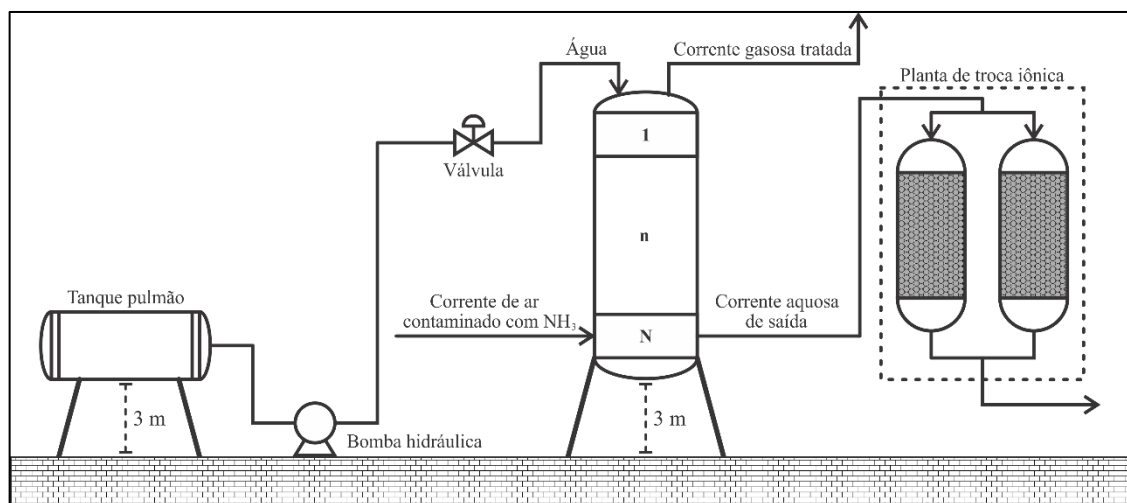
Neste projeto, foram empregadas as unidades de medida do Sistema Internacional. Os subscritos 1 e 2 se referem a amônia (soluto) e a água (solvente ou absorvente) respectivamente. Esse projeto foi realizado no ano de 2018 e os valores base são referentes ao mesmo.

5.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A absorção é uma operação unitária amplamente utilizada na indústria com procedimentos de projeto bem desenvolvidos e comercialmente comuns. É empregado para separar misturas gasosas; remover impurezas, contaminantes, poluentes ou venenos de catalisadores de um gás; e recuperar produtos químicos valiosos (Seader 2011).

No processo, os componentes solúveis de uma mistura gasosa são dissolvidos em um líquido. A operação inversa, denominada *stripping* ou dessorção, é empregada quando se deseja transferir componentes voláteis de uma mistura líquida para um gás (Perry e Green 2008). Assim como na destilação, esses processos podem utilizar a coluna de pratos para proporcionar o contato entre as fases e o Equilíbrio Líquido-Vapor é considerado.

Figura 8 – Diagrama do processo de purificação da corrente de ar residual contaminada com amônia através de uma coluna de absorção.



Arquivo pessoal

5.2.1 Modelagem

Na Figura 9, é possível visualizar a representação da torre utilizada neste trabalho com suas respectivas correntes de entrada e saída em que L corresponde a vazão molar do absorvente puro e V a vazão molar do gás poluente. As variáveis X_i e Y_i são definidas pelas seguintes equações:

$$Y_i = \frac{y_i}{1 - y_i} \quad (5.1)$$

$$X_i = \frac{x_i}{1 - x_i} \quad (5.2)$$

No qual x_i e y_i representam a fração molar do componente i na fase líquida e gasosa respectivamente. O balanço de massa do soluto em cada estágio da coluna foi expresso pela seguinte equação:

$$X_{1,n-1}L + Y_{1,n+1}V = X_{1,n}L + Y_{1,n}V \quad (5.3)$$

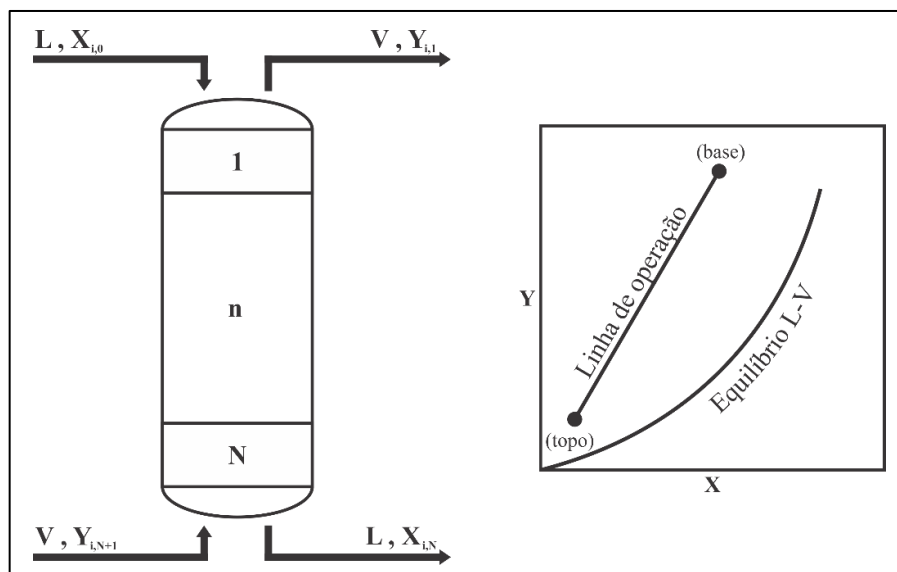
Isolando $Y_{1,n+1}$, pode-se encontrar o ponto de operação para cada estágio:

$$Y_{1,n+1} = \frac{L}{V}(X_{1,n} - X_{1,n-1}) + Y_{1,n} \quad (5.4)$$

Isolando L/V ,

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_{1,n+1} - Y_{1,n}}{X_{1,n} - X_{1,n-1}} \quad (5.5)$$

Figura 9 – Representação do processo de absorção em modo contínuo com fluxo em contracorrente, acompanhado do gráfico de equilíbrio e sua linha de operação.



5.2.2 Curva de Equilíbrio

Assumiu-se que o Equilíbrio Líquido-Vapor foi atingido em cada estágio e que apenas o soluto é transferido de uma fase a outra. Para misturas muito diluídas, como no caso apresentado neste trabalho, a relação de equilíbrio é dada pela Lei de Henry:

$$P_i = \mathcal{H}_i x_i \quad (5.6)$$

Em que P_i corresponde à pressão parcial e \mathcal{H}_i à constante de Henry do componente i . Essa equação também pode ser representada da seguinte forma:

$$y_i = K_i x_i \quad (5.7)$$

No qual,

$$K_i = \frac{\mathcal{H}_i}{P} \quad (5.8)$$

Em que K_i é a razão do equilíbrio termodinâmico e P é a pressão total do sistema. Sabendo que a concentração molar do soluto é muito pequena na mistura de ambas as fases, para fins de simplificação dos cálculos, a relação de equilíbrio foi aproximada para:

$$Y_i = K_i X_i \quad (5.9)$$

Para os valores experimentais mostrados na Tabela 12, a curva de equilíbrio representada por Y em função de X é mostrada na Figura 10. Esses valores foram calculados conforme as Equações 5.1 e 5.2.

O valor de K para a amônia pode ser obtido por meio da curva de equilíbrio representada na figura 10 via regressão linear com intersecção na origem. O valor de K_1 encontrado foi de:

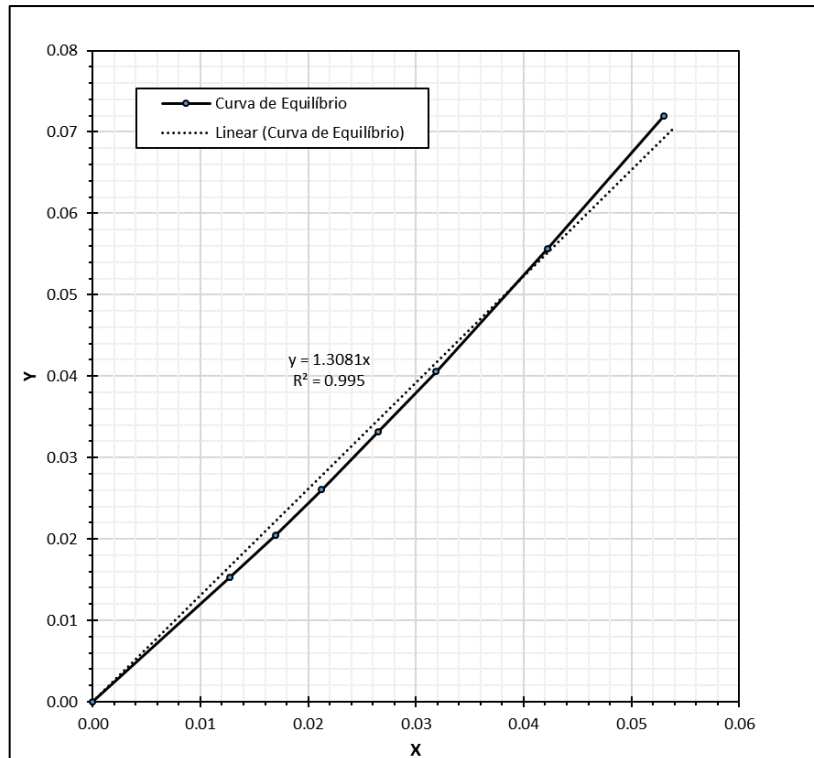
$$K_1 = 1.3081$$

Tabela 12 – Dados do equilíbrio líquido-vapor da mistura entre água e amônia.

| x_1 | y_1 | P_1 (mmHg) | $X_1 = \frac{x_1}{1 - x_1}$ | $Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$ |
|--------|--------|--------------|-----------------------------|-----------------------------|
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| 0.0126 | 0.0151 | 11.5 | 0.0128 | 0.0153 |
| 0.0167 | 0.0201 | 15.3 | 0.0170 | 0.0205 |
| 0.0208 | 0.0254 | 19.3 | 0.0212 | 0.0261 |
| 0.0258 | 0.0321 | 24.4 | 0.0265 | 0.0332 |
| 0.0309 | 0.0390 | 29.6 | 0.0319 | 0.0406 |
| 0.0405 | 0.0527 | 40.1 | 0.0422 | 0.0556 |
| 0.0503 | 0.0671 | 51.0 | 0.0530 | 0.0719 |
| 0.0737 | 0.1050 | 79.7 | 0.0796 | 0.1173 |
| 0.0960 | 0.1450 | 110.0 | 0.1062 | 0.1696 |
| 0.1370 | 0.2350 | 179.0 | 0.1587 | 0.3072 |
| 0.1750 | 0.3420 | 260.0 | 0.2121 | 0.5198 |
| 0.2100 | 0.4630 | 352.0 | 0.2658 | 0.8622 |
| 0.2410 | 0.5970 | 454.0 | 0.3175 | 1.4814 |
| 0.2970 | 0.9450 | 719.0 | 0.4225 | 17.1818 |

Arquivo pessoal

Figura 10 – Curva de equilíbrio líquido-vapor entre água e amônia



Arquivo pessoal

5.3 COLUNAS DE ABSORÇÃO

Comumente, existem dois tipos de colunas: com recheio e com pratos. As colunas com recheio são geralmente escolhidas para materiais muito corrosivos, quando há muita espuma, para torres pequenas ou de grande diâmetro (que exigem quedas de pressão muito baixas) e para operações em pequena escala que exigem diâmetros inferiores a 0.6 m (2 ft) (Perry e Green 2008).

As colunas de pratos são economicamente preferíveis para operações em larga escala e são necessárias quando as taxas de líquido são muito baixas (com quantidade insuficiente para molhar adequadamente o recheio) ou quando a velocidade do gás é baixa (L/V muito alto) dificultando o bombeamento do gás para a coluna com recheio. Além disso, as torres com pratos estão menos propensas a incrustações por sólidos (Perry e Green 2008).

Neste projeto, as concentrações de amônia no gás ou na água são muito baixas para que haja um caráter corrosivo ou espumante preocupante. Em razão disso, além de ser mais economicamente viável e pelo fato que se trabalhou com uma razão L/V baixa, optou-se por projetar uma coluna de pratos perfurados.

5.3.1 Condições de operação e número de pratos

Antes de analisar as condições de operação da torre, faz-se necessário calcular a vazão mínima de líquido, isto é, a razão L/V mínima (L/V_{min}), quando o NPT (Número de Pratos Teóricos) tende a infinito. O balanço de massa do soluto também pode ser representado da seguinte forma:

$$Y_{1,n+1} = \frac{L}{V}(X_{1,n} - X_{1,0}) + Y_{1,1} \quad (5.10)$$

Em que X_0 corresponde a quantidade de soluto no líquido de entrada e Y_1 corresponde a quantidade de soluto requerida no gás tratado. Nesse caso,

$$X_0 = 0$$

$$Y_1 = \frac{0.0006}{1 - 0.0006} \cong 0.0006$$

Isolando a razão L/V , temos que:

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_{1,n+1} - Y_{1,1}}{X_{1,n} - X_{1,0}} \cong \frac{Y_{1,n+1} - 0.0006}{X_{1,n}} \quad (5.11)$$

O L/V_{min} é definido como o valor limite mínimo para que a coluna consiga tratar o gás com uma quantidade de amônia igual a Y_{N+1} . A variável X_N corresponde a quantidade do soluto presente no líquido de saída e neste caso é obtida a partir da relação de equilíbrio representada pela Equação 5.9. Dado que,

$$Y_{1,N+1} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.0638$$

$$X_{1,N} = Y_{1,N+1}/K_1$$

A razão mínima pode ser encontrada a partir da seguinte equação:

$$\frac{L}{V_{min}} = \frac{Y_{1,N+1} - 0.0006}{X_{1,N}} = 1.2958 \quad (5.12)$$

Substituindo os valores das variáveis, temos que:

$$\frac{L}{V_{min}} = 1.2958$$

Sabendo o valor de L/V_{min} , as cinco condições de operação selecionadas são mostradas na Tabela 13. Pode-se observar que, como esperado, conforme a vazão de líquido aumenta, a sua quantidade de amônia na saída diminui.

O Número de Pratos Teóricos para cada razão foi calculado pelo método de McCabe-Thiele e podem ser visualizados nas Figuras 12 a 16. As linhas de operação e equilíbrio para cada estágio da coluna foram calculadas pelas Equações 5.4 e 5.9 respectivamente.

Na prática, o equilíbrio termodinâmico raramente é alcançado. Portanto, o conceito de eficiência (E_0) é usado para correlacionar o desempenho dos estágios

reais e teóricos. O Número de Pratos Reais (NPR) pode ser calculado a partir da seguinte equação:

$$E_0 = \frac{NPT}{NPR} \quad (5.13)$$

O'Connell (1946) propôs uma relação para estimar a eficiência dos pratos (E_0) de absorvedores. Segundo ele, a partir do valor de uma função (x), que dependerá da razão do Equilíbrio Líquido-Vapor (K_i), das propriedades físico-químicas do solvente e da relação mostrada no gráfico da Figura 11, é possível encontrar a eficiência dos pratos. A função x é expressa da seguinte forma:

$$x = 0.062 \left(\frac{\rho_2}{\mu_2 K_1 M_2} \right) \quad (5.14)$$

Em que ρ_2 corresponde à densidade, μ_2 à viscosidade e M_2 ao peso molecular da água. Sabendo que,

$$\rho_2 = 995.647 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \quad (\text{Perry e Green 2008})$$

$$\mu_2 = 832.64 \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad (\text{Perry e Green 2008})$$

$$M_2 = 0.018 \text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1} \quad (\text{Perry e Green 2008})$$

Temos que:

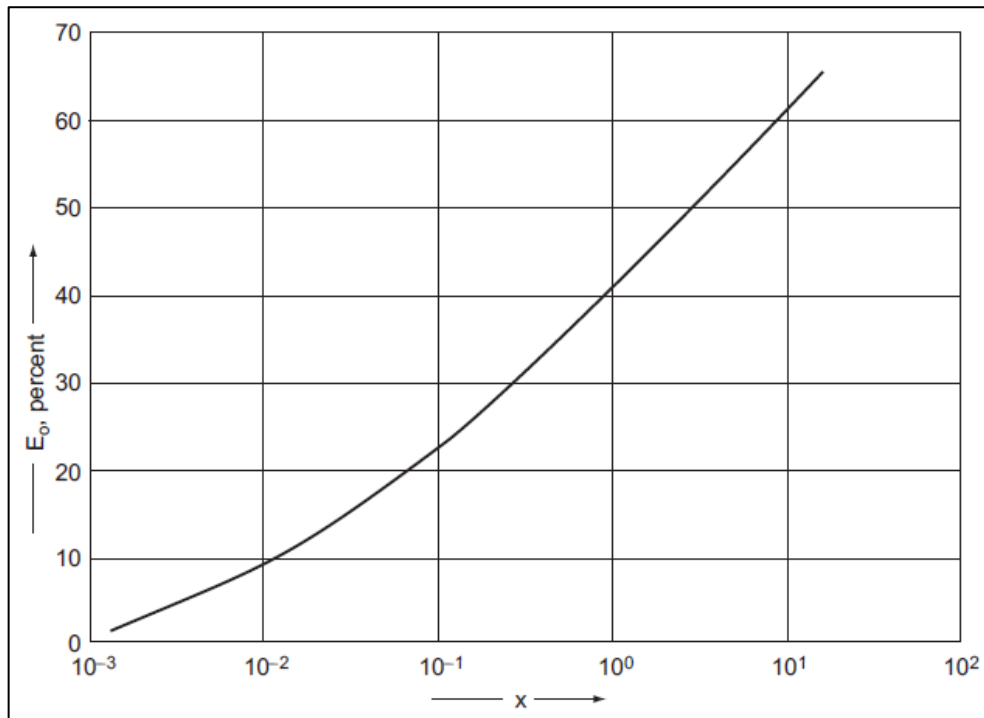
$$x = 0.062 \left(\frac{995.647}{832.64 \times 1.3081 \times 0.018} \right) = 3.15$$

Recorrendo ao gráfico da Figura 11, pode-se afirmar que:

$$E_0 \approx 50\%$$

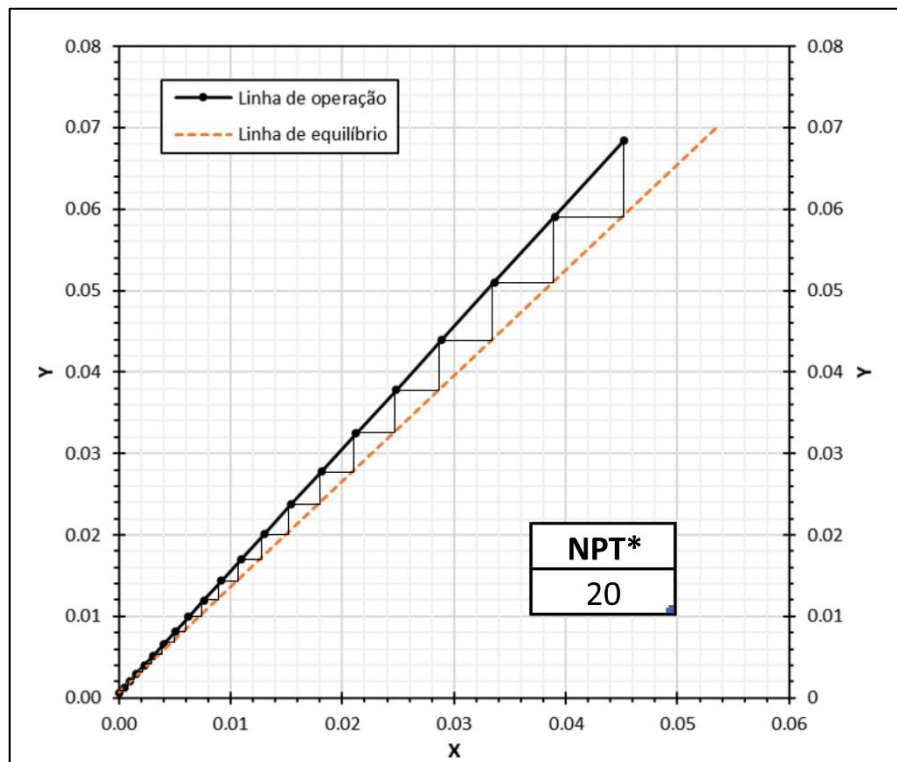
O NPR calculado para cada condição de operação está presente na Tabela 14.

Figura 11 – Eficiência de colunas de absorção com pratos segundo O’Connell.



Fonte: (Towler 2012).

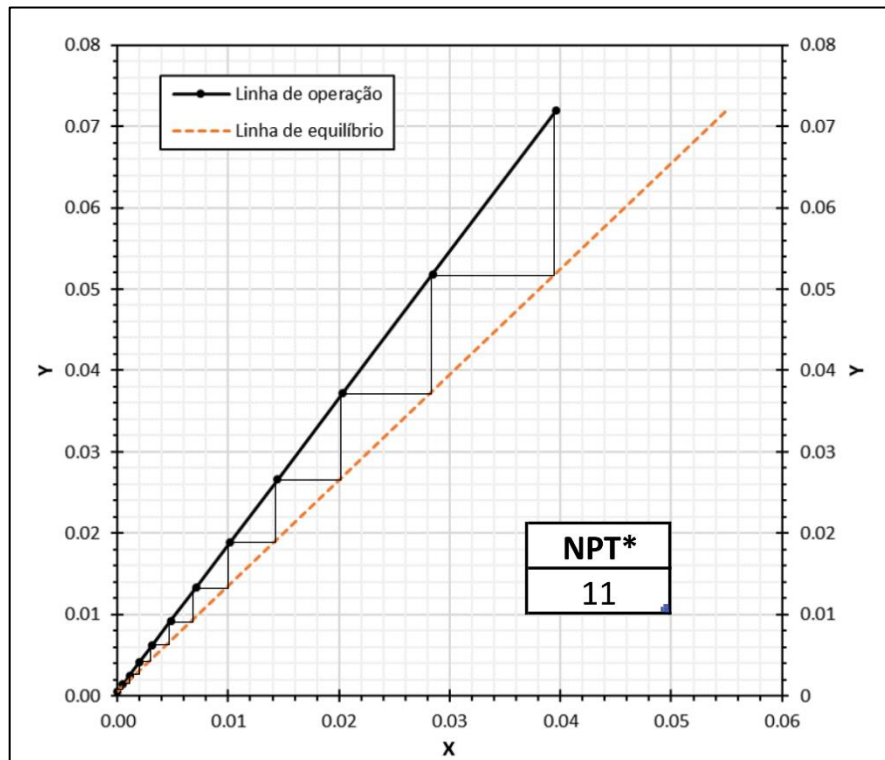
Figura 12 – Linha de operação da coluna de absorção com $L/V = 1.5$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele.



*Número de Pratos Teóricos.

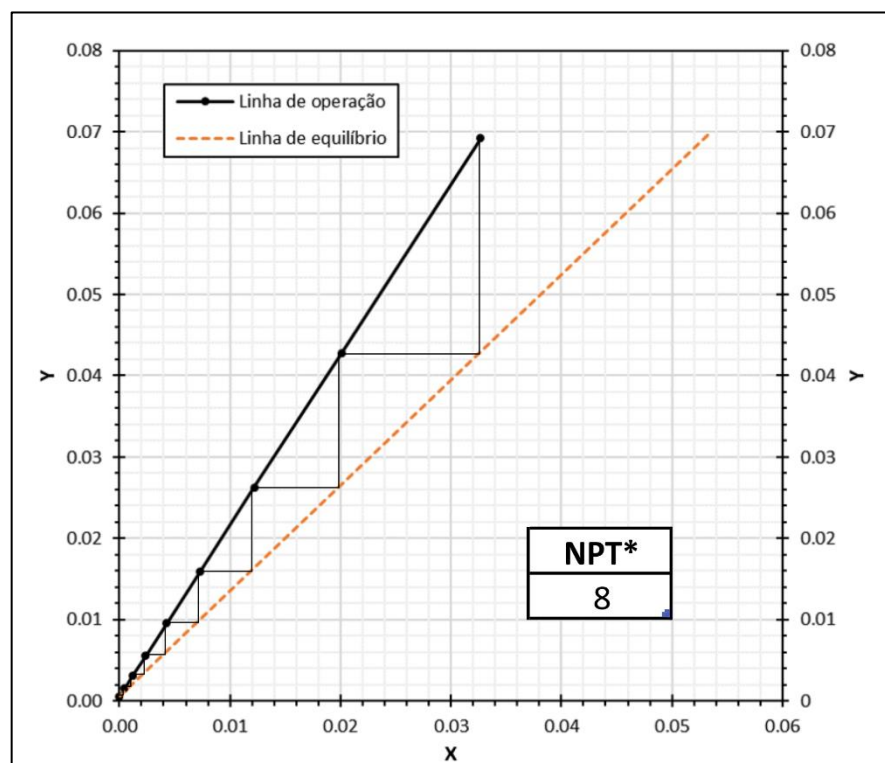
Arquivo pessoal

Figura 13 – Linha de operação da coluna de absorção com $L/V = 1.8$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele.



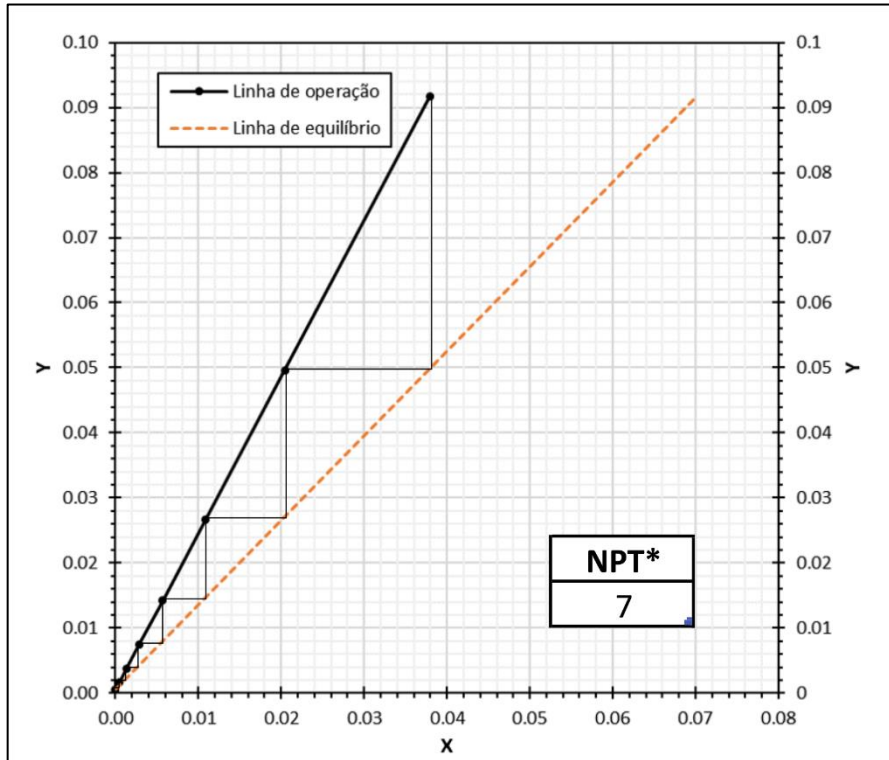
*Número de Pratos Teóricos.
Arquivo pessoal

Figura 14 – Linha de operação da coluna de absorção com $L/V = 2.1$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele.



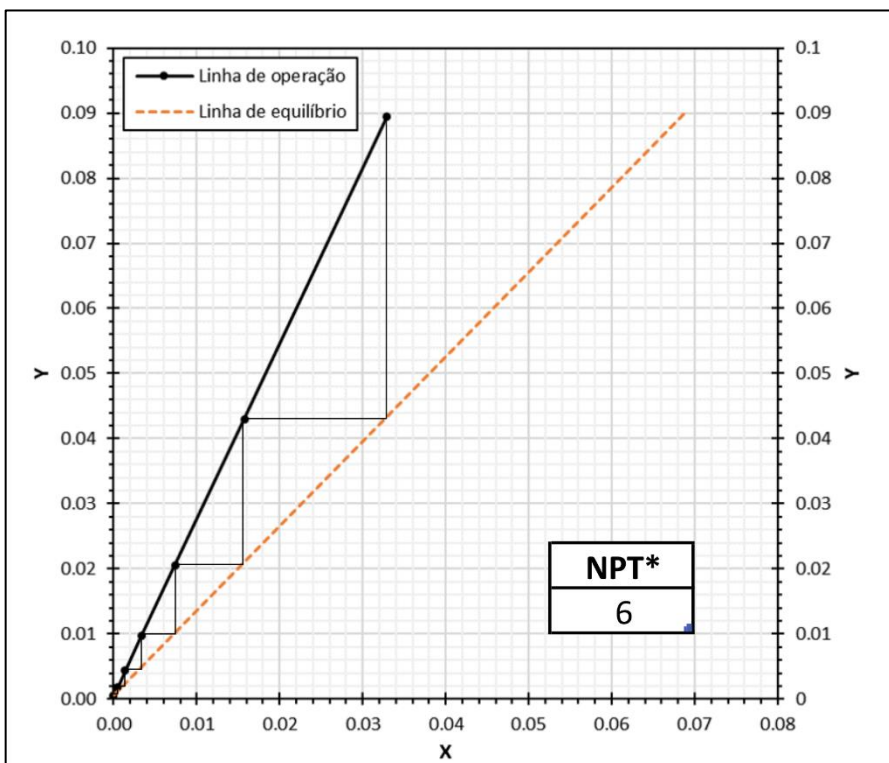
*Número de Pratos Teóricos.
Arquivo pessoal

Figura 15 – Linha de operação da coluna de absorção com $L/V = 2.4$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele.



*Número de Pratos Teóricos.
Arquivo pessoal

Figura 16 – Linha de operação da coluna de absorção com $L/V = 2.7$ e o número de pratos obtido pelo método de McCabe-Thiele.



*Número de Pratos Teóricos.
Arquivo pessoal

Tabela 13 – Condições de operação da coluna de absorção analisada com suas respectivas vazões e concentração de amônia para o líquido de saída.

| L/V | $X_{1,N}^*$ | $L (kg \cdot h^{-1})$ | $L (m^3 \cdot s^{-1})^1$ |
|-------|-------------|-----------------------|--------------------------|
| 1.5 | 0.04215 | 330 | $0.9207 \cdot 10^{-4}$ |
| 1.8 | 0.03513 | 396 | $1.1048 \cdot 10^{-4}$ |
| 2.1 | 0.03011 | 462 | $1.2889 \cdot 10^{-4}$ |
| 2.4 | 0.02635 | 528 | $1.4731 \cdot 10^{-4}$ |
| 2.7 | 0.02342 | 594 | $1.6572 \cdot 10^{-4}$ |

*Calculado pela Equação 5.11.

¹Para a conversão, a densidade da água considerada foi de $995.647 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ (Perry e Green 2008).
Arquivo pessoal**Tabela 14 – Número de pratos reais obtidos a partir da Equação 5.13 para cada uma das condições de operação.**

| L/V | 1.5 | 1.8 | 2.1 | 2.4 | 2.7 |
|-------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| NPR* | 40 | 22 | 16 | 14 | 12 |

*Número de Pratos Reais
Arquivo pessoal

5.3.2 Dimensionamento

Primeiramente, faz-se necessário saber se as especificações de projeto respeitam os limites recomendados para evitar fenômenos indesejados o arraste de líquido ou uma alta queda de pressão na coluna. Sendo assim, velocidade máxima da corrente de gás foi calculada utilizando uma variação da Lei de York proposta por (Souders e Brown 1934):

$$v_{m\acute{a}x} = (-0.171l_p^2 + 0.27l_p - 0.047) \sqrt{\frac{\rho_{l\acute{ı}quido} - \rho_{g\acute{a}s}}{\rho_{g\acute{a}s}}} \quad (5.15)$$

No qual l_p corresponde à distância entre os pratos da coluna, em metros. Normalmente, são usados espaçamentos de placa de 0.15 a 1 m. O espaçamento escolhido dependerá do diâmetro da coluna e das condições operacionais. Para colunas acima de 1 m de diâmetro, é recomendado que os espaçamentos de placas

sejam de 0,3 a 0,6 m, sendo normalmente usados 0,5 m (Towler 2012). Considerando que,

$$l_p = 0.5 \text{ m}$$

E sabendo que,

$$\rho_{\text{água}} = 995.647 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \quad (\text{Perry e Green 2008})$$

$$\rho_{\text{ar}} = 1.225 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \quad l_p = 0.5 \text{ m} \quad (\text{Perry e Green 2008})$$

O valor da velocidade limite do gás é aproximadamente $1.290 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$.

É possível calcular a área mínima da torre dividindo a vazão volumétrica do ar pela sua velocidade limite. Dado que a vazão mássica de ar é de $220 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$ ($\approx 0.05 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$), temos que a área mínima da torre é equivalente a:

$$S_{\text{mínima}} = 0.038 \text{ m}^2$$

No projeto, é especificado que o fluxo mássico seja de $128 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$. Sabendo que a área da torre pode ser calculada dividindo a vazão pelo fluxo, a área de projeto da torre é equivalente a:

$$S_{\text{Torre}} = 1.718 \text{ m}^2$$

Um valor maior que a área mínima recomendada, indicando que não ocorrerão fenômenos indesejados associados a velocidade do gás.

Para fazer uma estimativa aproximada do custo de capital e avaliação do projeto, é fundamental que a coluna seja dimensionada. O diâmetro da torre pode ser obtido a partir a área calculada anteriormente pela seguinte equação:

$$D_{Torre} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{Torre}}{\pi}} \quad (5.16)$$

Substituindo os valores das variáveis, temos um diâmetro de 1.480 *m*. Em que S_{Torre} e D_{Torre} correspondem a área e o diâmetro da torre respectivamente. O diâmetro sobre dimensionado em 20% tem o valor de:

$$D_{Torre} = 1.776 \text{ m}$$

A altura da coluna é composta basicamente de dois termos: um envolvendo a altura pelo empilhamento dos pratos e outra envolvendo um espaço adicional que se reserva para as extremidades da coluna. No fundo, por exemplo, este espaço pode ser utilizado para a instalação de coletores de água, ao passo que no topo tal espaço pode ser empregado para posicionamento de aspersores (Listik e Franchi 2014). Neste trabalho, foi considerado que a altura de topo é equivalente ao comprimento entre os pratos da coluna.

No que concerne à altura de fundo (h_{fundo}) da torre, precisa-se verificar se o seu valor calculado com base no tempo de retenção (τ) possui o valor recomendado de, no mínimo, 0.91 *m*. Considerando que,

$$\tau = 7,5 \text{ minutos} = 450 \text{ segundos}$$

h_{fundo} pode ser estimado pela seguinte equação:

$$h_{fundo} = \frac{\tau \cdot L}{S_{Torre} \cdot z} \quad (5.17)$$

Em que z corresponde à parte ocupada pelo líquido na altura de fundo, que no caso considerou-se como 50%. Os valores calculados para cada condição de L/V são mostrados na Tabela 15 e percebe-se que em nenhum dos casos a quantia ultrapassa o valor recomendado. Portanto, para todas as condições de operação, foi considerado uma altura de fundo equivalente a 0.91 *m*. Por fim, a altura da coluna de absorção (h_{Torre}) pode ser calculada mediante a seguinte equação:

$$h_{Torre} = (NPR - 1)l_t + h_{fundo} \quad (5.18)$$

A altura obtida para a torre em cada condição de operação é mostrada na Tabela 15.

Tabela 15 – Altura de fundo e a altura total da torre de absorção estimadas pelas Equações 5.17 e 5.18 respectivamente para cada condição de operação.

| L/V | 1.5 | 1.8 | 2.1 | 2.4 | 2.7 |
|-----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| $h_{fundo}(\text{m})$ | 0.0482 | 0.0579 | 0.0675 | 0.0771 | 0.0868 |
| $h_{Torre}(\text{m})$ | 20.41 | 11.41 | 8.41 | 7.41 | 6.41 |

Arquivo pessoal

Para a determinação da espessura da parede da coluna (ε), A Sociedade Americana de Engenheiros Mecânicos (ASME 2004) especifica uma equação direcionada para vasos cilíndricos que exigem pouca espessura:

$$\varepsilon = \frac{P_i D_i}{4SE - 0.8P_i} \quad (5.19)$$

No qual D_i corresponde ao diâmetro interno da torre e P_i à pressão interna de projeto (tomada como 5 a 10% acima da pressão de trabalho). As variáveis S e E correspondem ao estresse máximo permitido e à eficiência da solda respectivamente, isto é, são constantes que dependem das características do material ao qual a torre será fabricada.

Além disso, faz-se necessário acrescentar uma alíquota adicional na espessura de metal como garantia à perda de material por corrosão e erosão. A corrosão é um fenômeno complexo e não existem regras específicas para a estimar esse valor adicional. Para aços carbono deve-se usar uma tolerância mínima de 2,0 mm para casos em que não se espera uma corrosão severa (Towler 2012).

Considerando o aço carbono como material de fabricação e que,

$$D_i = D_{Torre} = 1776 \text{ mm}$$

$$P_i = 101325 \times 1.1 = 111457.5 \text{ Pa} = 1.114575 \text{ N.mm}^{-2}$$

$$S = 88.94 \text{ N.mm}^{-2} \quad (\text{Towler 2012, p. 982})$$

$$E = 0.85 \quad (\text{Towler 2012, p. 984})$$

A espessura estimada utilizando a Equação 5.19 é de $\varepsilon = 6.56 \text{ mm}$. Acrescentando a tolerância para corrosão de 2 mm , temos que:

$$\varepsilon_{Torre} = 8.56 \text{ mm}$$

5.3.3 Custo

Towler (2012) apresenta uma correlação para estimar o custo de alguns equipamentos industriais comuns dada pela seguinte equação:

$$C_e^{2006}(\text{US\$}) = a + bX^n \quad (5.20)$$

No qual C_e^{2006} é o custo de compra do equipamento com a cotação do dólar americano em 2006; a , b e n são constantes específicas e X é o parâmetro de tamanho.

O cálculo do custo da torre de absorção em questão pode ser dividido pelo preço de dois equipamentos: um vaso de pressão cilíndrico vertical e pratos perfurados. O parâmetro de tamanho de um vaso de pressão é definido como a sua massa (W) que, para o aço, pode ser encontrado pela seguinte equação (Towler 2012):

$$W = 24.46C_w D_{Torre} (h_{Torre} + 0.6D_{Torre}) \varepsilon_{Torre} \quad (5.21)$$

No qual C_w é um fator que resume os detalhes interno da torre. Considerando os detalhes de uma coluna de destilação (um equipamento análogo a coluna de absorção):

$$C_w = 1.15 \quad (\text{Towler 2012, p. 1004})$$

E sabendo que,

$$D_{Torre} = 1776 \text{ mm}$$

$$\varepsilon_{Torre} = 8.56 \text{ mm}$$

A massa da torre (W_{Torre}) para cada condição de operação são mostradas na Tabela 16. Os parâmetros da Equação 5.20 para o vaso têm o valor de:

$$a = -400 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$b = 230 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$n = 0.6 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

Tabela 16 – Massas da torre de absorção calculadas a partir da Equação 5.21 para cada condição de operação.

| L/V | 1.5 | 1.8 | 2.1 | 2.4 | 2.7 |
|------------------------|------|------|------|------|------|
| $W_{Torre}(\text{kg})$ | 9189 | 5338 | 4054 | 3627 | 3199 |

Arquivo pessoal

O custo do vaso de pressão (C_{vaso}^{2006}) para cada condição de operação é mostrado na Tabela 17. O parâmetro de tamanho para o cálculo de custo de um prato perfurado é definido como o seu respectivo diâmetro (D_{Torre}). Sabendo que os parâmetros da Equação 5.20 para um prato têm o valor de,

$$a = 100 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$b = 120 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$n = 2 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

O custo de todos os pratos (C_{pratos}^{2006}) para cada condição de operação é mostrado na Tabela 17. O Custo Total (C_t^{2006}) da coluna depende não somente do preço dos equipamentos mas também do custo de instalação e do local onde serão situados. O custo da instalação de uma planta industrial pode ser obtido pela multiplicação do custo de compra dos equipamentos por um Fator de Instalação (\mathcal{F}_i) (Lang 1948). A influência da localização pode ser calculada analogamente por meio de um Fator de Localização (\mathcal{F}_l) (Hand 1958), isto é, o custo total pode ser calculado pela seguinte equação:

$$C_t^{2006}(US\$) = \mathcal{F}_i \mathcal{F}_l \sum C_e^{2006}(US\$) \quad (5.22)$$

Sabendo que, para a instalação de um vaso de pressão no Brasil,

$$\mathcal{F}_i = 4 \quad (\text{Towler 2012, p. 314})$$

$$\mathcal{F}_l = 1.14 \quad (\text{Towler 2012, p. 328})$$

O custo total da coluna para cada condição de operação é mostrado na Tabela 17. Para atualizar esses valores de custo para 2018, considerou-se o valor de R\$3.88 para o dólar americano e que o CEPCI de 2006 e de 2018 são de 499,6 e 603,1 respectivamente. Os custos totais para a torre em 2018 (C_{Torre}^{2018}) mostrados na Tabela 17 foram obtidos pela seguinte equação:

$$C_t^{2018}(R\$) = \frac{C_t^{2006}(US\$) \times 3.88 \times 603.1}{499.6} \quad (5.23)$$

Tabela 17 – Custos parciais e totais da torre de absorção para cada condição de operação.

| <i>L/V</i> | $C_{vaso}^{2006} (US\$ mil)$ | $C_{pratos}^{2006} (US\$)$ | $C_{Torre}^{2006} (US\$ mil)$ | $C_{Torre}^{2018} (R\$ mil)$ |
|------------|------------------------------|----------------------------|-------------------------------|------------------------------|
| 1.5 | 56.9 | 19133 | 346.7 | 162.4 |
| 1.8 | 40.9 | 10523 | 234.8 | 109.9 |
| 2.1 | 34.6 | 7653 | 193.0 | 904.0 |
| 2.4 | 32.4 | 6696 | 178.2 | 835.0 |
| 2.7 | 30.0 | 5740 | 163.0 | 763.8 |

Arquivo pessoal

5.4 TANQUE PULMÃO

O tanque pulmão tem como objetivo garantir o bom funcionamento dos equipamentos envolvidos caso ocorra alguma eventualidade na vazão de líquido como, por exemplo, um corte no abastecimento, uma incrustação na tubulação ou um possível mal funcionamento do controlador. Neste projeto, considerou-se que o tanque é análogo a um vaso de pressão horizontal, que o volume ocupado líquido no tanque foi de 50% do seu volume total e que a razão entre o comprimento e diâmetro do tanque (h_{tanque}/D_{tanque}) igual a 5.

5.4.1 Dimensionamento

O diâmetro do tanque (D_{tanque}) pode ser calculado pela seguinte equação:

$$D_{tanque} = \sqrt{\frac{4 \cdot \tau \cdot L}{\pi \cdot h \cdot z}} \quad (5.24)$$

No qual z corresponde à parte ocupada pelo líquido no volume total do tanque. Sabendo que,

$$\frac{h_{tanque}}{D_{tanque}} = 5$$

A Equação 5.24 pode ser representada da seguinte forma:

$$D_{tanque} = \sqrt[3]{\frac{4 \tau \cdot L}{5 \pi \cdot z}} \quad (5.25)$$

Sabendo que,

$$\tau = 20 \text{ minutos} = 1200 \text{ segundos}$$

$$z = 50\%$$

O diâmetro e a altura do tanque para cada condição de operação são mostrados na Tabela 18. A espessura da parede do tanque (ϵ_{tanque}) pode ser calculada a partir da Equação 5.19 para cada condição de operação e se encontra na tabela 18, considerando que:

$$P_i = 1.114575 \text{ N} \cdot \text{mm}^{-2}$$

$$S = 88.94 \text{ N} \cdot \text{mm}^{-2}$$

(Towler 2012,
p. 982)

$$E = 0.85$$

(Towler 2012,
p. 984)

Tabela 18 – Dimensões do tanque pulmão para condições de operação da torre de absorção.

| L/V | D _{tanque} (m) | h _{tanque} (m) | ε _{tanque} (mm) |
|-----|-------------------------|-------------------------|--------------------------|
| 1.5 | 0.383 | 1.916 | 3.42 |
| 1.8 | 0.407 | 2.036 | 3.51 |
| 2.1 | 0.429 | 2.143 | 3.58 |
| 2.4 | 0.448 | 2.241 | 3.66 |
| 2.7 | 0.466 | 2.331 | 3.72 |

5.4.2 Custo

Para a Equação 5.20, o parâmetro de tamanho (\mathcal{X}) de um vaso de pressão é definido como a sua massa (W). O mesmo pode ser obtido pela Equação 5.21. Para vasos apenas com os encaixes internos:

$$C_w = 1.15 \quad (\text{Towler 2012, p. 1004})$$

Logo, a massa do tanque para cada condição de operação é mostrada na Tabela 19. O custo total do tanque nos anos de 2006 e 2018 podem ser calculados a partir das Equações 5.22 e 5.23 respectivamente. O custo total do tanque para cada condição de operação foi calculado e são mostrados na Tabela 19, sabendo que o custo do equipamento pode ser calculado pela Equação 5.20 e que:

$$a = -2500 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$b = 200 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$n = 0.6 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$\mathcal{F}_i = 4 \quad (\text{Towler 2012, p. 314})$$

$$\mathcal{F}_l = 1.14 \quad (\text{Towler 2012, p. 328})$$

Tabela 19 – A massa e os custos totais do tanque pulmão para cada condição de operação.

| L/V | $W_{tanque}(kg)$ | $C_{tanque}^{2006}(US\$)$ | $C_{tanque}^{2018}(R\$)$ |
|-------|------------------|---------------------------|--------------------------|
| 1.5 | 74 | 688 | 3222 |
| 1.8 | 86 | 1804 | 8450 |
| 2.1 | 97 | 2834 | 13273 |
| 2.4 | 109 | 3795 | 17776 |
| 2.7 | 120 | 4701 | 22019 |

Arquivo pessoal

5.5 BOMBA HIDRÁULICA

A bomba hidráulica em questão tem o objetivo de garantir a corrente líquida para a coluna de absorção na vazão determinada. A eficiência hidráulica e a eficiência do motor foram consideradas equivalentes a 45 e 90% respectivamente.

5.5.1 Custo

Para o cálculo do custo, a potência de operação precisa ser obtida e para isso, faz-se necessário calcular a diferença da pressão de aspiração e impulsão da bomba. A pressão de aspiração da bomba (P_a) pode ser calculada pela seguinte equação:

$$P_a = P_{op} + g\rho_2(D_{tanque}/2 + h_{elevação}) \quad (5.26)$$

No qual P_{op} corresponde à pressão de operação no tanque pulmão e $h_{elevação}$ a altura elevada do tanque mostrada na Figura 8. Sabendo que,

$$P_{op} = 111.4575 \text{ kPa}$$

$$g = 9.81 \text{ m.s}^{-2}$$

$$\rho_2 = 995.647 \text{ kg.m}^{-3}$$

$$h_{\text{elevação}} = 3 \text{ m}$$

A pressão de aspiração para cada condição de operação é mostrada na Tabela 20. A pressão de impulsão (P_{im}) da bomba pode ser calculada pela seguinte equação:

$$P_{im} = P_{op} + P_{vál} + g\rho_2(h_{Torre} + h_{elevação}) \quad (5.27)$$

No qual P_{op} corresponde à pressão de operação da coluna de absorção, $P_{vál}$ à perda de carga da válvula antes da coluna e $h_{elevação}$ à altura elevada da coluna mostrada na Figura 8. A pressão de impulsão para cada condição de operação é mostrada na Tabela 20. A diferença de pressão ao qual a bomba está submetida é dado pela diferença entre as pressões em questão. Por questões de segurança, essa diferença foi sobre dimensionada em 20%. Os seus valores são mostrados na Tabela 20. Por fim, a potência da bomba pode ser calculada pela seguinte equação:

$$Pot_{bomba} = \frac{L \cdot \Delta P_{bomba}}{\sigma_H \sigma_M} \quad (5.28)$$

Em que σ_H e σ_M correspondem à eficiência hidráulica e do motor respectivamente. Considerando que,

$$\sigma_H = 45\%$$

$$\sigma_M = 90\%$$

A potência da bomba para cada condição de operação é mostrada na Tabela 20. A energia por dia consumida pelo equipamento pode ser calculada pela multiplicação da potência da bomba por 24 horas. Os valores de energia, em kWh são mostrados na Tabela 21. Os custos da energia elétrica ($C_{energia}^{15 \text{ anos}}$) e da água ($C_{água}^{15 \text{ anos}}$) consumidos durante 15 anos foram estimados mediante as tarifas das fornecedoras dos respectivos serviços em Brasília-DF mostradas nos anexos 11 e 12 respectivamente. Os seus respectivos valores podem ser encontrados na Tabela 21.

Tabela 20 – Pressão de aspiração e impulsão da bomba para alimentação da torre de absorção e suas respectivas diferenças.

| <i>L/V</i> | P_a (kPa) | P_{im} (kPa) | ΔP_{bomba} (kPa) |
|------------|-------------|----------------|--------------------------|
| 1.5 | 142.63 | 349.92 | 248.74 |
| 1.8 | 142.75 | 262.01 | 143.12 |
| 2.1 | 142.85 | 232.71 | 107.83 |
| 2.4 | 142.95 | 222.94 | 95.99 |
| 2.7 | 143.04 | 213.17 | 84.17 |

Arquivo pessoal

Tabela 21 – Consumo de água e energia elétrica acompanhado com os valores de custo durante 15 anos de operação da planta de purificação.

| <i>L/V</i> | <i>Volume</i> (m ³) ¹ | $C_{\text{água}}^{15 \text{ anos}}$ (R\$ mil) | <i>Energia</i> (kWh/dia) | $C_{\text{energia}}^{15 \text{ anos}}$ (R\$ mil) |
|------------|--|---|--------------------------|--|
| 1.5 | 39773 | 478.1 | 1.351 | 44.4 |
| 1.8 | 47728 | 573.7 | 0.933 | 30.7 |
| 2.1 | 55682 | 669.3 | 0.820 | 26.9 |
| 2.4 | 63637 | 764.9 | 0.834 | 27.4 |
| 2.7 | 71592 | 860.5 | 0.823 | 27.0 |

¹Volume consumido em 15 anos.

Arquivo pessoal

5.6 PLANTA DE TROCA IÔNICA

O processo de troca iônica compreende a uma troca de íons entre dois eletrólitos ou entre um eletrólito na forma de solução e um complexo. Pode ser utilizado com objetivos de purificação, separação e como neste caso, descontaminação de soluções aquosas.

5.6.1 Custo

O parâmetro de tamanho da Equação 5.20 para uma planta de troca iônica é definida como sendo a vazão volumétrica (*L*) de água a ser tratada. As vazões trabalhadas neste caso não chegam ao valor mínima para uso dos parâmetros

propostos por Towler (2012), que é de $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Os valores das vazões trabalhadas podem ser visualizadas na Tabela 22.

Tabela 22 – Vazões de água para cada condição de operação da torre de absorção em $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

| L/V | 1.5 | 1.8 | 2.1 | 2.4 | 2.7 |
|--------------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| $L (\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$ | 0.331 | 0.398 | 0.464 | 0.530 | 0.597 |

Arquivo pessoal

Em vista disso, o custo da planta em 2006 foi calculado a partir do valor de vazão mínima. Sabendo que,

$$a = 6200 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$b = 4300 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

$$n = 0.7 \quad (\text{Towler 2012, p. 320})$$

E considerando que,

$$\mathcal{F}_i = 4 \quad (\text{Towler 2012, p. 314})$$

$$\mathcal{F}_l = 1.14 \quad (\text{Towler 2012, p. 328})$$

O custo da planta é equivalente a:

$$C_{troca\ iônica}^{2006}(\text{US\$}) = \text{US\$ } 10500.00$$

Utilizando a Equação 5.23 para converter o valor para real em 2018, temos que:

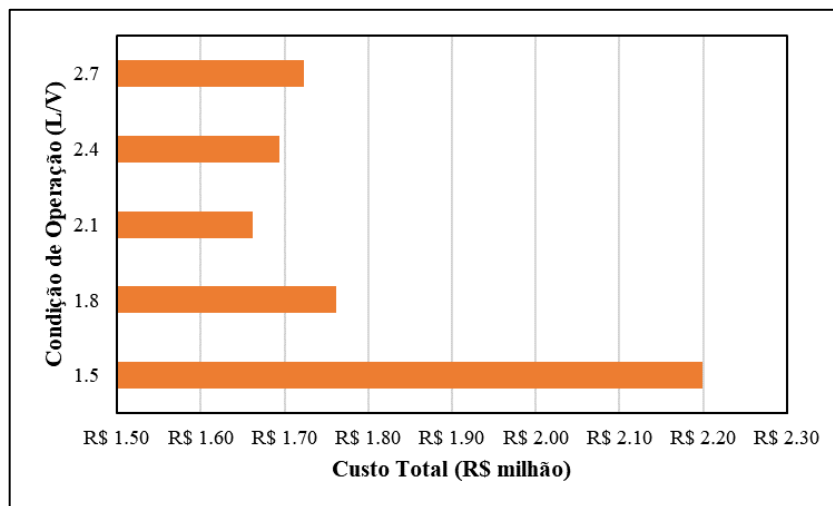
$$C_{troca\ iônica}^{2018}(\text{R\$}) = \text{R\$ } 49180.00$$

5.7 ANÁLISE DE CUSTOS

Possuindo os valores do custo para cada equipamento da planta, é possível analisar qual das condições de operação analisadas é a mais viável economicamente. O custo está apresentado na Figura 17 a seguir. O custo total da planta (C_{planta}^{2018}) para cada condição de operação foi calculado pela soma de todos os equipamentos e serviços considerados no projeto. Isto é:

$$C_{planta}^{2018} = C_{Torre}^{2018} + C_{tanque}^{2018} + C_{energia}^{15\text{ anos}} + C_{água}^{15\text{ anos}} + C_{troca\ iônica}^{2018} \quad (5.29)$$

Figura 17 – Custo total da planta de purificação para cada condição de operação da torre de absorção analisada.



Arquivo pessoal

Pode-se concluir, portanto, que a planta de uma coluna de absorção com 16 pratos e de razão $L/V = 2.1$ compreende como aquela mais viável economicamente com um custo estimado de aproximadamente R\$ 1.662 milhão.

CONCLUSÃO

Ao longo deste trabalho, pode-se perceber a complexidade do design de um equipamento industrial. Realizando o projeto de diferentes equipamentos, conseguiu-se explorar as diversas nuances que envolvem o projeto de equipamentos industriais. Com isso, conclui-se que a Engenharia de Processos é de suma importância no contexto industrial, pois ela acumula os diversos conhecimentos necessários para se projetar diversos equipamentos de maneira prática e direta.

REFERÊNCIAS

ASME. Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1: Rules for Construction of Pressure Vessels. ASME International, 2004.

CAESB, Companhia de Saneamento Ambiental do DF. Tarifas e Preços - 01/06/2019 a 31/05/2020. 2019. <https://www.caesb.df.gov.br/tarifas-e-precos.html> (acesso em 13 de Dezembro de 2019).

CEB. Tudo sobre a conta de luz. 2019. <http://www.ceb.com.br/index.php/tudo-sobre-a-conta-de-luz/370-tudo-sobre-a-conta-de-luz> (acesso em 13 de Dezembro de 2019).

HAND, W. E. From flow sheet to cost estimate. *Petrol Refiner*, 37(9), 331., 1958.

LANG, H. J. Simplified approach to preliminary cost estimates. *Chem Eng*, 55(6), 112, 1948.

LISTIK, E., e M. G. S. Franchi. Design, dimensionamento e análise econômica de um sistema de separação para mistura BTX oriunda da reforma catalítica da nafta. Relatório final, São Paulo: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Química, 2014.

O'CONNELL, H. E. "Plate efficiency of fractionating columns and absorbers." *Trans Am Inst Chem Eng*, 1946: 42, 741.

PERLINGEIRO, Carlos Augusto G. Engenharia de processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos. Editora Blucher, 2005.

PERRY, R. H., e D. W. Green. *Perry's chemical engineers' handbook*. 8th ed, New York: McGraw-Hill, 2008.

SEADER, J. D. *Separation process principles: chemical and biochemical operations*. Hoboken: 3ª ed., John Wiley & Sons, 2011.

SOULDERS, M., e G. G. Brown. "Design of fractionating columns." *Ind Eng Chem*. 26, 1934: 98.

TOWLER, Gavin P. *Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design*. Oxford: Waltham, MA: Butterworth-Heinemann, 2012.

ANEXOS

Anexo 1 – Ficha de especificação da corrente de entrada da bomba projetada no capítulo 2.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|--------------------------------------|------------------------------|----------------------|
| Número de corrente | MSTR-01 | |
| Descrição | Corrente de entrada da bomba | |
| Pressão | 1,214 | kg/cm ² g |
| Temperatura | 80,59 | °C |
| Vazão mássica | 8082,72 | kg/h |
| Vazão molar | 87,01 | kmol/h |
| Entalpia total | -452938,62 | kcal/h |
| Fração de sólidos | 0 | |
| Fração de vapor | 0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 13,11 | m ³ /h |
| Peso molecular | 92,89 | kg/kmol |
| Densidade | 616,51 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,210 | cP |
| Condutividade térmica | 0,104 | W/m·°C |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| N-hexano | 0,534 | 0,495 |
| N-heptano | 0,453 | 0,489 |
| N-octano | 0,013 | 0,016 |

Arquivo pessoal

Anexo 2 – Ficha de especificação da corrente de saída da bomba projetada no capítulo 2.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|--------------------------------------|----------------------------|----------------------|
| Número de corrente | MSTR-02 | |
| Descrição | Corrente de saída da bomba | |
| Pressão | 2,583 | kg/cm ² g |
| Temperatura | 80,59 | °C |
| Vazão mássica | 8082,72 | kg/h |
| Vazão molar | 87,01 | kmol/h |
| Entalpia total | -452938,62 | kcal/h |
| Fração de sólidos | 0 | |
| Fração de vapor | 0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 13,11 | m ³ /h |
| Peso molecular | 92,89 | kg/kmol |
| Densidade | 616,51 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,20984 | cP |
| Condutividade térmica | 0,104 | W/m·°C |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| N-hexano | 0,534 | 0,495 |
| N-heptano | 0,453 | 0,489 |
| N-octano | 0,013 | 0,016 |

Arquivo pessoal

Anexo 3 – Ficha de especificação de operação da bomba projetada no capítulo 2.

| ESPECIFICAÇÕES BOMBAS | | | | |
|--|--|--|----------------------|----------------------------|
| Identificação do equipamento | | Operação | | Reserva |
| Descrição | | Bomba para circulação do refluxo da torre C1 | | |
| Número de bombas | | 01a | 01b | |
| Tipo de bomba | | Centrífuga | | |
| Funcionamento | | Contínuo | Contínuo | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | |
| PARTE DA BOMBA | | Aspiração | | Impulsão |
| Vazão volumétrica de operação | | 13,1 | | m ³ /h |
| Pressão | | 1,214 | kg/cm ² g | 2,583 kg/cm ² g |
| Temperatura | | 80,59 | °C | 80,59 °C |
| Densidade | | 616,51 | kg/m ³ | 616,51 kg/m ³ |
| Viscosidade | | 0,210 | cP | 0,210 cP |
| Pressão de vapor | | 0,105 | kg/cm ² g | 0,105 kg/cm ² g |
| CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA | | | | |
| Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação) | | 15,73 | | m ³ /h |
| Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação) | | 7,87 | | |
| Pressão na aspiração na vazão de projeto | | 1,214 | | kg/cm ² g |
| Pressão na impulsão na vazão de projeto | | 2,583 | | |
| Pressão diferencial | | 1,369 | | kg/cm ² |
| Altura diferencial | | 22,21 | | m |
| NPSH disponível | | 17,98 | | m |
| Máxima pressão diferencial a impulsão fechada | | 1,643 | | kg/cm ² |
| Pressão máxima na aspiração | | 3,745 | | kg/cm ² g |
| Pressão máxima na impulsão | | 5,388 | | |
| Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão | | - | - | polegadas |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | |
| Pressão de projeto | | 5,388 | | kg/cm ² g |
| Temperatura de projeto | | 110,59 | | °C |
| CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO | | | | |
| Potência elétrica a vazão de projeto | | 2,72 | | kW |
| ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO | | | | |
| <p>O diagrama ilustra o sistema de bombeamento. À esquerda, há uma torre vertical rotulada 'C-1' com uma pressão indicada no topo de 1,35 kg/cm². À direita, há uma bomba rotulada 'C-2' com uma pressão de 1 kg/cm². A bomba está montada sobre uma base que está a 3 metros de altura do solo. Uma tubulação conecta a base da torre C-1 à bomba C-2, permitindo o bombeamento do líquido da torre para a bomba.</p> | | | | |

Anexo 4 – Ficha de especificação da corrente de entrada do trocador projetado no capítulo 3.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|---|-----------------------|
| Número de corrente | 1 – Corrente de entrada do condensador | |
| Descrição | Fluido gasoso quente, com <i>Enxofre</i> a ser recuperado | |
| Pressão | 2,721 | kgf/cm ² |
| Temperatura | 1149 | °C |
| Vazão mássica | 4575 | kg/h |
| Vazão molar | 162,6 | kmol/h |
| Entalpia total | 9,362 x 10 ⁵ | kcal/h |
| Fração de sólidos | 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 | 7205 | m ³ /h |
| Peso molecular | 28,14 | kg/kmol |
| Densidade | 0,6349 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 4,509 x 10 ⁻² | cP |
| Condutividade térmica | 7,960 x 10 ⁻² | W/m·°C |
| Calor específico | 1,295 | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H2S | 0,0635 | 0,0769 |
| O2 | 0,0000 | 0,0000 |
| SO2 | 0,0318 | 0,0723 |
| H2O | 0,2124 | 0,1360 |
| S | 0,1770 | 0,2017 |
| N2 | 0,5153 | 0,5130 |
| | | |

Arquivo pessoal

Anexo 5 – Ficha de especificação da corrente de saída do trocador projetado no capítulo 3.

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|---|-----------------------|
| Número de corrente | 2 – Corrente de saída do condensador | |
| Descrição | Fluido resfriado, com fase líquida enriquecida com <i>Enxofre</i> | |
| Pressão | 1,687 | kgf/cm ² |
| Temperatura | 148,9 | °C |
| Vazão mássica | 4575,0 | kg/h |
| Vazão molar | 162,6 | kmol/h |
| Entalpia total | -4,593 x 10 ⁵ | kcal/h |
| Fração de sólidos | 0 | |
| Fração de vapor | 0,8058 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 0,5362 | m ³ /h |
| Peso molecular | 30,87 | kg/kmol |
| Densidade | 1817 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 7,57 x 10 ⁴ | cP |
| Condutividade térmica | 0,1403 | W/m·°C |
| Calor específico | 1,086 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 57,37 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 2779 | m ³ /h |
| Peso molecular | 27,48 | kg/kmol |
| Densidade | 1,296 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 2,023 x 10 ⁻² | cP |
| Condutividade térmica | 3,056 x 10 ⁻² | W/m·°C |
| Calor específico | 1,152 | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | 1,0 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| H2S | 0,0635 | 0,0769 |
| O2 | 0,0000 | 0,0000 |
| SO2 | 0,0318 | 0,0723 |
| H2O | 0,2124 | 0,1360 |
| S | 0,1770 | 0,2017 |
| N2 | 0,5153 | 0,5130 |
| | | |

Arquivo pessoal

Anexo 6 – Ficha de especificação do trocador de calor (condensador) projetado no capítulo 3.

| ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR | | | | | | |
|--|-------------------------|---------------------------------------|--|----------------------|--|--|
| Número do equipamento | | E-100 | | | | |
| Descrição | | 1° resfriador | | | | |
| Tipo de trocador | | Casco-tubo com placas tubulares fixas | | | | |
| Tipo TEMA | | AES | | | | |
| Disposição | | Horizontal | | | | |
| Circulação | | Natural | | | | |
| Número de carcaças estimadas | Em série ou paralelo? | 1 | | | Série | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | | | |
| Lado | CASCO - FLUIDO FRIO | | | TUBO - FLUIDO QUENTE | | |
| | Entrada | Saída | | Entrada | Saída | |
| Vazão total | 82117,6 | | Kg/h | 4575,0 | | Kg/h |
| Fração de vapor/gás | 0 | 0 | | 1 | 0,8058 | |
| Vazão de vapor/gás | 0 | 0 | Kg/h | 4575 | 3600 | Kg/h |
| Vazão de líquido | 82117,6 | 82117,6 | | 0,0 | 974,5 | |
| Temperatura | 28 | 45 | °C | 1149 | 148,9 | °C |
| Pressão | 1,02 | 1,02 | kgf/cm ² | 2,721 | 1,687 | kgf/cm ² |
| Perda de pressão permitida | - | | kgf/cm ² | 1,034 | | kgf/cm ² |
| Coefficiente individual de transmissão de calor | 5700 | | $\frac{\text{Kcal}}{\text{h.m}^2.\text{°C}}$ | 125 | | $\frac{\text{Kcal}}{\text{h.m}^2.\text{°C}}$ |
| Fator de deposição | 0,0003 | | $\frac{\text{h.m}^2.\text{°C}}{\text{kcal}}$ | 0,0012 | | $\frac{\text{h.m}^2.\text{°C}}{\text{kcal}}$ |
| Coefficiente global de transmissão de calor | 103,35 | | | | $\frac{\text{Kcal}}{\text{h.m}^2.\text{°C}}$ | |
| ΔT_{ml} | 444,5 | | | | °C | |
| F_T | 0,96 | | | | | |
| Calor trocado | 1,396 x 10 ⁶ | | | | Kcal/h | |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | | | |
| Pressão de projeto | 4,521 | | | | kgf/cm ² | |
| Temperatura de projeto | 1179 | | | | °C | |
| CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR | | | | | | |
| Área de troca de calor | 31,65 | | | m ² | | |
| Diâmetro dos tubos | 1 | | | polegadas | | |
| Comprimento dos tubos | 20 | | | pés | | |
| Espessura dos tubos | BWG12 | | | BWG | | |
| Espaçamento entre centro dos tubos | 1 ¼ | | | polegadas | | |
| Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômica) | Quadrangular | | | | | |
| Diâmetro do casco | 73,03 | | | cm | | |

Anexo 7 – Ficha de especificação da instrumentação de vazão projetados no capítulo 4.

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO | | | |
|---|--|---|-------------------------------|
| Identificação | Localização (# da tubulação) | Fase (L – Líquido) (G – Gasoso) (M – Misto) | Vazão normal (kg/h) |
| FIC-01 | 1 | M | - |
| FI-02 | 4 | L | - |
| FIC-03 | 6 | L | - |
| FI-04 | 7 | L | - |
| FI-05 | 9 | L | - |
| FIC-06 | 10 | G | - |
| FI-07 | 11 | M | - |

Arquivo pessoal

Anexo 8 – Ficha de especificação da instrumentação de nível projetados no capítulo 4.

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL | | | |
|---|-----------------------------------|--|-----------------------------|
| Identificação | Localização (# do vaso) | Tipo de Interface (L-L Líquido-Líquido) (L-V/G Líquido-Vapor/Gás) | Nível normal (mm) |
| LIC-01 | C-1 | L-V | - |
| LIC-02 | C-2 | L-L | - |

Arquivo pessoal

Anexo 9 – Ficha de especificação da instrumentação de temperatura projetados no capítulo 4.

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA | | | |
|---|--|---|-----------------------------------|
| Identificação | Localização (# da tubulação ou vaso) | Fase (L – Líquido) (G – Gasoso) (M – Misto) | Temperatura normal (°C) |
| TI-01 | 1 | M | - |
| TI-02 | 2 | G | - |
| TI-03 | 3 | L | - |
| TI-04 | 4 | L | - |
| TI-05 | 8 | G | - |
| TI-06 | 9 | L | - |
| TI-07 | 10 | G | - |
| TI-08 | 11 | M | - |

Arquivo pessoal

Anexo 10 – Ficha de especificação da instrumentação de pressão projetados no capítulo 4.

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO | | | |
|---|--|---|---|
| Identificação | Localização (# da tubulação ou vaso) | Fase (L – Líquido) (G – Gasoso) (M – Misto) | Pressão normal (kg/cm ² g) |
| PI-01 | 1 | M | - |
| PIC-02 | 2 | G | - |
| PI-03 | 3 | L | - |
| PI-04 | 5 | L | - |
| PI-05 | 6 | L | - |
| PI-06 | 7 | L | - |
| PI-07 | 8 | G | - |
| PI-08 | 9 | L | - |
| PI-09 | 10 | G | - |
| PI-10 | 11 | M | - |

Arquivo pessoal

Anexo 11 – Tarifas para o consumo de energia elétrica do grupo B da Companhia Energética de Brasília utilizado para cálculo do custo do projeto da planta de purificação no capítulo 5.

| Consumo (Alíquota do ICMS) | Até 50 kWh(0%) | | | 51 a 200 (12%) | | | 201 acima (18%) | | |
|---|----------------------|----------------|---------------|-------------------------|----------------|---------------|-------------------------|----------------|---------------|
| | Fora Ponta R\$/kWh | Inter. R\$/kWh | Ponta R\$/kWh | Fora Ponta R\$/kWh | Inter. R\$/kWh | Ponta R\$/kWh | Fora Ponta R\$/kWh | Inter. R\$/kWh | Ponta R\$/kWh |
| B2 - Rural | 0,3762367 | 0,5172576 | 0,7969773 | 0,4302356 | 0,5914962 | 0,9113622 | 0,4634969 | 0,6372245 | 0,9818193 |
| B2 - Cooperativa de eletrificação rural | 0,3762367 | 0,5172576 | 0,7969773 | 0,4302356 | 0,5914962 | 0,9113622 | 0,4634969 | 0,6372245 | 0,9818193 |
| B2 - Madrugada - irrigação (redução de 67%) sobre a Tarifa B2 - Rural para o período das 21:30h às 06:00h | | | | | | | | | |
| B3 - Serviço de Saneamento (redução de 15%) | | | | 0,5604233 | 0,7726109 | 1,1934936 | 0,6037495 | 0,6037495 | 0,8323411 |
| Consumo (Alíquota do ICMS) | Até 200 (12%) | | | 201 a 1000 (18%) | | | 1001 acima (21%) | | |
| B3 - Comercial/Industrial | 0,5604233 | 0,7726109 | 1,1934936 | 0,6037495 | 0,8323411 | 1,2857621 | 0,6280257 | 0,8658088 | 1,3374614 |
| Consumo (Alíquota do ICMS) | Até 200 (12%) | | | 201 a 500 (18%) | | | 501 acima (25%) | | |
| B3 - Poder Público | 0,5604233 | 0,7726109 | 1,1934936 | 0,6037495 | 0,8323411 | 1,2857621 | 0,6280257 | 0,8658088 | 1,3374614 |

(Fora Ponta: das 23h às 17h; Inter.: das 17h às 18h e das 21h às 22h; Ponta: das 18h às 21h.)

FONTE: (CEB 2019).

Anexo 12 – Tarifas industriais para o consumo de água tratada da Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal utilizado para cálculo do custo do projeto da planta de purificação no capítulo 5.

| INDUSTRIAL | | | | | | |
|---|--------|------------|----------------------------|------------------------|----------------|-----------------|
| Faixa m3 | | Vol. Faixa | Alíquota (R\$) Preço p/ m3 | Fator de Correção(R\$) | Da Faixa (R\$) | Acumulado (R\$) |
| 1 | 0 a 10 | 10 | 7,97 | 0,00 | 79,70 | 79,70 |
| 2 | > 10 | 5 | 12,02 | 40,50 | | - |
| Observações: REAJUSTE | | | | | | ÍNDICE |
| REAJUSTE DEFINIDO PELA RESOLUÇÃO SEI-GDF Nº 06, DE 29 DE ABRIL DE 2019. | | | | | | 3,45% |

FONTE: (CAESB 2019).