



PROJETO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**PROJETO DE UMA TORRE
DE DESTILAÇÃO PARA SEPARAÇÃO
DE AROMÁTICOS**

HOMERO AIDAR NETO

LAIANE CARVALHO DOS SANTOS

LUÍS DE SOUSA FERREIRA NETO

INSTITUTO DE QUÍMICA
UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
Instituto de Química

PROJETO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**PROJETO DE UMA TORRE
DE DESTILAÇÃO PARA SEPARAÇÃO
DE AROMÁTICOS**

HOMERO AIDAR NETO

LAIANE CARVALHO DOS SANTOS

LUÍS DE SOUSA FERREIRA NETO

*Projeto de graduação em Engenharia Química submetido ao Instituto de Química
como requisito parcial para obtenção
do grau de Bacharelado em Engenharia Química*

Banca Examinadora

Prof. Dr. Jose Joaquin Linares Leon, IQ/UnB
Orientador

Brasília, Outubro de 2021

DEDICATÓRIA

Dedicamos este trabalho às nossas famílias, aos nossos amigos e companheiros de curso, "Galerinha da EQ e EM", e a Deus.

Dedico este trabalho, em especial, aos meus colegas do grupo PET-Química/UnB e à tutora Profa. Dra. Elaine Rose Maia cujos ensinamentos jamais esquecerei.

Luís de Sousa Ferreira Neto

Dedico este trabalho, com muito carinho e gratidão, aos meus pais e padrastos, que sempre buscaram me apoiar nos meus sonhos, e à minha querida namorada Rayssa, pessoa que me inspira e me faz um homem melhor ("*Mares serenos nunca fizeram bons marinheiros*").

Homero Aidar Neto

Dedico este trabalho aos meus familiares, em especial, aos meus pais pelos sacrifícios e batalhas que tiveram que enfrentar para que eu chegasse até aqui. Agradeço também a todas as pessoas que encontrei pelo caminho, em especial, os meus amigos Homero Aidar e Luis Neto por tornarem os últimos 5 anos tão especiais.

Laiane Carvalho dos Santos

AGRADECIMENTOS

Aos nossos colegas, por nos ajudarem a ultrapassar os obstáculos vencidos ao longo do curso.

Aos nossos professores, em especial ao Prof. Dr. José Joaquín Linares León, pelas correções e ajuda ao longo da escrita e desenvolvimento do trabalho.

RESUMO

O trabalho versa sobre o projeto de uma torre de destilação para separação de aromáticos gerados por meio da reforma catalítica da Nafta, uma fração do petróleo. Os principais objetivos buscados com o projeto foram a especificação das correntes presentes no processo e a otimização da operação em termos de custo do processo para diferentes razões de refluxo. Além disso, o projeto térmico dos trocadores de calor e do sistema de bombeamento da operação foram efetuados. Feito isso, verificou-se que o número de pratos que apresenta o melhor custo-benefício para torre é de 35 com uma razão de refluxo de 0,75. De posse desses parâmetros, o projeto da torre foi finalizado com a determinação da estratégia de controle apropriada para manutenção da qualidade dos produtos e com a especificação da instrumentação e tubulação necessárias.

ABSTRACT

The work deals with the design of a distillation tower for the separation of aromatics generated through the catalytic reform of Nafta, a fraction of petroleum. The main objectives pursued with the project were the specification of the currents present in the process and the optimization of the operation in terms of process cost for different reflux ratios. In addition, the thermal design of the heat exchangers and the operation's pumping system were carried out. After that, it was found that the number of plates that presents the best cost-benefit ratio for the tower is 35 with a reflux ratio of 0.75. With these parameters in hand, the tower project was completed with the determination of the appropriate control strategy to maintain the quality of the products and with the specification of the necessary instrumentation and piping.

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|-----|---|----|
| 3.1 | Diagrama do sistema de destilação..... | 5 |
| 4.1 | Gráfico do número de pratos pelo custo total em reais para determinação do ponto de menor custo. | 16 |
| 4.2 | Diagrama simplificado do processo..... | 19 |
| 4.3 | Diagrama P&ID do processo de destilação em uma coluna de pratos. | 20 |

LISTA DE TABELAS

| | | |
|------|--|----|
| 3.1 | Sistema de unidades utilizado. | 6 |
| 4.1 | Análise econômica para construção da coluna de destilação (C-1)..... | 9 |
| 4.2 | Custo da bomba em função do número de pratos..... | 10 |
| 4.3 | Investimento no pulmão em função do número de pratos da coluna de destilação | 11 |
| 4.4 | Calor trocado nos equipamentos | 12 |
| 4.5 | Temperaturas médias logarítmicas | 12 |
| 4.6 | Parâmetros para o Condensador E-1 em função do número de pratos..... | 13 |
| 4.7 | Parâmetros para o refulvador E-2 em função do número de pratos..... | 13 |
| 4.8 | Custo dos serviços auxiliares. | 14 |
| 4.9 | Dados da água de refrigeração. | 14 |
| 4.10 | Dados do vapor de aquecimento. | 14 |
| 4.11 | Custos operativos em função do número de pratos..... | 15 |
| 4.12 | Custos totais em função do número de pratos. | 15 |
| 4.13 | Custos totais do projeto referentes anos de 2007 e 2021..... | 16 |

LISTA DE ABREVIATURAS

| | |
|-------|--|
| DWC | <i>Divided Wall Column</i> (Coluna de Parede Dividida) |
| US\$ | Dólar - Estados Unidos da América |
| USGC | <i>United States Gulf Coast</i> (Costa do Golfo dos Estados Unidos) |
| R\$ | Real - Brasil |
| CEPCI | <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> (Índice de Custo de Planta de Engenharia Química) |

LISTA DE SÍMBOLOS

| | |
|-------------------------------|---|
| g | Aceleração da gravidade |
| h_{coluna} | Altura da coluna de destilação |
| $h_{\text{líquido}}$ | Altura de líquido |
| h_{fundo} | Altura mínima de fundo |
| A | Área de troca térmica do trocador de calor |
| C_e | Custo do equipamento, sendo que e = Torre, Bomba, pulmão, condensador, refeedor, AR (água de refrigeração), VA (vapor de aquecimento), ELE (eletricidade) |
| C_p | Calor específico da água |
| $Q_{\text{condensador}}$ | Calor trocado no condensador |
| $Q_{\text{refervedor}}$ | Calor trocado no refeedor |
| U | Coefficiente global de troca térmica |
| L | Comprimento do vaso pulmão |
| $\rho_{\text{água}}$ | Densidade da água |
| ρ_L | Densidade do líquido |
| ρ_G | Densidade do vapor |
| $D_{\text{mínimo}}$ | Diâmetro mínimo da torre de destilação |
| $D_{\text{pulmão}}$ | Diâmetro do vaso pulmão |
| ΔT_{ml} | Diferença de temperatura média logarítmica |
| η_{ele} | Eficiência elétrica da bomba |
| η_{hid} | Eficiência hidráulica da bomba |
| E | Eficiência da solda |
| e | Espessura da parede do vaso |
| F_t | Fator de correção para trocadores de calor |
| X | Fator de complexidade |
| I_e | Custo do investimento, sendo que e = Torre, Bomba, pulmão, condensador, refeedor |
| N | Número de pratos da coluna de destilação |
| W | Peso do material utilizado na construção do vaso |
| $P_{\text{ot}_{\text{bomb}}}$ | Potência da bomba |
| $P_{\text{admissão}}$ | Pressão de admissão na bomba |
| P_D | Pressão de desenho |
| $P_{\text{condensador}}$ | Pressão do condensador |
| $P_{\text{hidrostática}}$ | Pressão dada pela altura da coluna até metade do diâmetro do tanque-pulmão |
| $P_{\text{impulsão}}$ | Pressão de impulsão na bomba |
| P_{topo} | Pressão do topo da coluna |
| $S_{\text{mínimo}}$ | Seção transversal mínima |
| CA | Sobre espessura de corrosão |
| T_1 | Temperatura fria de entrada |

| | |
|-----------------------|---|
| T_2 | Temperatura fria de saída |
| t_1 | Temperatura quente de entrada |
| t_2 | Temperatura quente de saída |
| S_t | Tensão máxima que pode resistir o material |
| $Q_{\text{máximo}}$ | Vazão volumétrica máxima da torre de destilação |
| ν_{limite} | Velocidade limite |
| $V_{\text{pulmão}}$ | Volume do tanque-pulmão |

SUMÁRIO

| | | |
|----------|--|-----------|
| 1 | INTRODUÇÃO | 1 |
| 2 | FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA | 2 |
| 2.1 | AROMÁTICOS | 2 |
| 2.2 | DESTILAÇÃO DE AROMÁTICOS | 3 |
| 2.3 | OBJETIVOS DO TRABALHO | 3 |
| 2.3.1 | OBJETIVO GERAL | 3 |
| 2.3.2 | OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 3 |
| 3 | METODOLOGIA | 5 |
| 3.1 | DESCRIÇÃO E DADOS TERMODINÂMICOS DO PROCESSO | 5 |
| 3.2 | OTIMIZAÇÃO DA COLUNA | 6 |
| 4 | RESULTADOS E DISCUSSÃO | 7 |
| 4.1 | OTIMIZAÇÃO DA TORRE DE DESTILAÇÃO | 7 |
| 4.1.1 | COLUNA DE DESTILAÇÃO (C-1) | 7 |
| 4.1.2 | BOMBA DE REFLUXO (P-1) | 9 |
| 4.1.3 | TANQUE-PULMÃO (C-2) | 11 |
| 4.1.4 | TROCADORES DE CALOR (E-1, E-2) | 12 |
| 4.1.5 | CUSTOS OPERATIVOS | 13 |
| 4.1.6 | OTIMIZAÇÃO DA TORRE DE DESTILAÇÃO | 15 |
| 4.2 | INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE | 16 |
| 4.2.1 | SISTEMAS DE CONTROLE | 16 |
| 4.2.2 | SISTEMAS DE ALARMES | 17 |
| 4.3 | PROJETO DAS TUBULAÇÕES | 17 |
| 4.4 | DIAGRAMA MECÂNICO DE PROCESSOS | 18 |
| 5 | CONCLUSÃO | 21 |
| | REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 22 |
| | APÊNDICES | 23 |

1 INTRODUÇÃO

A operação de destilação é a tecnologia mais empregada industrialmente em processos de separação (1). Tal tecnologia é executada nas chamadas torres ou colunas de destilação, que são vasos de pressão cilíndricos com grandes diâmetros, contendo vários componentes internos escolhidos de forma a propiciar a melhor separação tanto de misturas binárias como multicomponentes (2).

A operação é fundamentada na diferença de volatilidade entre os constituintes da mistura. Primeiramente, ocorre a geração de um sistema de duas fases (uma líquida e outra gasosa, produzidas pela evaporação e condensação da mistura alimentada); em seguida a transferência de massa através de uma interface e por fim a separação das fases (3). O líquido e o vapor são colocados em contato por meio de um fluxo em contracorrente e a troca mássica ocorre devido ao fato de as fases não estarem em equilíbrio termodinâmico, mas coexistirem em zonas que se diferem em condições de temperatura, pressão, composição e/ou estado físico. Uma forma de aumentar a eficiência da separação é promover múltiplos contatos, no mesmo equipamento, entre as fases líquida e vapor. Com isso ocorre um enriquecimento progressivo da fase vapor no componente mais volátil e da fase líquido no componente menos volátil. Esse mecanismo é o principal princípio que caracteriza as colunas de destilação contínuas com estágios de equilíbrio.(4)

Outra vantagem da separação por destilação está no fato de não ser necessário a adição de nenhum componente para auxiliar na operação, diferentemente do que ocorre no caso da extração. No entanto, dentre as desvantagens do método está a alta demanda energética do processo, justamente devido às elevadas solicitações energéticas dos trocadores de calor: refeedor e condensador. Soma-se a isso, a possibilidade de degradação térmica de determinados componentes do fluido (1). Outrossim, cabe salientar que todos os parâmetros do processo são codependentes, isto é, uma variação na temperatura causa uma variação na pressão e vice-versa.

É importante frisar que o processo de separação só pode ser controlado a partir do suprimento de calor para o sistema, por isso torna-se importante um projeto térmico para a torre de destilação. Nesse contexto, estão sendo estudadas formas de reduzir os custos energéticos nas indústrias, introduzindo a chamada intensificação de processos. Nesse aspecto, a Coluna de Parede Dividida (*Divided Wall Column* - DWC), oferece vantagens na otimização de processos em diversos aspectos, como custo de projeto, área de instalação, redução do custo de operação em função de um menor consumo energético (5).

Entretanto, nem só de energia se vale uma torre de destilação, outros fatores são considerados no projeto da coluna, como a modelagem e os cálculos das propriedades físicas das correntes de entrada e saída da coluna, balanços de massa e energia, estudo de otimização (melhores rendimentos e menores custos), cálculos de dimensionamento, os quais envolvem parâmetros como vazão de alimentação e perda de carga. Ademais, fatores estruturais como tubulações e sistemas de controle e instrumentação devem ser estudados e projetados.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 AROMÁTICOS

Os aromáticos ou compostos aromáticos, são geralmente formados de estruturas conjugadas cíclicas com seis carbonos e reconhecidos como produtos químicos de alto valor, sendo constituintes de um vasto grupo de substâncias químicas, têm diversas aplicações nas indústrias química, alimentícia, cosmética e farmacêutica (6). A maioria dos aromáticos no mercado é produzida por síntese química derivada do petróleo ou pelo isolamento de compostos naturais produzidos a partir de plantas (6). Uma das frações mais importantes do petróleo é a nafta, que após sofrer o processo de reforma catalítica produz a chamada nafta reformada (7). Dessa forma, a corrente gerada apresenta em sua composição elevada quantidade de benzeno, tolueno, xileno, e cumeno.

O descarte inadequado dessa mistura pode provocar danos ambientais e a saúde humana, logo faz-se importante a separação de seus compostos uma vez que, ao longo das últimas décadas, a questão ambiental tem se tornado uma preocupação mundial devido ao aumento populacional e das atividades industriais. Dessa forma, dado que os compostos aromáticos são tóxicos e apresentam maior solubilidade em água, devem ser devidamente separados e destinados ao uso como matéria prima de muitos processos industriais (8).

O benzeno é um líquido incolor com odor característico de hidrocarboneto aromático e extremamente inflamável. Sua fórmula molecular é C_6H_6 , massa molar de 78,11 g/mol e ponto de ebulição de $80^\circ C$ (9). As aplicações do benzeno são inúmeras, pode ser utilizado como matéria-prima de diversos outros compostos orgânicos (estirenos, plásticos, polímeros etc.) e como aditivos em combustíveis automotivos. O benzeno também já foi utilizado como solvente orgânico de tintas e diversos tipos de colas. Porém, pelo fato de ser uma substância tóxica, foi substituído por outros tipos de solventes, como o tolueno, que possui similaridade nas propriedades químicas, mas não é cancerígeno.

Tolueno ou metil-benzeno é um hidrocarboneto aromático, incolor e de odor característico. Sua fórmula molecular é $C_6H_5CH_3$ e possui massa molar de 92,15 g/mol. É utilizado na formulação de tintas e vernizes, na repintura de botijões de gás e na produção de secantes, aditivos, desinfetantes e ácido benzoico (9).

Já o xileno é um hidrocarboneto aromático amplamente utilizado na indústria como um solvente. É um gás incolor, com cheiro doce e pode apresentar-se no estado líquido ou gasoso. E pode ser encontrado naturalmente no petróleo, carvão e alcatrão vegetal. Tem fórmula molecular $C_6H_4(CH_3)_2$ e é denominado como dimetil-benzeno porque consiste de um anel de seis carbonos ao qual dois grupos metil podem estar ligados em posição orto, para ou meta, são conhecido, também, como xilol e dimetil-tolueno (9).

Por fim, o Cumeno, nome comum para o composto orgânico isopropilbenzeno, é um hidrocarboneto aromático de fórmula molecular C_9H_{12} . É um constituinte do óleo bruto e de combustíveis refinados e um líquido incolor inflamável cujo ponto de ebulição é de $152^\circ C$.

2.2 DESTILAÇÃO DE AROMÁTICOS

A destilação é processo de separação antigo, não é fácil estimar precisamente quais das primeiras civilizações foram as criadoras do processo, podendo ter sido os persas para a produção de água de rosas, óleo de rosas e outros perfumes, ou pelos egípcios, para a destilação de óleos essenciais de ervas (2).

O método de separação é baseado no equilíbrio líquido-vapor de misturas, bem como na diferença de volatilidade entre os seus componentes, os quais relacionam-se por seus pontos de ebulição e por meio da aplicação e remoção de calor com o auxílio de equipamentos de troca térmica. A composição das fases líquida e gasosa, em geral, não muda, apenas a quantidade dos componentes é relativamente diferente. O líquido está em seu ponto de bolha e o vapor em equilíbrio em seu ponto de orvalho. Este princípio é básico para o funcionamento do processo, independente se é convencional ou se trata-se de uma destilação com novas tecnologias (2).

Os aromáticos são químicos obtidos principalmente do refino do petróleo. O refino do petróleo tem como objetivo separar as frações que o compõe, processando-as e transformando-as em produtos de grande utilidade. Alguns exemplos de processos de separação são: destilação atmosférica, destilação a vácuo, desaromatização a furfural, desparafinação a furfural e separação de aromáticos, dentre outros. O escopo deste trabalho é uma unidade de destilação para separação de aromáticos em uma torre contínua, os dados disponíveis para o projeto foram obtidos por meio do software *Aspen HYSYS®*.

2.3 OBJETIVOS DO TRABALHO

2.3.1 Objetivo geral

Este trabalho visa o projeto de uma torre de destilação para separação de aromáticos. A mistura é composta de 20% de benzeno, 30% de tolueno, 10% de xileno e 40% de cumeno em base molar. A separação é necessária em função das diferentes aplicações de cada componente. Na torre de destilação fracionada, o alimento entra no ponto de bolha a uma pressão de 0,2 kg/cm² relativos. Desse modo, busca-se que 99,8% do cumeno seja extraído pelo resíduo e 99,5% do tolueno pelo destilado.

2.3.2 Objetivos específicos

- Especificações de todas as correntes de processo;
- Otimização da torre de destilação, trabalhando com diferentes razões (L_D/D) acima da taxa $(L_D/D)_{\text{mínima}}$;
- Projeto do sistema de bombeamento do líquido até o topo da coluna no sistemas de refluxo;
- Projeto térmico da caldeira e condensador de topo;
- Instrumentos e sistemas de controle a serem colocados;
- Projeto das tubulações;

- Projeto dos sistemas de segurança, incluindo-se alarmes, interruptores e válvulas de segurança se necessários;
- Diagrama mecânico de processos.

3 METODOLOGIA

3.1 DESCRIÇÃO E DADOS TERMODINÂMICOS DO PROCESSO

Com o auxílio de software de simulação *Aspen HYSYS®*, obteve-se os dados extraídos de suas bases termodinâmicas, como as propriedades físicas das correntes de entrada e saída. Da simulação também se obteve, por meio da variação do refluxo, o número de pratos ótimos para a coluna de destilação. Dessa forma, selecionou-se quatro casos, isto é, quatro números de pratos diferentes e que apresentaram bons resultados de separação e, de posse deles, realizou-se a otimização de todo o processo, sendo considerado, ao final, aquele que forneceu o melhor custo benefício para o projeto.

A Figura 3.1 apresenta o diagrama do sistema de destilação.

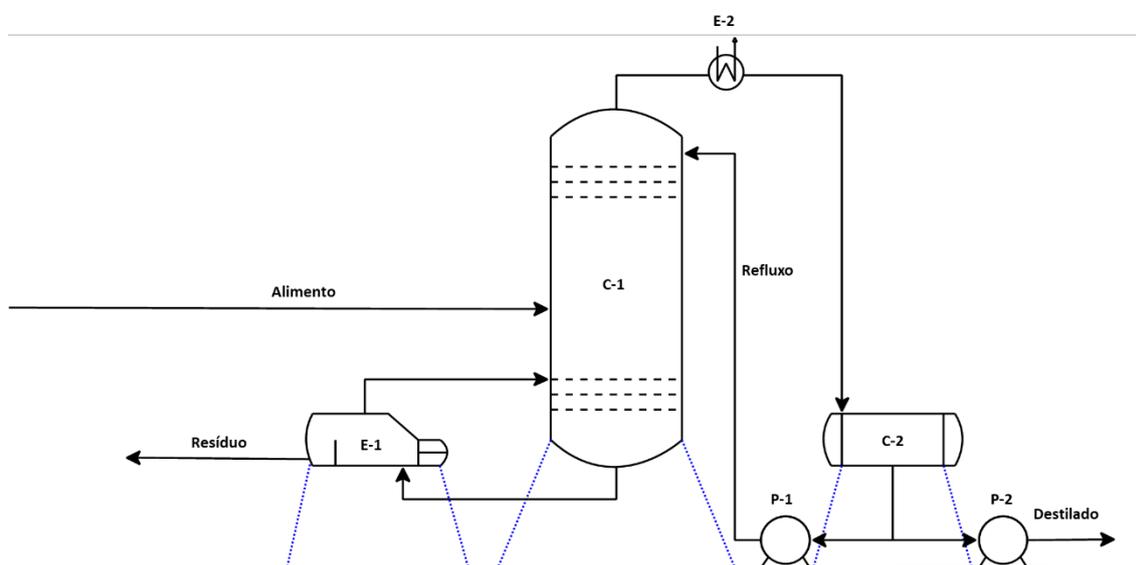


Figura 3.1: Diagrama do sistema de destilação.

A mistura entra diretamente na torre de destilação fracionada (vaso C-1) onde se realiza a separação necessária para obter os produtos desejados. O produto de topo da coluna é condensado totalmente no condensador E-1 e, em seguida, é enviado ao recipiente pulmão (ou acumulador) C-2. Com o auxílio da bomba P-1, parte desse condensado é enviado de volta à coluna como refluxo de topo e o restante constitui a corrente destilado, cuja destinação não está incluída neste projeto.

No fundo da coluna, parte do líquido acumulado é aquecido no refeedor E-1 para ser vaporizado e devolvido à torre como refluxo de fundo, enquanto a outra parte constitui a corrente de cumeno que é o produto de fundo (resíduo).

A tabela 3.1 apresenta o sistema de unidades utilizado no projeto.

Tabela 3.1: Sistema de unidades utilizado.

| Propriedade | Unidade |
|---|---|
| Temperatura | °C |
| Pressão | kg/g cm ² |
| Peso (massa) | kg |
| Volume de líquidos | m ³ |
| Volume de gases | m ³ (nas condições de fluxo e/ou a 0°C e 1 atm) |
| Vazão de líquidos | m ³ /h (a 15°C) |
| Vazão de gases | m ³ /h (nas condições de fluxo e/ou a 0°C e 1 atm) |
| Vazão de vapor | kg/h |
| Calor | kcal |
| Potência térmica/elétrica | kcal/h, kW |
| Densidade | kg/m ³ |
| Coefficiente de transmissão de calor | kcal/h.m ² .°C |
| Viscosidade | cP |
| Tamanho de equipamento e comprimento de tubulação | mm |
| Diâmetro de tubulação | Polegada |

3.2 OTIMIZAÇÃO DA COLUNA

De posse dos dados termodinâmicos e dos valores de equilíbrio para os quatro casos mencionados anteriormente, utilizou-se do software *Excel* para a realização da otimização da coluna. Assim, os custos dos equipamentos foram calculados conforme a seguinte equação 3.1:

$$C_e = a + bS^n \quad (3.1)$$

onde,

- C_e : custo do equipamento a ser adquirido, em dólar (US\$) com base *U.S. Gulf Coast* (Costa do Golfo dos Estados Unidos) de janeiro de 2007;
- a e b: constantes de custo;
- S: parâmetro de dimensionamento;
- n: expoente por tipo de equipamento.

Para o cálculo baseado na equação 3.1, utilizando dados da Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design* (10), vale a consideração de que os equipamentos são constituídos de aço carbono.

Ademais, incluem-se no investimento da planta também os custos operativos, relacionados com os serviços auxiliares, como água de refrigeração (condensador), vapor de aquecimento (refervedor) e eletricidade.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 OTIMIZAÇÃO DA TORRE DE DESTILAÇÃO

A otimização da coluna baseia-se na avaliação dos custos de se projetar o sistema de destilação apresentado para diferentes números de pratos. O prato ótimo de alimentação, isto é, aquele que fornece os melhores resultados para a separação, foi obtido na simulação, bem como os dados de balanços de massa e energia para os equipamentos envolvidos no processo. Assim, de posse dos fatores econômicos (S) de cada equipamento, calculou-se os custos dos mesmos por meio da equação (1). Ademais, são contabilizados também os custos operativos, os quais correspondem aos custos dos serviços auxiliares necessários para o funcionamento da planta. Ao final, escolhe-se o caso em que a o sistema Torre-Refervedor-Condensador-Pulmão-Bomba, com o devido número de pratos na coluna, forneça o menor custo de implantação.

As fórmulas utilizadas foram retiradas de Towler & Sinnott (10) e os custos são calculados em base *U.S. Gulf Coast* (USGC), que representa o custo de construir uma planta na região da Costa do Golfo dos Estados Unidos. A base utilizada está em USGC de janeiro de 2007. Ao final do cômputo de todos os custos, é feita a atualização dos custos para 2021, necessitando corrigir conforme a inflação, e a transformação para os custos de se fabricar tal planta no Brasil (R\$). Um índice comumente utilizado na indústria é o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*). Sendo assim, o custo atualizado é dado pela relação:

$$\text{Custo do ano considerado} = \text{Custo de referência} \times \frac{\text{Índice do ano considerado}}{\text{Índice do ano de referência}} \quad (4.1)$$

4.1.1 Coluna de destilação (C-1)

Os custos da coluna envolvem fatores como o peso e o número de pratos. Assim, inicia-se com o cálculo da velocidade limite na coluna por meio da Equação de York, dada por:

$$v_{limite} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (4.2)$$

onde,

- k é uma constante empírica, cujo valor adotado foi de 0,23;
- ρ_L é a densidade mássica do líquido;
- ρ_G a densidade do vapor.

A área da seção transversal mínima ($S_{mínimo}$) da coluna com base na vazão volumétrica máxima especificada no projeto, é calculada como:

$$S_{mínimo} = \frac{Q_{máximo}}{v_{limite}} \quad (4.3)$$

Tendo a área calculada e sabendo que a coluna de destilação é um vaso cilíndrico de diâmetro constante ao longo de sua extensão, o diâmetro mínimo ($D_{\text{mínimo}}$) foi calculado com base na área de acordo com a seguinte fórmula:

$$D_{\text{mínimo}} = \sqrt{\frac{4 \times S_{\text{mínimo}}}{\pi}} \quad (4.4)$$

Por motivo de segurança, considerou-se o valor do diâmetro sobre-dimensionado em 20%.

Para o cálculo da altura do fundo da coluna foi considerado um tempo de retenção de 6 minutos, visto que o seu cálculo interfere na altura da coluna. Assim:

$$h_{\text{fundo}} = \frac{Q_{\text{fundo}}}{S_{\text{mínimo}}} \times \frac{10 \text{ min}}{60 \text{ min/h}} \quad (4.5)$$

em que

- h_{fundo} é a altura de líquido no fundo;
- Q_{fundo} é a vazão de produto de fundo.

Dessa forma, a altura total da coluna (h_{coluna}) foi obtida somando os refluxos de topo e fundo, o espaçamento entre os pratos e os espaçamento para os bocais de alimentação. Assim, a equação correspondente para o cálculo da altura total é:

$$h_{\text{coluna}} = (N - 2) \times 0,46 + 0,91 \times 3 + h_{\text{fundo}} \quad (4.6)$$

em que N é o número de pratos da coluna.

A espessura das paredes (e) da coluna podem ser calculadas por meio da equação abaixo que depende da pressão de desenho (P_D) do diâmetro da torre, da sobre espessura de corrosão (C.A.= 3 mm) e das características do material usado na fabricação. Como foi utilizado aço carbono a pressão e temperatura moderadas, as constantes são, respectivamente, 1055 e 0,85.

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D}{2}\right) \cdot 1000}{S_t E - 0,6 P_D} + C.A. \quad (4.7)$$

Por fim, o peso do material utilizado na construção da torre (W) foi calculado utilizando-se o diâmetro, a altura e a espessura da torre, bem como um fator de complexidade X. Como se trata de um caso complexo, esse fator assumirá um valor de 4.

$$W = 24,6 D (h_{\text{coluna}} + 0,8 D) (e + X) \quad (4.8)$$

Com isso, o custo do material da torre, em dólares Gulf Coast de 2007, é dado por:

$$C_{\text{Torre}}(2007) = 10000 + 29 \times W^{0,85} \quad (4.9)$$

E o custo dos pratos é obtido como:

$$C_{Pratos}(2007) = N \times (180 + 340 \times D^{1,9}) \quad (4.10)$$

Assim, pode-se calcular o investimento fixo da coluna contando com os pratos. Um método para estimação rápida do investimento fixo (I) é através do método de Lang, conforme equação seguinte:

$$I = d \times C \quad (4.11)$$

onde, C é o custo e d é um fator denominado por fator de Lang e assume valores dependentes da natureza do processo: 3,10 (processo com sólidos); 4,74 (processo com fluidos) e 3,63 (processo misto). Neste caso, para o processo com fluidos, o investimento fixo é:

$$Investimento_{coluna} = 4,74 \times (C_{Torre} + C_{Pratos}) \quad (4.12)$$

Esses cálculos foram feitos para cada um dos quatro casos e os resultados estão apresentados na Tabela 4.1:

Tabela 4.1: Análise econômica para construção da coluna de destilação (C-1).

| Fator | 35 pratos | 24 pratos | 17 pratos | 13 pratos |
|--|-----------|-----------|-----------|-----------|
| v_{limite} (m/s) | 1,17 | 1,17 | 1,17 | 1,17 |
| $S_{mínimo}$ (m ²) | 0,62 | 0,70 | 1,06 | 2,11 |
| $D_{mínimo}$ (m) | 0,89 | 0,95 | 1,16 | 1,64 |
| h_{coluna} (m) | 21,39 | 16,18 | 12,60 | 10,41 |
| e (mm) | 5,08 | 5,22 | 5,72 | 6,85 |
| W (kg) | 5277,15 | 4401,94 | 4563,03 | 6289,36 |
| Investimento _{coluna} - (2007) (USGC) | 341079,52 | 289008,35 | 290427,99 | 367046,67 |

4.1.2 Bomba de refluxo (P-1)

A bomba centrífuga P-1 é responsável por retornar parte do destilado de volta para a coluna (Refluxo). O modelo da bomba irá depender da pressão que ela deve fornecer e da vazão necessária e do tipo de produto.

A pressão que entra na bomba é chamada de pressão de admissão ($P_{admissão}$), que depende da altura do líquido nos recipientes, das perdas de carga e também da altura da coluna, levando em consideração o fluido e a gravidade, como na equação a seguir:

$$P_{admissão} = P_{condensador} + P_{hidrostática} - \text{Perda de Carga} \quad (4.13)$$

A pressão no condensador foi considerada 0,0 kg/cm², a soma da elevação do líquido no pulmão é metade do diâmetro e a elevação do pulmão em relação a bomba é de 3 metros, g vale 9,81 m/s², a densidade do líquido é 796,7 kg/m³. A perda de carga foi considerada desprezível.

A pressão de impulsão ($P_{impulsão}$) é calculada levando em consideração a pressão no prato superior, a altura do líquido, a gravidade, a densidade do fluido e a perda de carga.

$$P_{impulsão} = P_{topo} + P_{hidrostática} + P_{válvula} \quad (4.14)$$

Sendo a pressão do topo igual a pressão do condensador de 0,35 kg/cm² e a pressão da válvula de 10000 Pa. A diferença de pressão é dada por:

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{admissão} \quad (4.15)$$

A potência da bomba é calculada em função dessa diferença de pressão, da vazão volumétrica do refluxo (Q_{ref}), bem como das eficiências hidráulica (η_{hid}) e elétrica (η_{ele})

$$Pot_{bomba} = \frac{Q_{ref} \times \Delta P}{3600 \times \eta_{hid} \times \eta_{ele}} \quad (4.16)$$

A eficiência hidráulica considerada vale 0,45 e a elétrica 0,9. A potência da bomba é sobre-dimensionada em 20%, conforme especificações de projeto.

O custo da bomba é dado pela soma dos custos da turbina e da carcaça, por meio das seguintes equações:

$$C_{turbina} = -12000 + 1630 \times (Pot^1)^{0,75} \quad (4.17)$$

$$C_{carcaça} = 6900 + 206 \times (Q_{ref})^{0,9} \quad (4.18)$$

$$C_{bomba} = C_{turbina} + C_{carcaça} \quad (4.19)$$

$$I_{bomba} = 4,74 \times C_{bomba} \quad (4.20)$$

Tabela 4.2: Custo da bomba em função do número de pratos.

| Número de pratos | Potência (kW) | Custo do motor (U\$2007) | Custo da carcaça (U\$2007) | Investimento (U\$2007) |
|------------------|---------------|--------------------------|----------------------------|------------------------|
| 35 | 0,49 | 39545,13 | 7133,64 | 221257,35 |
| 24 | 0,50 | 39545,13 | 7202,86 | 221585,48 |
| 17 | 0,79 | 39545,13 | 7463,76 | 222822,11 |
| 13 | 1,63 | 39545,13 | 8188,75 | 226258,56 |

¹Como as potências calculadas nos casos foram inferiores ao valor mínimo dado pela correlação (100 kW), considerou-se o valor mínimo de 100 kW como parâmetro.

4.1.3 Tanque-pulmão (C-2)

O tanque-pulmão tem a função de armazenar o líquido que sai do condensador e garantir que a coluna receba um refluxo com uma vazão constante.

O volume de líquido retido no pulmão ($V_{\text{Pulmão}}$) é encontrado utilizando-se as vazões de refluxo (Q_{Refluxo}) e de destilado ($Q_{\text{Destilado}}$). O pulmão opera com 50% de sua capacidade, sendo assim seu volume deve ser o dobro do volume de líquido com um tempo de retenção de 10 minutos (ou 1/6 de hora). Sendo assim, seu volume é calculado conforme abaixo:

$$V_{\text{pulmão}} = 2 \times V_{\text{líquido}} = 2 \times \frac{1}{6} \times (Q_{\text{refluxo}} + Q_{\text{destilado}}) \quad (4.21)$$

Com o volume do pulmão é possível determinar o seu diâmetro mínimo que é encontrado a partir de uma razão entre comprimento e diâmetro (L/D) fixa. Estipulou-se uma razão L/D = 5, como valor ideal. Sendo assim, o diâmetro mínimo do pulmão é calculado conforme:

$$D_{\text{pulmão}} = \left(\frac{4 \cdot V_{\text{pulmão}}}{\pi \cdot \frac{L}{D}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4.22)$$

Como o pulmão é um vaso sob pressão assim como a coluna, o cálculo de suas especificações é dado de maneira análoga. Assim, por meio da equação (4.7) é calculada a espessura do pulmão (e) e o peso do material utilizado ($W_{\text{pulmão}}$) é obtido pela equação (4.8), considerando um fator de complexidade (X) de valor 2. Por ser um vaso horizontal, o cálculo do custo do pulmão é dado por:

$$C_{\text{pulmão}}(2007) = 8800 + 27 \times (W_{\text{pulmão}})^{0,85} \quad (4.23)$$

Dessa forma, o investimento fixo é dado por:

$$I_{\text{pulmão}}(2007) = 4,74 \times C_{\text{pulmão}}(2007) \quad (4.24)$$

Tabela 4.3: Investimento no pulmão em função do número de pratos da coluna de destilação

| Número de pratos | Volume do pulmão (m ³) | Diâmetro mínimo (m) | Comprimento (m) | Peso (kg) | Investimento (2007) |
|------------------|------------------------------------|---------------------|-----------------|-----------|---------------------|
| 35 | 3,22 | 0,94 | 4,68 | 853,86 | 81414,75 |
| 24 | 3,68 | 0,98 | 4,89 | 944,99 | 84988,71 |
| 17 | 5,51 | 1,12 | 5,60 | 1286,20 | 97953,18 |
| 13 | 11,04 | 1,41 | 7,06 | 2206,23 | 130682,26 |

4.1.4 Trocadores de Calor (E-1, E-2)

Neste projeto, foi considerado o condensador do tipo casco e tubo (E-1). Esse trocador de calor condensará o vapor que sai pelo topo da coluna por meio da troca térmica com a água de refrigeração. A água de refrigeração entra no equipamento a 28°C e sai a 45°C, já o fluxo de vapor saindo da coluna entra no condensador com temperatura de 150,30 °C e sai a 95,89 °C. Tais valores foram obtidos da simulação.

O refeedor (ou *reboiler*) E-2 será do tipo caldeira de tubos em U. Ele irá evaporar a corrente líquida de produto de fundo, aquecendo a mesma com uma baixa pressão de vapor. O fluxo líquido de produto de fundo entra no refeedor a 95,89°C e sai a 150,30°C. É importante citar que o vapor entra e sai do equipamento com temperatura constante de 230°C até se condensar. Com esses dados, são calculadas as temperaturas médias logarítmicas as quais são usadas para retratar a diferença média de temperatura entre os fluidos, visto que a variação de temperatura ao longo do trocador não é linear.

O calor trocado no refeedor (Q_{refeedor}) e no condensador ($Q_{\text{condensador}}$) foram obtidos por meio de simulações do sistema no programa *Aspen HYSYS*® para os diferentes números de pratos da coluna de destilação e se encontram na tabela abaixo.

Tabela 4.4: Calor trocado nos equipamentos

| Número de pratos | Q_{refeedor} (kcal/h) | $Q_{\text{condensador}}$ (kcal/h) |
|------------------|--------------------------------|-----------------------------------|
| 35 | 7,37E+05 | 7,03E+05 |
| 24 | 8,38E+05 | 8,03E+05 |
| 17 | 1,24E+06 | 1,20E+06 |
| 13 | 2,44E+06 | 2,41E+06 |

De posse desses dados, são calculadas as temperaturas médias logarítmicas, da seguinte forma:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (4.25)$$

no qual t e T são as correntes quentes e frias, respectivamente, e 1 e 2 são as correntes de entrada e saída, respectivamente.

Tabela 4.5: Temperaturas médias logarítmicas

| Número de pratos | $\Delta T_{ml(\text{cond})}$ (C) | $\Delta T_{ml(\text{ref})}$ (C) |
|------------------|----------------------------------|---------------------------------|
| 35 | 38,98 | 104,56 |
| 24 | 38,98 | 104,56 |
| 17 | 38,98 | 104,56 |
| 13 | 38,98 | 104,56 |

A área de troca térmica (A) pode ser calculada da seguinte forma:

$$A = \frac{Q}{U \times F_t \times \Delta T_{ml}} \quad (4.26)$$

sendo,

F_t , o fator de correção calculado (0,46);

Q , o calor trocado no equipamento ($Q_{\text{refervedor}}$ ou $Q_{\text{condensador}}$);

U , o coeficiente de troca térmica para cada trocador foi obtido da Tabela 12.1 do *Chemical Engineering Design* (10), sendo 900 kcal/(hm^2C) para o condensador e 1100 kcal/(hm^2C) para o refervedor.

Com isso, são calculados os custos dos trocadores, como:

$$C_{\text{condensador}} = 2400 + 46(A)^{1,2} \quad (4.27)$$

$$C_{\text{refervedor}} = 25000 + 340(A)^{0,9} \quad (4.28)$$

Dessa forma, o investimento fixo do trocador é (I_{trocador}) é obtido:

$$I_{\text{trocador}} = 4,74 \times C_{\text{trocador}} \quad (4.29)$$

Os investimentos fixos em função do número de pratos são dados nas tabelas abaixo para cada trocador de calor.

Tabela 4.6: Parâmetros para o Condensador E-1 em função do número de pratos.

| Número de pratos | Área de troca térmica (m^2) | Custo (US\$) | Investimento (US\$ 2007) |
|------------------|--|--------------|--------------------------|
| 35 | 20,03 | 25677,63 | 121711,96 |
| 24 | 22,89 | 25969,01 | 123093,13 |
| 17 | 34,32 | 27202,37 | 128939,25 |
| 13 | 68,65 | 31357,12 | 148632,75 |

Tabela 4.7: Parâmetros para o refervedor E-2 em função do número de pratos.

| Número de pratos | Área de troca térmica (m^2) | Custo (US\$) | Investimento (US\$ 2007) |
|------------------|--|--------------|--------------------------|
| 35 | 6,41 | 26809,61 | 127077,55 |
| 24 | 7,28 | 27030,01 | 128122,23 |
| 17 | 10,77 | 27887,86 | 132188,43 |
| 13 | 21,24 | 30320,38 | 143718,59 |

4.1.5 Custos Operativos

Além dos custos dos equipamentos, faz-se necessário o cálculo dos custos com serviços auxiliares, como as utilidades do trocadores de calor, isto é, a água de refrigeração para o condensador (E-1) e o vapor de aquecimento para o refervedor (E-2), além do gasto com energia elétrica.

A Tabela 4.8 apresenta esses custos, sendo que as especificações desses serviços utilizados no projeto encontram-se nas Tabelas 4.9 e 4.10 para a água de refrigeração e o vapor de aquecimento (baixa pressão),

respectivamente.

Tabela 4.8: Custo do serviços auxiliares.

| Serviços Auxiliares | Custo |
|------------------------|-----------------------|
| Água de refrigeração | 0,1 \$/m ³ |
| Vapor de baixa pressão | 10 \$/t |
| Eletricidade | 0,25 \$/kWh |

Tabela 4.9: Dados da água de refrigeração.

| Água de refrigeração | |
|------------------------|------|
| Temperatura de entrada | 28°C |
| Temperatura de saída | 45°C |

Tabela 4.10: Dados do vapor de aquecimento.

| Vapor de aquecimento (baixa pressão) | |
|--------------------------------------|--------------------------|
| Temperatura | 230°C |
| Pressão | 4,5 kg/cm ² g |

Para o cálculo dos custos operativos, considerou-se um fator de operação de 8000 horas ao ano, sendo que a planta opera com capacidade mínima de 60%. Além disso, a coluna de destilação possui pratos tipo válvula e os trocadores de calor possuem tubos com comprimento de 6100 mm. As equações utilizadas para o cômputo desses custos operativos estão dispostas abaixo:

$$C_{AR} = \dot{V}_{cond} \times 0,1\$ / m^3 \times 8000 \text{ h/ano} \quad (4.30)$$

$$C_{VA} = \dot{m}_{ref} \times 10 \$ / t \times 8000 \text{ h/ano} \quad (4.31)$$

$$C_{ELE} = Pot_{bomb} \times 0,25 \$ / kWh \times 8000 \text{ h/ano} \quad (4.32)$$

sendo, C_{AR} , custo da água de refrigeração (US\$/ano); C_{VA} , custo do vapor de aquecimento (US\$/ano); C_{ELE} , custo da energia elétrica (US\$/ano); \dot{V}_{cond} , vazão volumétrica necessária de água de refrigeração (m³/h); \dot{m}_{ref} , vazão mássica necessária de vapor de aquecimento (t/h); Pot_{bomb} , potência elétrica consumida pela bomba de refluxo (kWh).

\dot{V}_{cond} e \dot{m}_{ref} são calculados, respectivamente, de acordo com as seguintes equações:

$$\dot{V}_{cond} = \frac{Q_{condensador}}{c_p \times \rho_{\text{água}} \times \Delta T} \quad (4.33)$$

$$\dot{m}_{ref} = \frac{Q_{refervedor}}{L_{\text{água}} \times 1000} \quad (4.34)$$

sendo, c_p , calor específico da água (1 kcal/kg°C); $\rho_{\text{água}}$, densidade volumétrica da água (1000 kg/m³); $L_{\text{água}}$, calor latente do vapor de aquecimento (702,15 kcal/kg).

Os custos operativos para cada condição de número de pratos estão dispostos na Tabela 4.11.

Tabela 4.11: Custos operativos em função do número de pratos

| Número de pratos | Custo de água de refrigeração (US\$/ano 2007) | Custo de vapor de aquecimento (US\$/ano 2007) | Custo da eletricidade (US\$/ano 2007) | Custos operativos totais (US\$/ano 2007) |
|------------------|---|---|---------------------------------------|--|
| 35 | 33043,03 | 83982,06 | 985,76 | 118010,84 |
| 24 | 37760,77 | 95421,21 | 1005,29 | 134187,27 |
| 17 | 56631,75 | 141166,42 | 1573,92 | 199372,10 |
| 13 | 113263,51 | 278345,08 | 3251,22 | 394859,81 |

4.1.6 Otimização da torre de destilação

Todo projeto busca uma configuração com o menor custo possível, e por isso, foi feita uma seleção para um ótimo econômico. Os investimentos em equipamentos² e os custos operativos são somados para assim determinar esse parâmetro. A Tabela 4.13 apresenta essa avaliação econômica e o modo de operação demarcado que detém menor custo.

Tabela 4.12: Custos totais em função do número de pratos.

| Número de pratos | Custos operativos totais (US\$/ano 2007) | Custos equipamento (US\$/ano 2007) | Custos totais (US\$/ano 2007) |
|------------------|--|------------------------------------|-------------------------------|
| 35 | 118010,84 | 301000,43 | 419011,27 |
| 24 | 134187,27 | 291582,62 | 425769,90 |
| 17 | 199372,10 | 323306,24 | 522678,34 |
| 13 | 394859,81 | 440253,37 | 835113,17 |

Primeiramente, é necessário atualizar o custo total para o custo atualizado em relação ao ano de 2021 por meio da equação 4.35:

$$C_{2021} = C_{2007} \times \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{2007}} \right) \quad (4.35)$$

sendo, $CEPCI_{2007}$ (10), índice do ano referência (2007), 525,4; $CEPCI_{2021}$ ³, índice do ano atual (2021), 702,3; C_{2007} , custo total considerando o ano de referência (2007); C_{2021} , custo total atualizado para o ano atual (2021).

Por fim, após essa atualização, converteu-se o valor do dólar para a moeda brasileira (Real - R\$), considerando a conversão média do dólar no ano de 2021, valor o qual é aproximadamente R\$ 5,51⁴. A Tabela 4.13 apresenta os custos totais referentes aos anos de 2007 ($C_{\text{US\$}/2007}$), 2021 ($C_{\text{US\$}/2021}$ e $C_{\text{R\$}/2021}$)

²Como os custos dos equipamentos não estão atualizados (US\$/ano), foi necessário dividir o custo total dos equipamentos (US\$) por 3, seguindo uma convenção empírica do livro *Chemical Engineering Design* (10).

³Fonte: <https://www.chemengonline.com>

⁴Cotação média do dólar no ano de 2021.

e a Figura 4.1 representa, graficamente, a variação dos custos totais com o aumento do número de pratos.

Tabela 4.13: Custos totais do projeto referentes anos de 2007 e 2021.

| Número de pratos | $C_{US\$/2007}$ | $C_{US\$/2021}$ | $C_{R\$/2021}$ |
|-------------------------|-----------------|-----------------|----------------|
| 35 | 435815,70 | 609222,46 | 3356815,76 |
| 24 | 444360,44 | 621167,07 | 3422630,56 |
| 17 | 551134,34 | 770425,25 | 4245043,11 |
| 13 | 890572,39 | 1244922,35 | 6859522,17 |

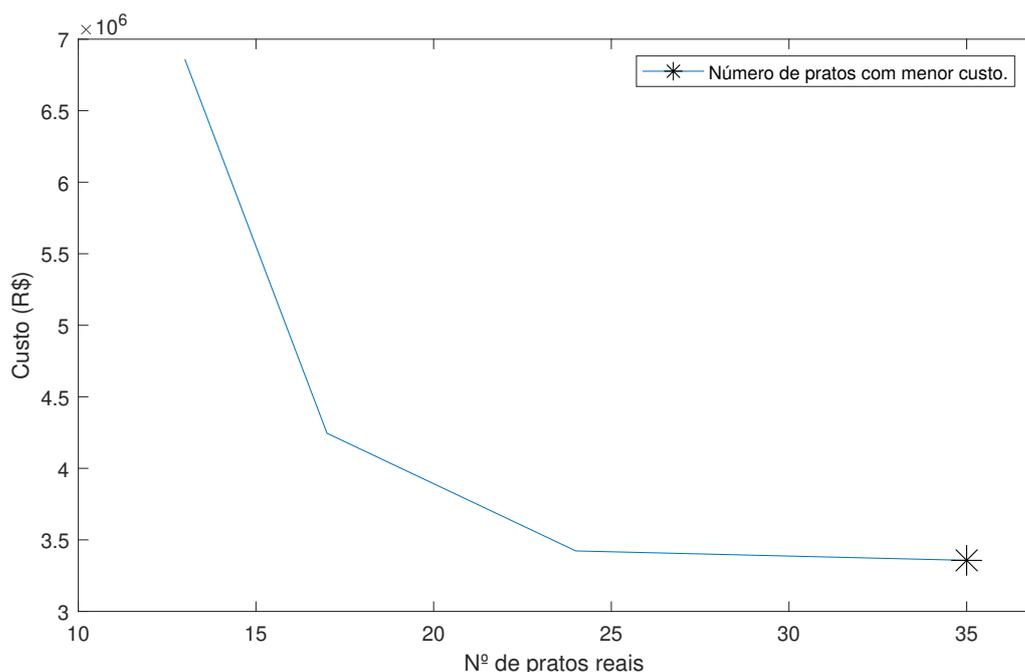


Figura 4.1: Gráfico do número de pratos pelo custo total em reais para determinação do ponto de menor custo.

4.2 INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

4.2.1 Sistemas de controle

Uma parte essencial no projeto e implantação de uma indústria é a instrumentação e controle, os quais visam a otimização da planta, por meio da melhora do rendimento desta e melhora da qualidade dos produtos, bem como a automatização das operações (redução da mão de obra) e melhora da segurança nos processos.

A instrumentação envolve o conjunto de aparelhos destinados a medir variáveis de processo. As principais são pressão, temperatura, vazão e níveis de recipientes. Outras de interesse são as composições e propriedades físicas. Já o controle compreende o conjunto de aparelhos cuja função é manter, no valor desejado, as variáveis de processo mais importantes de uma forma automática (sem intervenção humana)

e “afastada” (sala de controle).

No projeto de controle, foram considerados os indicadores das principais variáveis do processo, como temperatura, pressão, vazão e nível das correntes. A pressão no topo da coluna foi controlada diretamente pela vazão de gás no topo, sendo um controle simples.

O nível do tanque-pulmão foi controlado pela vazão de refluxo por meio de uma estratégia de controle em cascata, sendo o controle servo, a vazão de refluxo e, o controle mestre, sua altura. Da mesma forma, a temperatura do prato foi controlada pela vazão de vapor que alimenta o refeedor, com o controle servo, a vazão de vapor, e o controle mestre, a temperatura do prato.

Por último, a altura da coluna do torre de destilação foi controlada pela vazão da corrente de resíduo, também, com uma estratégia de controle em cascata, no qual o controle servo foi a vazão de resíduo e o controle mestre, a altura dela.

4.2.2 Sistemas de alarmes

Os alarmes são aparelhos de grande importância numa indústria, pois tem a função de avisar/alertar os operadores da sala de controle de que há um determinado problema na planta em razão das variáveis do processo (temperatura, pressão, vazão, nível), as quais se encontram em valores anormais (baixo ou alto) e, assim, evita que problemas maiores venham a ocorrer. Tal aviso se dá por meio de sinais sonoros e luminosos que chegam ao painel de controle dos operadores. Os alarmes procedem dos medidores do sistema de instrumentação e controle da planta (11).

Para o caso em que a segurança seja crucial, acrescenta-se um segundo nível de alarme, ativando um segundo nível de ação, os encravamentos. Um encravamento é um sistema lógico comandado por um computador com a função de abrir ou fechar uma válvula de controle, colocando a parte que originou o problema em posição segura (11).

4.3 PROJETO DAS TUBULAÇÕES

No projeto das tubulações, considerou-se um método aproximado para estimar os diâmetros respectivos de cada linha do processo. Assim, considerou-se um valor médio de velocidade de 2 m/s para a corrente de fluido. Com essa velocidade e de posse da vazão volumétrica calculada para as respectivas correntes, calculou-se a área da tubulação, da seguinte forma:

$$\text{Área} = \frac{\text{vazão}}{\text{velocidade}} \quad (4.36)$$

$$\text{Área} = \pi \times R^2 \quad (4.37)$$

$$D = 2 \times R \quad (4.38)$$

Onde R é o raio e D é o diâmetro da tubulação.
As especificações de cada tubulação é descrita nos Anexo na seção Apêndices.

4.4 DIAGRAMA MECÂNICO DE PROCESSOS

O processo é constituído de 9 correntes materiais, representadas no diagrama mecânico abaixo, em que também são especificadas a pressão, a temperatura e a vazão mássica de cada corrente do processo. Neste projeto, as correntes são identificadas como:

- 1) Alimentação
- 2) Vapor do componente mais volátil
- 3) Entrada do separador pulmão
- 4) Destilado
- 5) Entrada da bomba
- 6) Refluxo de topo
- 7) Refluxo de fundo
- 8) Entrada do refeedor
- 9) Resíduo

O diagrama simplificado e o diagrama P&ID do processo estão apresentados nas Figuras 4.2 e 4.3 .

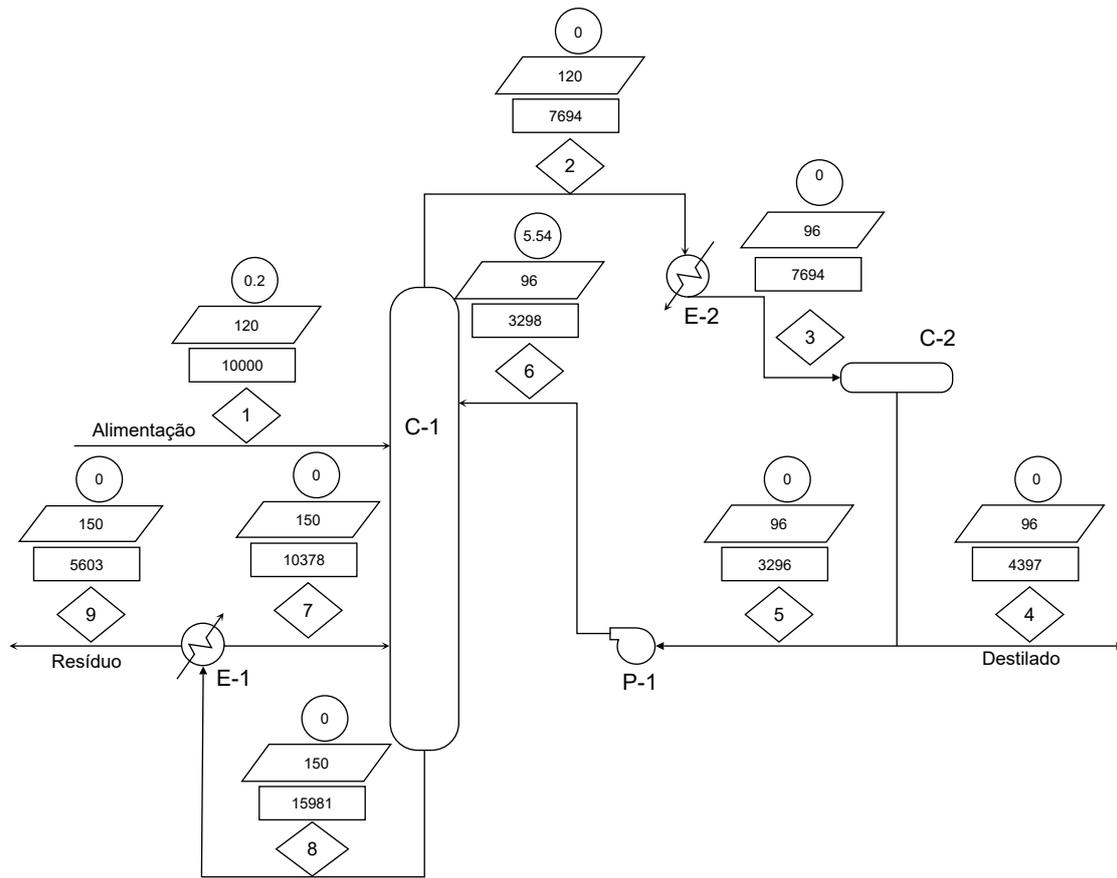


Figura 4.2: Diagrama simplificado do processo

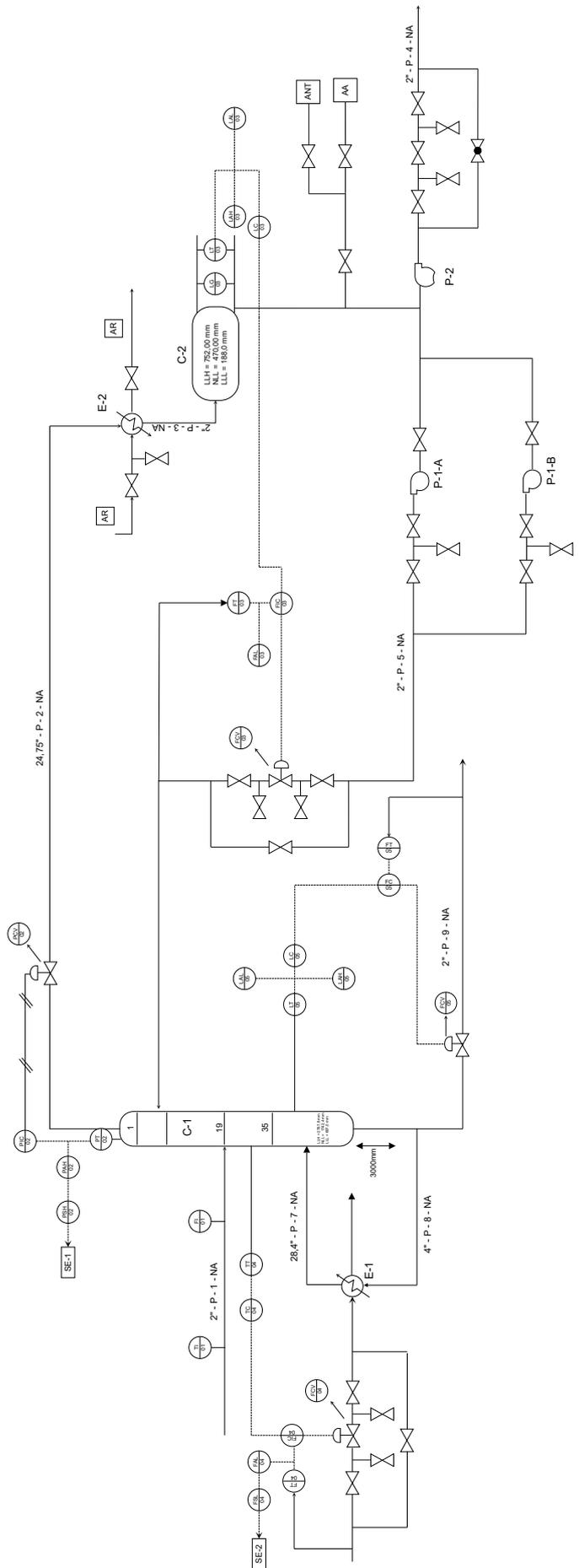


Figura 4.3: Diagrama P&ID do processo de destilação em uma coluna de pratos.

5 CONCLUSÃO

Ante o projeto de otimização, concluiu-se que uma torre com 35 pratos é a especificação que apresenta a melhor relação com o custo de operação e com o investimento.

O investimento total de implantação da planta projetada neste trabalho é superior a três milhões de reais. Tendo em vista que o custo operacional deve ser avaliado em comparação ao valor de venda dos produtos gerados, não é possível avaliar o lucro apenas considerando o projeto da planta de operação apresentado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 DAGDE, K. K.; KPALAP, E. K. et al. Computer aided design of a multi-component distillation column for processing of nigerian bonny light crude oil. *International Journal of Chemical and Process Engineering Research*, Conscientia Beam, v. 3, n. 1, p. 10–22, 2016.
- 2 GÓRAK, A.; SORENSEN, E. *Distillation: fundamentals and principles*. [S.l.]: Academic Press, 2014.
- 3 STICHLMAIR, J. G.; KLEIN, H.; REHFELDT, S. *Distillation: principles and practice*. [S.l.]: John Wiley & Sons, 2021.
- 4 AZEVEDO, E. G. de; ALVES, A. M. *Engenharia de Processos de Separação*. 3º edição. ed. [S.l.]: IST Press, 2017. 99-200 p. ISBN 978-9728469801.
- 5 KNEIP, V. L. d. A. B.; DERENZO, S. Processos de destilação: torres de parede dividida: uma alternativa para processos de destilação com redução no custo de instalação e no consumo energética. *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 31, n. 3, p. 10–14, 2016.
- 6 LIU, Q.; LIU, Y.; CHEN, Y.; NIELSEN, J. Current state of aromatics production using yeast: achievements and challenges. *Current opinion in biotechnology*, Elsevier, v. 65, p. 65–74, 2020.
- 7 FRANCHI, M. G. S.; LISTIK, E. *Design, dimensionamento e análise econômica de um sistema de separação para mistura BTX oriunda da reforma catalítica da nafta*. 2014. [Acesso:25 ago. 2015]. Disponível em: <<http://sites.poli.usp.br/p/augusto.neiva/TCC/TCCs-finais-2014/2014-24.pdf>>.
- 8 ZACARELLI, A.; FARIA, C. A. S.; MATOS, J. A.; ZURI, K. N.; HAYASIDA, L. S. O.; FERREIRA, N. L. Comparação energética entre os processos de obtenção de aromáticos de misturas de hidrocarbonetos ricos em aromáticos. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*, v. 3, n. 2, p. 112–120, 2017.
- 9 SOLOMONS, T. W. G.; FRYHLE, C. B.; SNYDER, S. A. S. A. *Solomons' Organic chemistry*. 12th edição. ed. [S.l.]: WILEY, 2017. 58-60 p. ISBN 978-1-119-24897-2.
- 10 TOWLER, G.; SINNOTT, R. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Paperback. Butterworth-Heinemann, 2021. 1040 p. ISBN 978-0128211793. Disponível em: <<https://lead.to/amazon.com/?op=bt&la=en&cu=usd&key=0128211792>>.
- 11 DUEÑAS, L. C.; MARTÍNEZ, A. de L.; FERNÁNDEZ, F. R.; MARCOS, M. J. R. *Metodologías del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos*. [S.l.]: Univ de Castilla La Mancha, 2010. v. 58.

APÊNDICES

ANEXO 1: FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DAS CORRENTES MATERIAIS

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|--|----------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 1 | |
| Descrição | Alimentação da torre | |
| Pressão | 0,2 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 120,1 | °C |
| Vazão mássica | 10000 | Kg/h |
| Vazão molar | 98,08 | Kmol/h |
| Entalpia total | 12,9 | Kcal/kg |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @ P e T de operação | 12,9 | m ³ /h |
| Peso molecular | 87,2 | Kg/kmol |
| Densidade | 775 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2453 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1128 | W/m.°C |
| Calor específico | 2,022 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 17,56 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @ P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m.°C |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,2 | 0,1532 |
| Tolueno | 0,3 | 0,2711 |
| Xileno | 0,1 | 0,1041 |
| Cumeno | 0,4 | 0,4715 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|------------------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 2 | |
| Descrição | Saída da coluna para o condensador | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 150,3 | °C |
| Vazão mássica | 7694,53 | Kg/h |
| Vazão molar | 88,24 | Kmol/h |
| Entalpia total | 383,27 | Kcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| 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 | 2591,51 | m ³ /h |
| Peso molecular | 83,76 | Kg/kmol |
| Densidade | 2,852 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,00839 | cP |
| Condutividade térmica | 0,0154 | W/m·°C |
| Calor específico | 1,371 | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | 0,9698 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,389 | 0,3484 |
| Tolueno | 0,5788 | 0,6116 |
| Xileno | 0,0272 | 0,0331 |
| Cumeno | 0,005 | 0,0069 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|--|------------------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 3 | |
| Descrição | Saída do condensador para o pulmão | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 95,89 | °C |
| Vazão mássica | 7694,53 | Kg/h |
| Vazão molar | 88,24 | Kmol/h |
| Entalpia total | 176,41 | Gkcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @ P e T de operação | 9,65 | m ³ /h |
| Peso molecular | 872 | Kg/kmol |
| Densidade | 796,7 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2714 | cP |
| Condutividade térmica | 0,116 | W/m.°C |
| Calor específico | 162,4 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 19,52 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @ P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m.°C |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,389 | 0,3484 |
| Tolueno | 0,5788 | 0,6116 |
| Xileno | 0,0272 | 0,0331 |
| Cumeno | 0,005 | 0,0069 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 4 | |
| Descrição | Destilado | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 95,89 | °C |
| Vazão mássica | 4397 | Kg/h |
| Vazão molar | 50,42 | Kmol/h |
| Entalpia total | 100,8 | Kcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 5,52 | m ³ /h |
| Peso molecular | 87,2 | Kg/kmol |
| Densidade | 796,7 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2714 | cP |
| Condutividade térmica | 0,116 | W/m·°C |
| Calor específico | 1,862 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 19,52 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,389 | 0,3484 |
| Tolueno | 0,5788 | 0,6116 |
| Xileno | 0,0272 | 0,0331 |
| Cumeno | 0,005 | 0,0069 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|------------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | Saída do pulmão para a bomba | |
| Descrição | 5 | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 95,89 | °C |
| Vazão mássica | 3298,17 | Kg/h |
| Vazão molar | 88,24 | Kmol/h |
| Entalpia total | 176,41 | Gkcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 9,65 | m ³ /h |
| Peso molecular | 87,2 | Kg/kmol |
| Densidade | 796,7 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2714 | cP |
| Condutividade térmica | 0,116 | W/m.°C |
| Calor específico | 162,4 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 19,52 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m.°C |
| Calor específico | - | kJ/kg.°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,389 | 0,3484 |
| Tolueno | 0,5788 | 0,6116 |
| Xileno | 0,0272 | 0,0331 |
| Cumeno | 0,005 | 0,0069 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|--|-----------------------|
| Número de corrente | 6 | |
| Descrição | Saída da bomba para a coluna (Refluxo) | |
| Pressão | 5,54 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 95,89 | °C |
| Vazão mássica | 3298,17 | Kg/h |
| Vazão molar | 37,82 | Kmol/h |
| Entalpia total | 75,61 | Kcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 4,14 | m ³ /h |
| Peso molecular | 87,2 | Kg/kmol |
| Densidade | 796,7 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2714 | cP |
| Condutividade térmica | 0,116 | W/m·°C |
| Calor específico | 1,862 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 19,52 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0,389 | 0,3484 |
| Tolueno | 0,5788 | 0,6116 |
| Xileno | 0,0272 | 0,0331 |
| Cumeno | 0,005 | 0,0069 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|--|---|-----------------------|
| Número de corrente | 7 | |
| Descrição | Corrente de saída do refeedor para a coluna | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 150,3 | °C |
| Vazão mássica | 10279,96 | Kg/h |
| Vazão molar | 88,24 | Kmol/h |
| Entalpia total | 110,30 | Kcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| 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 | 2946,39 | m ³ /h |
| Peso molecular | 116,5 | Kg/kmol |
| Densidade | 3,489 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,00797 | cP |
| Condutividade térmica | 0,02 | W/m·°C |
| Calor específico | 1,757 | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | 0,9612 | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0 | 0 |
| Tolueno | 0,005 | 0,0039 |
| Xileno | 0,177 | 0,1599 |
| Cumeno | 0,8179 | 0,8362 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|---------------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 8 | |
| Descrição | Saída da coluna para o refeedor | |
| Pressão | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 150,3 | °C |
| Vazão mássica | 15981,84 | Kg/h |
| Vazão molar | 135,9 | Kmol/h |
| Entalpia total | -50,32 | Gkcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 21,45 | m ³ /h |
| Peso molecular | 117,6 | Kg/kmol |
| Densidade | 744,9 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2079 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1089 | W/m·°C |
| Calor específico | 2,191 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 15,51 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0 | 0 |
| Tolueno | 0,005 | 0,0039 |
| Xileno | 0,177 | 0,1599 |
| Cumeno | 0,8179 | 0,8362 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|---------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 9 | |
| Descrição | Resíduo | |
| Pressão | 0 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 150,3 | °C |
| Vazão mássica | 5603 | Kg/h |
| Vazão molar | 47,66 | Kmol/h |
| Entalpia total | -17,64 | Kcal/h |
| Fração de sólidos | - | |
| Fração de vapor | 0,0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 7,521 | m ³ /h |
| Peso molecular | 117,6 | Kg/kmol |
| Densidade | 744,9 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2079 | cP |
| Condutividade térmica | 0,1089 | W/m·°C |
| Calor específico | 2,191 | kJ/kg·°C |
| Tensão superficial | 15,51 | dinas/cm |
| | | |
| PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | - | m ³ /h |
| Peso molecular | - | Kg/kmol |
| Densidade | - | Kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP |
| Condutividade térmica | - | W/m·°C |
| Calor específico | - | kJ/kg·°C |
| Fator de compressibilidade | - | |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Benzeno | 0 | 0 |
| Tolueno | 0,005 | 0,0039 |
| Xileno | 0,177 | 0,1599 |
| Cumeno | 0,8179 | 0,8362 |

ANEXO 2: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE PRATOS

| ESPECIFICAÇÕES PRATOS | | | |
|--|---------------------|------------------------|----------------------|
| Número do equipamento | C-1 | | |
| Descrição | Pratos tipo válvula | | |
| Número de seções da coluna | 2 | | |
| SEÇÃO 1 DA COLUNA | | | |
| Identificação | Enriquecimento | | |
| De prato/A prato | 1 | 19 | Kg/cm ² g |
| Pressão | 0,0 | 0,2 | |
| Perda de pressão | - | | |
| Corrente | Destilado | Alimentação | |
| Temperatura | 95,89 | 120,10 | °C |
| Vazão mássica de vapor/fase orgânica | - | - | Kg/h |
| Vazão mássica de líquido/fase aquosa | 4397 | 10000 | |
| Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação | 5,52 | 12,9 | |
| Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | Kg/m ³ |
| Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 796,7 | 775 | |
| Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | cP |
| Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 0,2714 | 0,2453 | |
| Diâmetro | 1062 | | mm |
| Número de pratos | 19 | | |
| Espaçamento entre pratos | 460 | | mm |
| Tipo de pratos (válvulas, perfurados) | Válvula | | |
| Altura de recheio | - | | mm |
| Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...) | - | | |
| SEÇÃO 2 DA COLUNA | | | |
| Identificação | Esgotamento | | |
| De prato/A prato | 20 | 35 | Kg/cm ² g |
| Pressão | 0,0 | 0,0 | |
| Perda de pressão | - | | |
| Corrente | Resíduo | Coluna - refervedor | |
| Temperatura | 150,3 | | °C |
| Vazão mássica de vapor/fase orgânica | - | - | Kg/h |
| Vazão mássica de líquido/fase aquosa | 5603 | 15981,84 | |
| Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação | 7,521 | 21,45 | |
| Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | Kg/m ³ |
| Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 744,9 | 744,9 | |
| Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | - | - | cP |
| Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 0,2079 | 0,2079 | |
| Diâmetro | 1062 | | mm |
| Número de pratos | 16 | | |
| Espaçamento entre pratos | 460 | | mm |
| Tipo de pratos (válvulas, perfurados) | Válvula | | |
| Altura de recheio | - | | mm |
| Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...) | - | | |

ANEXO 3: FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TROCADORES DE CALOR

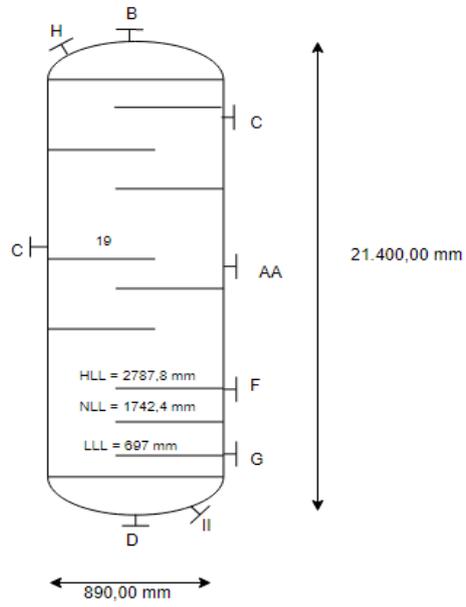
| ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR | | | | | |
|--|--|---------|----------------------------|--|----------|
| Número do equipamento | | | E-2 | | |
| Descrição | | | Condensador | | |
| Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos) | | | Casco-tubo | | |
| Para casco-tubo, definir o tipo TEMA | | | AES | | |
| Disposição (horizontal/vertical) | | | Horizontal | | |
| Circulação (forçada, termosifão...) | | | Termosifão | | |
| Número de carcaças estimadas | Em série ou paralelo? | | 1 | - | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | | |
| Lado | CASCO – EXTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR Hidrocarbonetos | | | TUBO – INTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR - Água arrefecimento | |
| | Entrada | Saída | | Entrada | Saída |
| Vazão total | 7694,53 | | Kg/h | 41303,79 | |
| Fração de vapor/gás | 1 | 0 | | 0 | 0 |
| Vazão de vapor/gás | 7694,53 | 0 | Kg/h | 0 | 0 |
| Vazão de líquido | 0 | 7694,53 | | 41303,79 | 41303,79 |
| Temperatura | 150,3 | 95,89 | °C | 28 | 45 |
| Pressão | 0,0 | 0,0 | Kg/cm ² g | - | - |
| Perda de pressão permitida | 0,1 | | Kg/cm ² | 0,1 | |
| Coefficiente individual de transmissão de calor | 3215 | | Kcal / h m ² °C | 10000 | |
| Fator de deposição | 0,0003 | | h m ² °C/ kcal | 0,0004 | |
| Coefficiente global de transmissão de calor | 900 | | | Kcal / h m ² °C | |
| ΔT_{ml} | 38,98 | | | °C | |
| F_T | 1 | | | | |
| Calor trocado | 0,703 | | | Gcal/h | |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | | |
| Pressão de projeto | 3,5 | | | Kg/cm ² g | |
| Temperatura de projeto | 180,3 | | | °C | |
| CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR | | | | | |
| Área de troca de calor | 20,03 | | | m ² | |
| Diâmetro dos tubos | 3/4 | | | polegadas | |
| Comprimento dos tubos | 20 | | | pés | |
| Espessura dos tubos | 14 | | | BWG | |
| Espaçamento entre centro dos tubos | 1 | | | polegadas | |
| Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica) | | | | Δ | |
| Diâmetro do casco | 60 | | | polegadas | |

| ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR | | | | | | |
|--|---|----------|---------------------------------|---|----------------------------|----------------------------|
| Número do equipamento | | | E-1 | | | |
| Descrição | | | Refervedor | | | |
| Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos) | | | Caldeira chaleira de tubos em U | | | |
| Para casco-tubo, definir o tipo TEMA | | | - | | | |
| Disposição (horizontal/vertical) | | | Horizontal | | | |
| Circulação (forçada, termosifão...) | | | Termosifão | | | |
| Número de carcaças estimadas | Em série ou paralelo? | | 1 | | - | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | | | |
| Lado | TUBO - INTERIOR/FLUÍDO FRIO DO TROCADOR - Hidrocarbonetos | | | CASCO - EXTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR - Vapor água | | |
| | Entrada | Saída | | Entrada | Saída | |
| Vazão total | 15981,84 | | Kg/h | 1049,8 | | Kg/h |
| Fração de vapor/gás | 0 | 1 | | 1 | 0 | |
| Vazão de vapor/gás | 0 | 10378,84 | Kg/h | 1049,8 | 0 | Kg/h |
| Vazão de líquido | 15981,84 | 5603 | | 0 | 1049,8 | |
| Temperatura | 150,3 | 150,3 | °C | 230 | 230 | °C |
| Pressão | 0,0 | 0,0 | Kg/cm ² g | 0,0 | 0,0 | Kg/cm ² g |
| Perda de pressão permitida | 0,1 | | Kg/cm ² | 0,1 | | Kg/cm ² |
| Coefficiente individual de transmissão de calor | 2447 | | Kcal / h m ² °C | 9950 | | Kcal / h m ² °C |
| Fator de deposição | 0,0003 | | h m ² °C/ kcal | 0,0001 | | h m ² °C/ kcal |
| Coefficiente global de transmissão de calor | 1100 | | | | Kcal / h m ² °C | |
| ΔT_{ml} | 104,56 | | | | °C | |
| F_T | 1 | | | | | |
| Calor trocado | 0,737 | | | | Gcal/h | |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | | | |
| Pressão de projeto | 3,5 | | | | Kg/cm ² g | |
| Temperatura de projeto | 180,3 | | | | °C | |
| CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR | | | | | | |
| Área de troca de calor | 6,41 | | | m ² | | |
| Diâmetro dos tubos | 3/4 | | | polegadas | | |
| Comprimento dos tubos | 10 | | | pés | | |
| Espessura dos tubos | 14 | | | BWG | | |
| Espaçamento entre centro dos tubos | 1 | | | polegadas | | |
| Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica) | Δ | | | | | |
| Diâmetro do casco | 60 | | | polegadas | | |

ANEXO 4: FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TORRES/VASOS

| | | | |
|---|---------------------------------|----------------------|---------------------------|
| Número do equipamento | C-1 | | |
| Descrição | Coluna de destilação fracionada | | |
| Pressão no topo | 0,0 | Kg/cm ² g | |
| Pressão no fundo | 0,0 | | |
| Pressão de projeto | 0,0 | | |
| Temperatura no topo | 150,3 | °C | |
| Temperatura no fundo | 95,8 | | |
| Temperatura de projeto | 120,1 | | |
| Nível normal de líquido | 1742,4 | mm | |
| Nível máximo de líquido (80%) | 2787,8 | | |
| Nível mínimo de líquido (20%) | 697,0 | | |
| Altura | 21400,0 | | |
| Diâmetro | 890,0 | | |
| Material | Aço Carbono | | |
| PROPRIEDADES DO FLUÍDO | | | |
| Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave | 3,489 | Kg/m ³ | |
| Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave | 775,0 | Kg/m ³ | |
| CONEXÕES | | | |
| Sigla | Número | Diâmetro | Serviço |
| AA | | | Alimentação |
| B | | | Saída de vapor |
| C | | | Refluxo |
| D | | | Líquido de fundo |
| E | | | Bocal de inspeção |
| F | | | Instrumentação de nível |
| G | | | Instrumentação de nível |
| H | | | Válvula de segurança |
| II | | | Drenagem/ Purga com Vapor |
| | | | |

ESQUEMA DO RECIPIENTE



| ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES | | | |
|---|---------------|----------------------|---------------------------|
| Número do equipamento | C-2 | | |
| Descrição | Tanque-pulmão | | |
| Pressão no topo | - | Kg/cm ² g | |
| Pressão no fundo | - | | |
| Pressão de projeto | 3,5 | | |
| Temperatura no topo | - | °C | |
| Temperatura no fundo | - | | |
| Temperatura de projeto | 95,89 | | |
| Nível normal de líquido | 470,00 | mm | |
| Nível máximo de líquido (80%) | 752,00 | | |
| Nível mínimo de líquido (20%) | 188,00 | | |
| Comprimento | 4680,00 | | |
| Diâmetro | 940,00 | | |
| Material | Aço Carbono | | |
| PROPRIEDADES DO FLUÍDO | | | |
| Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave | 2,852 | Kg/m ³ | |
| Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave | 796,7 | Kg/m ³ | |
| CONEXÕES | | | |
| Sigla | Número | Diâmetro | Serviço |
| AA | | | Alimentação |
| B | | | Saída do efluente líquido |
| C | | | Instrumentação de nível |
| D | | | Instrumentação de nível |
| E | | | Válvula de segurança |
| F | | | Drenagem |
| G | | | Purga com vapor |
| H | | | Bocal de inspeção |
| | | | |
| | | | |
| ESQUEMA DO RECIPIENTE | | | |
| <p>Diagrama do recipiente cilíndrico com as seguintes especificações:</p> <ul style="list-style-type: none"> Comprimento total: 4680,0 mm Diâmetro: 940,0 mm Níveis de líquido: HLL = 752,0 mm, NLL = 470,0 mm, LLL = 188,0 mm Conexões no topo: AA, H, E Conexões na base: F, G, B Conexões no lado esquerdo: C, D | | | |

ANEXO 5: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE BOMBAS

| | | | | |
|---|-----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| Identificação do equipamento operação / reserva | P - 1a | | P - 1b | |
| Descrição | Impulsionar o refluxo | | | |
| Número de bombas operação / reserva | 1 | | 1 | |
| Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa) | Centrífuga | | | |
| Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo) | Contínuo | | Série | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | |
| PARTE DA BOMBA | Aspiração | | Impulsão | |
| Vazão volumétrica de operação | 4,14 | | | m ³ /h |
| Pressão | 3,78 | kg/cm ² g | 5,55 | kg/cm ² g |
| Temperatura | 95,89 | °C | 95,89 | °C |
| Densidade | 796,7 | kg/m ³ | 796,7 | kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,2714 | cP | 0,2714 | cP |
| Pressão de vapor | - | kg/cm ² g | - | kg/cm ² g |
| CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA | | | | |
| Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação) | 4,97 | | m ³ /h | |
| Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação) | 2,98 | | | |
| Pressão na aspiração na vazão de projeto | 3,78 | | kg/cm ² g | |
| Pressão na impulsão na vazão de projeto | 5,55 | | | |
| Pressão diferencial | 1,06 | | kg/cm ² | |
| Altura diferencial | 13,30 | | m | |
| NPSH disponível | 3,78 | | m | |
| Máxima pressão diferencial a impulsão fechada | 1,77 | | kg/cm ² | |
| Pressão máxima na aspiração | 3,78 | | kg/cm ² g | |
| Pressão máxima na impulsão | 5,55 | | | |
| Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão | - | - | polegadas | |
| | - | - | | |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | |
| Pressão de projeto | 3,5 | | | Kg/cm ² g |
| Temperatura de projeto | 95,89 | | | °C |
| CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO | | | | |
| Potência elétrica a vazão de projeto | 100 | | | kW |
| ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO | | | | |
| | | | | |

ANEXO 6: FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TUBULAÇÕES

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | | |
|--|------------------------|-------------------|----------------------|
| Identificação da tubulação | 1 | | |
| De/a | Planta | C-1 | |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | | |
| Vazão total | 10000 | kg/h | |
| Fração de vapor | 0 | | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 11,5069 | m ³ /h | |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 0 | | |
| Massa molar | 101,96 | kg/kmol | |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | 3,444 | 775 | kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | 2,523 | 0,3165 | cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | | |
| Pressão de operação | 0,2 | | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | | |
| Temperatura de operação | 120,1 | | °C |
| Temperatura de projeto | 120,1 | | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | | |
| Diâmetro da tubulação | 2,00 | polegadas | |
| Perda de pressão | kg/cm ² /km | | |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|---------|------------------------|
| Identificação da tubulação | 2 | |
| De/a | C-1 | E-2 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | V | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 7694,53 | kg/h |
| Fração de vapor | 1 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | - | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 2234,03 | |
| Massa molar | 88,24 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | 2,85 | kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | 0,00839 | cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,2 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 150,3 | °C |
| Temperatura de projeto | 150,3 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 24,75 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|---------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 3 | |
| De/a | E-2 | C-2 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 7694,53 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 9,65 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | - | |
| Massa molar | 872 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 796,7 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2714 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 95,89 | °C |
| Temperatura de projeto | 95,89 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 2,00 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|-------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 4 | |
| De/a | C-2 | Destilado |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 4397 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 5,52 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 0 | |
| Massa molar | 87,2 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 796,7 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2714 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 95,89 | °C |
| Temperatura de projeto | 95,89 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 2,00 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|---------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 5 | |
| De/a | C-2 | P-1 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 3298,17 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 9,65 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 0 | |
| Massa molar | 87,2 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 796,7 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2714 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 95,89 | °C |
| Temperatura de projeto | 95,89 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 2,00 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|---------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 6 | |
| De/a | P-1 | C-1 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 3298,17 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 4,14 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 0 | |
| Massa molar | 87,2 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 796,7 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2714 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 95,89 | °C |
| Temperatura de projeto | 95,89 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 1,07 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|----------|------------------------|
| Identificação da tubulação | 7 | |
| De/a | E-1 | C-1 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | V | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 10279,96 | kg/h |
| Fração de vapor | 1,0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 0 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | 2946,39 | |
| Massa molar | 116,5 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | 3,489 | kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | 0,00797 | cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 150,3 | °C |
| Temperatura de projeto | 150,3 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 28,4 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|----------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 8 | |
| De/a | C-1 | E-1 |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 15981,84 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 21,45 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | | |
| Massa molar | 117,6 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 744,9 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2079 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 150,3 | °C |
| Temperatura de projeto | 150,3 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 4,00 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

| ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES | | |
|---|-------|-------------------------|
| Identificação da tubulação | 9 | |
| De/a | E-1 | Resíduo |
| Existem componentes corrosivos? (sim ou não) | Não | |
| Se sim, porcentagem em peso (% p.) | - | |
| Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)] | L | |
| CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO | | |
| Vazão total | 5603 | kg/h |
| Fração de vapor | 0 | |
| Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação | 7,521 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação | | |
| Massa molar | 117,6 | kg/kmol |
| Densidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 744,9 kg/m ³ |
| Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação | | 0,2079 cP |
| CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO | | |
| Pressão de operação | 0,0 | kg/cm ² g |
| Pressão de projeto | 3,5 | |
| Temperatura de operação | 150,3 | °C |
| Temperatura de projeto | 150,3 | |
| DADOS DA TUBULAÇÃO | | |
| Diâmetro da tubulação | 2,00 | polegadas |
| Perda de pressão | | kg/cm ² /km |

ANEXO 7: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE ALARMES

| Identificação no diagrama mecânico | Localização (número da tubulação ou vaso) | Descrição da ação | Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle |
|------------------------------------|---|--|--|
| PAH-02 | C-1 | Alarme por alta pressão na torre de destilação | PIC-02 |
| LAL-03 | C-2 | Alarme por baixo nível do vaso pulmão | LIC-03 |
| LAH-03 | | Alarme por alto nível do vaso pulmão | |
| FAL-03 | 5 | Alarme por baixa vazão de refluxo | FIC-03 |
| FAL-04 | Entrada do vapor de aquecimento no refeedor | Alarme por baixa vazão de vapor de caldeiras usado no reboiler | FIC-04 |
| LAL-05 | C-1 | Alarme por baixo nível de fundo na torre de destilação | LIC-05 |
| LAH-05 | | Alarme por alto nível de fundo na torre de destilação | |

ANEXO 8: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE VÁLVULAS DE SEGURANÇA

| Identificação no diagrama mecânico | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Caso de descarga | Vazão de descarga / kg/h | Pressão de acionamento / kg/cm² g | Função |
|---|--|-------------------------|---------------------------------|---|----------------------|
| FSV-03 | 5 | Bloqueio de válvula | 3296 | 5,54 | Proteger a tubulação |
| FSV-04 | Entrada do vapor de aquecimento no refervedor | Bloqueio de válvula | 1050 | 4,5 | Proteger o vaso C-1 |
| FSV | 4 | Bloqueio de válvula | 4397 | 3,5 | Proteger a tubulação |

ANEXO 9: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE VÁLVULAS DE CONTROLE

| Identificação no diagrama mecânico | Localização (núm. da tubulação) | Vinculada ao laço de controle | Vazão normal do fluido circulante | Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente) |
|---|---|--------------------------------------|--|---|
| PCV-02 | 2 | 02 | 7694 | Abrir completamente |
| FCV-03 | 5 | 03 | 3296 | Abrir completamente |
| FCV-04 | Entrada do vapor de aquecimento no refervedor | 04 | 1050 | Fechar completamente |
| FCV-05 | 9 | 05 | 5603 | Fechar completamente |

ANEXO 10: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE ENCRAVAMENTO

| Identificação do interruptor no diagrama mecânico | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Sistemas de encravamento acionado | Descrição da ação | Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle |
|--|--|--|--|---|
| PSH-02 | 2 | SE-1 | Abrir a vazão de uma válvula exterior a planta | PIC-02 atuando diretamente sobre PCV-02 |
| FSL-04 | Entrada do vapor de aquecimento no refervedor | SE-2 | Abrir a vazão de vapor do refervedor | FIC-04 atuando diretamente sobre FCV-04 |

ANEXO 11: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE INSTRUMENTOS

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO | | | |
|--------------------------------------|---|------------------|---------------------|
| Identificação | Localização (núm. da tubulação) | Fase (L, G ou M) | Vazão normal / kg/h |
| FI-01 | 1 | L | 10000 |
| FT-03 | 5 | L | 3298 |
| FIC-03 | | | |
| FCV-03 | | | |
| FT-04 | | | |
| FIC-04 | Entrada do vapor de aquecimento do refeedor | G | 1050 |
| FCV-04 | | | |
| FAL-04 | | | |
| FSL-04 | | | |
| FT-05 | | | |
| FIC-05 | 9 | L | 5603 |
| FCV-05 | | | |

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL | | | |
|--------------------------------------|----------------------------|----------------------------------|-------------------|
| Identificação | Localização (núm. do vaso) | Tipo de interfase (L-L ou L-V/G) | Nível normal / mm |
| LG-03 | C-2 | L | 470,0 |
| LT-03 | | | |
| LIC-03 | | | |
| LAH-03 | | | |
| LAL-03 | | | |
| LT-05 | C-1 | L | 1742,0 |
| LIC-05 | | | |
| LAH-05 | | | |
| LAH-05 | | | |
| LAL-05 | | | |

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA | | | |
|--|---|------------------|-------------------------|
| Identificação | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Fase (L, G ou M) | Temperatura normal / °C |
| TI-01 | C-1 | M | 150 |
| TT-04 | | | |
| TIC-04 | | | |

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO | | | |
|--|---|------------------|---------------------------------------|
| Identificação | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Fase (L, G ou M) | Pressão normal / kg/cm ² g |
| PT-02 | 2 | G | 3,5 |
| PAH-02 | | | |
| PSH-02 | | | |
| PIC-02 | | | |
| PCV-02 | | | |

ANEXO 12: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DE LAÇOS DE CONTROLE

| Identificação no diagrama mecânico | Localização do transmissor (número da tubulação ou vaso) | Descrição da ação | Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle) |
|------------------------------------|---|--|---|
| 02 | C-1 | Controle da pressão no topo da coluna | PT-02, PIC-02, PCV-02 |
| 03 | C-2 (nível) e 5 (vazão) | Controle do nível do tanque-pulmão (malha mestre) a partir do controle da vazão de refluxo (controle servo) | LT-03, LIC-03 FT-03, FIC-03, FCV-03 |
| 04 | C-1 (temperatura) e tubulação do vapor de aquecimento ao refeedor (vazão) | Controle da temperatura do prato da coluna de destilação (malha mestre) a partir do controle da vazão do vapor de aquecimento ao refeedor (controle servo) | TT-04, TIC-04 FT-04, FIC-04, FCV-04 |
| 05 | C-1 (nível) e 9 (vazão) | Controle do nível da torre de destilação (malha mestre) a partir do controle da vazão da corrente de resíduo (controle servo) | LT-05, LIC-05 FT-05, FIC-05, FCV-05 |