



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
INSTITUTO DE QUÍMICA  
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

CAROLINE CIBIN RIBEIRO – 15/0121431

GRACIANE RESENDE – 14/0141898

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

BRASÍLIA

2020

CAROLINE CIBIN RIBEIRO

GRACIANE RESENDE

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

Trabalho acadêmico apresentado como requisito para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química pelo Instituto de Química da Universidade de Brasília.

Orientador: Prof. José Joaquin Linares León.

BRASÍLIA

2020

## ÍNDICE DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| Figura 1 – Descrição do processo Claus.....                                    | 8  |
| Figura 2 - Desenho esquemático do trocador de calor do tipo casco e tubo. .... | 9  |
| Figura 3 - Ilustração do número de passes envolvidos no casco e no tubo. ....  | 10 |
| Figura 4 - Diagrama simplificado do processo.....                              | 13 |
| Figura 5 - Desenho esquemático de uma destilação.....                          | 15 |
| Figura 6 - Desenho esquemático de uma bomba centrífuga.....                    | 17 |
| Figura 7 - Desenho esquemático do projeto. ....                                | 17 |
| Figura 8 – Diagrama esquemático do projeto.....                                | 22 |
| Figura 9 - Desenho esquemático de uma destilação.....                          | 24 |
| Figura 10 - Desenho esquemático do projeto. ....                               | 26 |
| Figura 11 – Diagrama de projeto e controle .....                               | 32 |

## ÍNDICE DE TABELAS

|  |    |
|--|----|
| Tabela 1 - Convenção utilizada para NPSH requerido em função da vazão..... | 20 |
| Tabela 2 - Especificações dos instrumentos de vazão.....                   | 27 |
| Tabela 3 – Especificações dos instrumentos de pressão.....                 | 28 |
| Tabela 4 – Especificações dos instrumentos de temperatura .....            | 29 |
| Tabela 5 – Especificações dos instrumentos de nível.....                   | 29 |
| Tabela 6 – Especificações dos laços de controle.....                       | 30 |

## SUMÁRIO

|  |    |
|--|----|
| 1. INTRODUÇÃO.....                                 | 6  |
| 2. PROJETO DE TROCADOR DE CALOR.....               | 7  |
| 2.1. OBJETIVO .....                                | 7  |
| 2.2. DESCRIÇÃO DO PROJETO .....                    | 7  |
| 2.3. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO.....               | 10 |
| 2.3.1. CORRENTES MATERIAIS .....                   | 10 |
| 2.3.2. TROCADOR DE CALOR.....                      | 10 |
| 2.3.2.1. ESCOLHA DO TROCADOR DE CALOR.....         | 10 |
| 2.3.2.2. DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR..... | 12 |
| 2.4. DIAGRAMA E CONDIÇÕES DE PROJETO .....         | 12 |
| 2.5. CONCLUSÃO.....                                | 14 |
| 3. PROJETO DE BOMBA CENTRÍFUGA.....                | 15 |
| 3.1. OBJETIVO .....                                | 15 |
| 3.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO .....                   | 15 |
| 3.3. DESCRIÇÃO DO PROJETO .....                    | 17 |
| 3.4. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO.....               | 18 |
| 3.4.1. CORRENTES MATERIAIS .....                   | 18 |
| 3.4.2. BOMBA CENTRÍFUGA .....                      | 18 |
| 3.4.2.1. PRESSÃO NA ASPIRAÇÃO E NA IMPULSÃO .....  | 18 |
| 3.4.2.2. CARGA LÍQUIDA DE SUÇÃO (NPSH).....        | 20 |
| 3.4.2.3. ALTURA MANOMÉTRICA .....                  | 21 |
| 3.4.2.4. POTÊNCIA .....                            | 21 |
| 3.5. DIAGRAMA E CONDIÇÕES DE PROJETO .....         | 22 |
| 3.6. CONCLUSÃO.....                                | 23 |
| 4. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE.....       | 24 |
| 4.1. OBJETIVO .....                                | 24 |
| 4.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO .....                   | 24 |
| 4.3. DESCRIÇÃO DO PROJETO .....                    | 26 |
| 4.4. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO.....               | 27 |
| 4.4.1. INSTRUMENTAÇÃO .....                        | 27 |
| 4.4.1.1. INSTRUMENTOS DE VAZÃO.....                | 27 |
| 4.4.1.2. INSTRUMENTOS DE PRESSÃO .....             | 28 |
| 4.4.1.3. INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA .....         | 28 |

|  |    |
|--|----|
| 4.4.1.4. INSTRUMENTOS DE NÍVEL.....  | 29 |
| 4.4.2. CONTROLE.....   | 29 |
| 4.5. DIAGRAMA DE PROJETO E CONTROLE.....   | 31 |
| 4.6. CONCLUSÃO.....  | 32 |
| 5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....   | 34 |
| APÊNDICE A – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ENTRADA DO TROCADOR DE CALOR..... | 36 |
| APÊNDICE B – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE SAÍDA DO TROCADOR DE CALOR.....   | 38 |
| APÊNDICE C – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DO TROCADOR DE CALOR.....                        | 40 |
| APÊNDICE D – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ASPIRAÇÃO DA BOMBA.....           | 42 |
| APÊNDICE E – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE IMPULSÃO DA BOMBA.....            | 43 |
| APÊNDICE F – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA BOMBA.....                                    | 44 |
| ANEXO A – COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISSÃO DE CALOR.....                            | 46 |
| ANEXO B - NORMA TEMA (TUBULAR Exchanger Manufacturers Association).....              | 47 |
| ANEXO C – DIÂMETRO TOTAL DO CASCO.....   | 48 |
| ANEXO D – GRÁFICO PARA EFICIÊNCIA.....   | 49 |

## 1. INTRODUÇÃO

Arthur Little estabeleceu em 1915 “Operações Unitárias” como etapas sequenciais numa linha de produção industrial. Essas etapas podem incluir transferência de massa, transferência de calor, transporte de líquidos, condensação, moagem, secagem, destilação, filtração, entre outros (FOUST, 1982). O trabalho foi dividido em três projetos, nos quais destacam-se operações unitárias relevantes para um processo industrial.

No primeiro projeto é desenvolvido um trocador de calor para o Processo Clauss. O trocador de calor é baseado na transferência de calor entre duas correntes materiais que se encontram em diferentes temperaturas, sem que haja mistura entre elas. Os trocadores de calor possuem várias aplicações, desde sistemas de aquecimento e ar-condicionado domésticos a processos químicos (CENGEL, 2009).

O segundo projeto é de uma bomba centrífuga que garante o refluxo do destilado a uma coluna de destilação. A bomba é um dispositivo mecânico projetado para transferir um fluido de um local para o outro através de um tubo, e o mecanismo utilizado é o de transformação da energia cinética em energia de pressão (CARVALHO, 2019). Elas são encontradas desde em itens de domicílio até em indústrias química, petroquímica e de petróleo, abastecimento de água e sistemas de drenagem. Além disso, é possível descobrir vários dispositivos com particularidade e aplicabilidade.

Outro ramo da Engenharia Química é o de instrumentação e controle, que destaca o monitoramento das operações unitárias estudadas. No último projeto é feita a instrumentação e controle de uma coluna de destilação composta por torre, condensador, vaso pulmão, bomba e refeedor. A instrumentação e o controle industrial, quando utilizados de forma planejada, detalha e correta, resulta na redução de gastos, aumento da produtividade e principalmente, mantém a segurança da produção e da planta química.

## 2. PROJETO DE TROCADOR DE CALOR

### 2.1. OBJETIVO

O processo Claus é o processo padrão na indústria de petróleo e gás natural para a eliminação do enxofre dos produtos e sua recuperação (dessulfurização). Após os conversores catalíticos, existem condensadores para permitir liquefazer o enxofre produzido e extraí-lo do sistema. O objetivo do trabalho é projetar um desses condensadores, com base nos resultados de uma simulação feita com a ajuda de um simulador comercial.

### 2.2. DESCRIÇÃO DO PROJETO

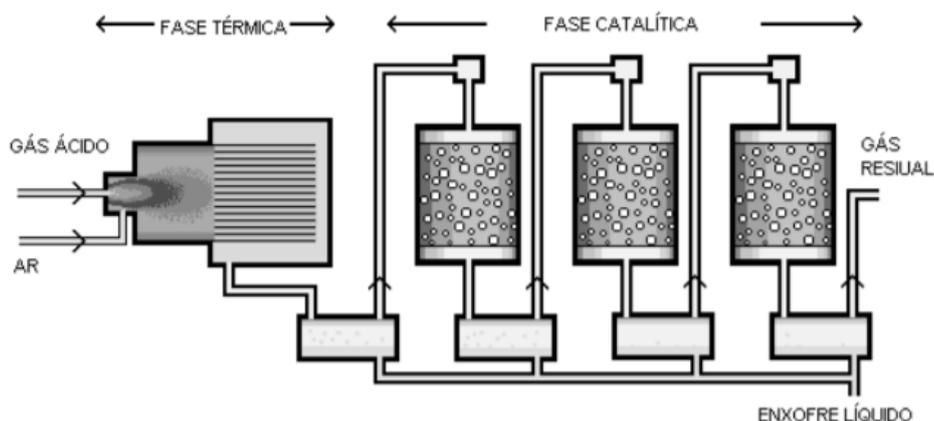
O processo para recuperação de enxofre a partir dos compostos removidos dos gases ácidos é baseado na oxidação do H<sub>2</sub>S, de acordo com os princípios da reação de Claus. Ele foi patenteado em 1883 em Londres pelo químico Carl F. Claus. Nesse processo, o H<sub>2</sub>S é convertido em enxofre elementar, substância não agressiva do ponto de vista ambiental, segundo as reações:



A recuperação de enxofre se situa entre 95 e 99% m/m.<sup>4,12</sup> O enxofre recuperado é vendido para indústrias de fertilizantes, cosméticos, medicamentos, papel e celulose. (AFONSO, 2010).

Como mostra a Figura 1, o processo é dividido em duas etapas, sendo a primeira a fase térmica e a segunda a fase catalítica. Na fase térmica o gás ácido é oxidado em uma câmara de combustão atingindo temperaturas que variam de 975 a 1300 °C, com tempos de residência de 0,5 a 2,0 segundos. As principais funções da fase térmica são oxidar o 1/3 do H<sub>2</sub>S e o SO<sub>2</sub>, produzir enxofre, promover a relação molar H<sub>2</sub>S:SO<sub>2</sub> ideal 2:1 para a fase térmica e para as subsequentes etapas catalíticas, fornecer energia para a reação (2) e destruir os contaminantes presentes na carga. (MARQUES FILHO, 2004).

**Figura 1 – Descrição do processo Claus**



Fonte: (MARQUES FILHO, 2004)

Os gases deixam a câmara de combustão a uma temperatura de aproximadamente 600°C e entram em uma caldeira de vapor, onde são resfriados a temperaturas de 250 a 300°C, produzindo vapor de média pressão.

A próxima etapa de recuperação de enxofre é a fase catalítica, que acontece em reatores cilíndricos e horizontais, entretanto antes de entrar nos reatores os gases precisam ser reaquecidos a temperaturas que evitem a condensação de enxofre no leito catalítico, o que depende do ponto de cada gás.

Após cada reator, o enxofre produzido é condensado e novamente é necessário reaquecer o gás para entrar no próximo reator, geralmente as unidades de recuperação de enxofre são equipadas com três reatores, o que permite uma recuperação de enxofre nominal da ordem de 98% (MARQUES FILHO, 2004).

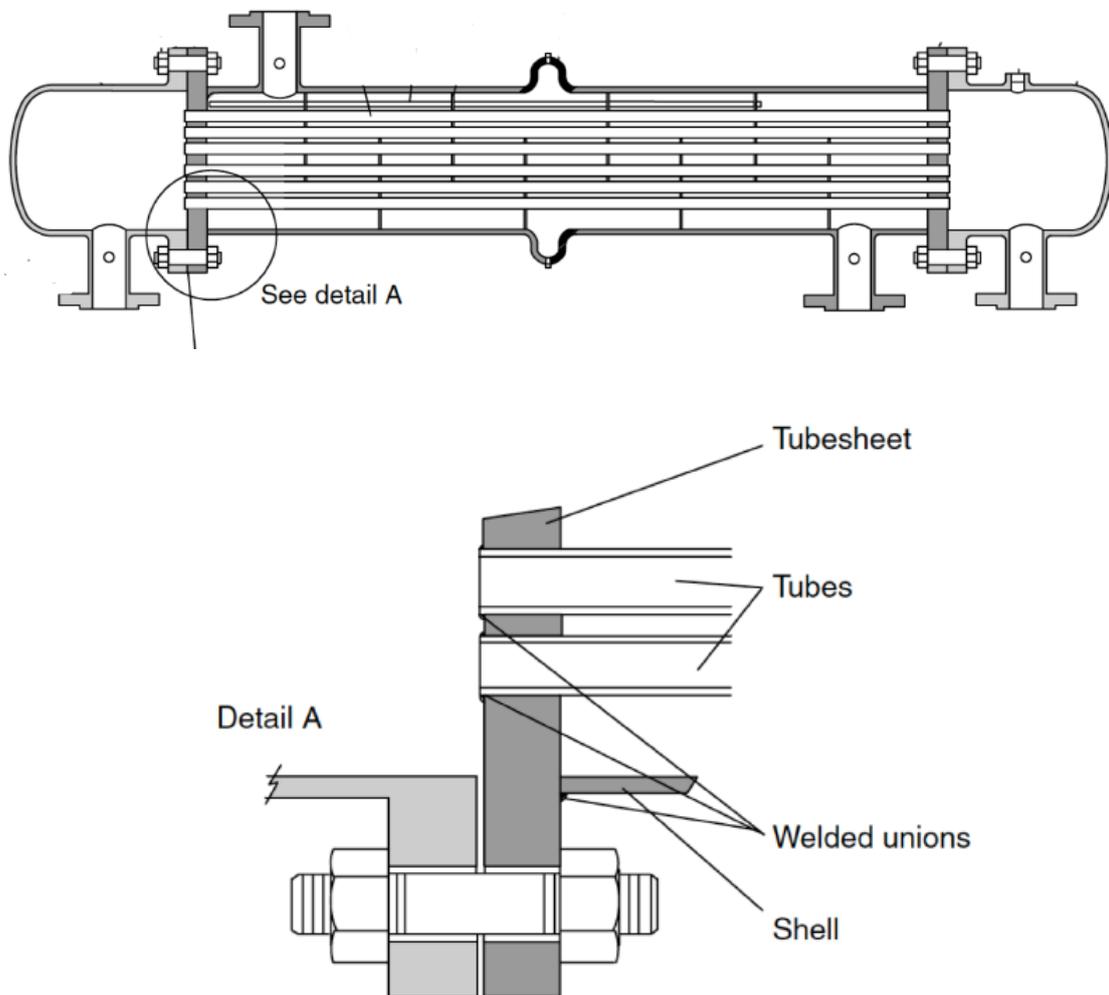
Um trocador de calor é um equipamento utilizado para transferir calor entre dois fluidos que estão a diferentes temperaturas. Os trocadores de calor são encontrados usualmente em instalações de ar condicionado, nas plantas de geração de potência, nas indústrias química, de alimentos, de petróleo, entre muitas outras (CENGEL, 2010).

A transferência de calor em um trocador de calor geralmente envolve convecção em cada fluido e condução através da parede que separa os dois fluidos. Na análise de trocadores de calor, é conveniente trabalhar com o coeficiente global de transferência de calor  $U$ , que representa a contribuição de todos esses efeitos sobre a transferência de calor. A taxa de transferência de calor entre dois fluidos em um local do trocador de calor depende da magnitude da diferença de temperatura no local, que varia ao longo do trocador de calor (KERN, 1997).

Um dos trocadores de calor mais utilizados em plantas químicas é o trocador do tipo casco tubo (Figura 2), em razão da maior área de troca de calor propiciada devido aos tubos

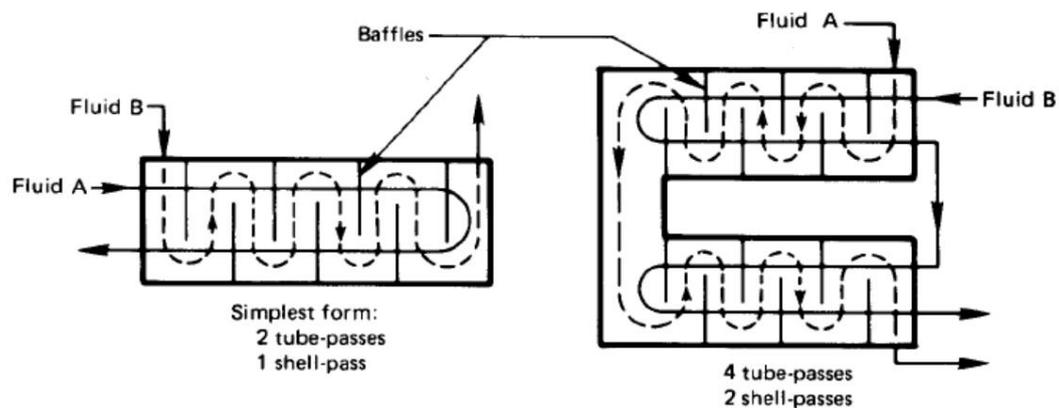
adicionados em um casco em eixos paralelos. A transferência de calor ocorre com um fluido escoando no interior dos tubos, enquanto o outro fluido escoava fora dos tubos através do casco.

**Figura 2 - Desenho esquemático do trocador de calor do tipo casco e tubo.**



Os trocadores de calor casco e tubo são classificados também de acordo com o número de passes envolvidos no casco e nos tubos. Trocadores de calor nos quais todos os tubos fazem meia-volta no casco, por exemplo, são chamados trocadores de calor de um passe no casco e dois passes nos tubos. Do mesmo modo, um trocador de calor que envolve dois passes no casco e quatro passes no tubo é chamado de calor de dois passes no casco e quatro passes nos tubos. A Figura 3 ilustra o número de passes envolvidos no casco e no tubo. Convém lembrar ainda que esse tipo de trocador de calor também é classificado quanto a norma TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association).

Figura 3 - Ilustração do número de passes envolvidos no casco e no tubo.



Fonte: (KERN, 1997)

## 2.3. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO

### 2.3.1. CORRENTES MATERIAIS

Utilizando as informações fornecidas do simulador foi possível preencher as fichas das correntes de materiais de entrada e saída do trocador de calor. A corrente de entrada 1 se trata da entrada do sulfeto de hidrogênio no condensador, conforme apresentado no Apêndice A, enquanto a corrente de saída 3 se refere a saída do mesmo material, dada no Apêndice B. O fluido de refrigeração utilizado no processo é a água.

Importante destacar que em virtude de o sulfeto de hidrogênio ser um fluido sujo e de maiores temperaturas, seu fluxo é dentro do tubo. Isso acontece para evitar danos na carcaça devido a corrosão e deposição, além de evitar isolar a carcaça devido as altas temperaturas de trabalho.

### 2.3.2. TROCADOR DE CALOR

#### 2.3.2.1. ESCOLHA DO TROCADOR DE CALOR

Para definir o tipo de trocador de calor utilizado no processo foi necessário definir a área de calor total envolvida. Pode-se descobrir essa área de troca a partir da seguinte equação:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (3)$$

sendo Q calor total trocado; U coeficiente global de transmissão de calor; A área total de troca de calor e  $\Delta T_{ml}$  diferença de temperatura média logarítmica.

Com base no valor encontrado de calor na entrada e de saída do trocador,  $936,2 \cdot 10^3$  kcal/h e  $459,3 \cdot 10^3$  kcal/h, respectivamente, chegou-se ao valor de calor total  $Q$  igual a  $1395,5 \cdot 10^3$  kcal/h, ou seja, aproximadamente 1,396 Gca/h.

Em função do sulfeto de hidrogênio ser um material mais específico, não foram utilizados os valores individuais de coeficiente de calor e de fator de deposição para o cálculo do coeficiente global de transmissão de calor, optando por um processo mais genérico com base na tabela do Anexo A. Considerou-se como fluido quente o sulfeto de hidrogênio como um gás, devido ao seu estado físico e alta temperatura, e água de refrigeração como fluido frio. Empregou-se o valor médio da faixa indicada para essas condições, chegando ao valor de  $U$  igual a  $160 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$ , ou seja,  $137,67 \text{ kcal}/(\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})$ .

A diferença de temperatura média logarítmica foi calculada com base na seguinte fórmula:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (4)$$

sendo  $t_1$  e  $t_2$  as temperaturas de entrada e saída do fluido quente, respectivamente;  $T_1$  e  $T_2$  as temperaturas de entrada e saída do fluido frio, respectivamente.

Sabendo que o sulfeto de hidrogênio entra a  $1149^\circ \text{C}$  e sai a  $148,9^\circ\text{C}$ , enquanto a água entra a  $28^\circ\text{C}$  e sai a  $48^\circ\text{C}$ , o valor encontrado de  $\Delta T_{ml}$  corresponde a  $444,49^\circ\text{C}$ .

Com base nesses valores, encontrou-se o valor da área total de calor de  $22,81 \text{ m}^2$ . Em função da área dar superior a  $20 \text{ m}^2$ , optou-se por utilizar o trocador de calor do tipo casco e tubo. A escolha baseia-se principalmente no fato de que áreas maiores a  $20 \text{ m}^2$  exigem um comprimento maior do casco, que muitas vezes não é adequado para plantas químicas.

Se tratando de um trocador de calor do tipo casco e tubo, deve-se definir a classificação segundo a norma TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Para isso foi utilizado a tabela do Anexo B. Escolheu-se um cabeçote frontal de carretel e tampa removível (A), o tipo de casco de apenas um passe (E) e cabeçote posterior em tubo (U), afinal temos uma área superior a  $20 \text{ m}^2$ , com fluido sujo e altas pressões nos tubos. Dessa forma, chegou-se ao trocador de calor TEMA AEU.

### **2.3.2.2. DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR**

Considerando o sulfeto de hidrogênio como um fluido sujo, empregou-se o diâmetro externo do tubo de 1 polegada (25,40 mm), espessura de BWG12 (2,77 mm) e comprimento de 20 pés (6096 mm).

Para determinar o número de tubos do trocador, determinou-se a área de cada tubo de aproximadamente 0,486 m<sup>2</sup> com base no diâmetro externo e relacionou-se com a área total de troca. O valor encontrado foi de aproximadamente 48 tubos.

Empregando esse valor, buscou-se na literatura a maneira ideal de determinar o diâmetro total do casco e optou-se por utilizar a tabela apresentada no Anexo C. Como dito anteriormente, o sulfeto de hidrogênio é considerado um fluido sujo, de maneira que a disposição de tubos mais adequada para esses casos é a quadrada. Para o diâmetro externo de 1 polegada tem-se o passo/pitch de 1,25 polegadas, e utilizando a referida tabela chegou-se a 13,25 polegadas (336,55 mm) de diâmetro de casco para 2 passes por tubo.

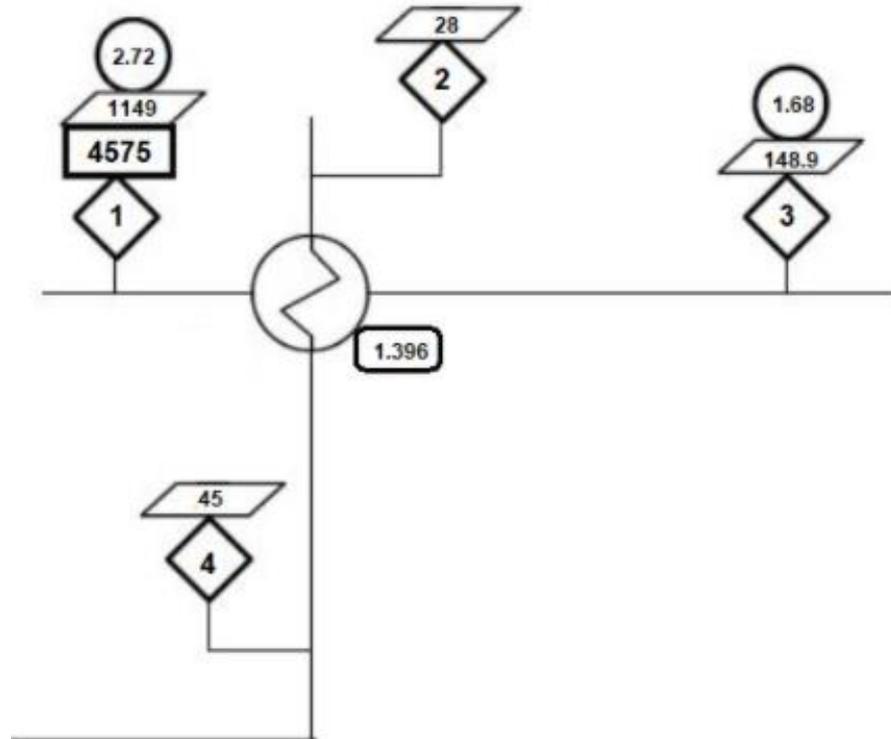
Nota-se que caso fossem utilizados mais passes por tubo, o número de tubos seria menor, uma vez que o fluido passaria mais vezes pelo mesmo tubo e tendo uma troca de calor maior que a mesma quantidade de tubos com somente um passe. Por mais que pareça vantajoso aumentar o número de passes, essa relação não é linear, ao aumentar excessivamente o número de passes chegará um momento em que não representará benefícios. As principais consequências do aumento do número de passes dos tubos são a maior perda de carga nos tubos, maior velocidade do fluido nos tubos, maior coeficiente de transferência de calor por convecção no lado dos tubos. (SOUZA, 2013).

Analisando os custos referente ao aumento número de passes, que é semelhante a analisar o aumento de carcaças, observa-se que a área de troca para um mesmo calor trocado diminui, e aliado a diminuição do número de tubos, o trocador de calor se torna mais barato. No entanto, isso implica em um equipamento mais complexo, de maneira que o custo de manutenção é mais elevado. Além disso, é possível que os custos de operação sejam maiores em casos de mais passes devido a perda de carga envolvida.

## **2.4. DIAGRAMA E CONDIÇÕES DE PROJETO**

Utilizando essas informações montou-se o diagrama simplificado do projeto, conforme a Figura 4.

Figura 4 - Diagrama simplificado do processo.



O número da corrente é identificado pelo símbolo de losango. Conforme citado anteriormente, as correntes 1 e 3 referem-se a entrada e saída de sulfeto de hidrogênio no trocador de calor, respectivamente. Já as correntes 2 e 4 são relativas à entrada e saída da água de refrigeração.

A vazão mássica é dada pelo símbolo do retângulo, na unidade de kg/h. O trapezoide representa a temperatura em °C. O círculo identifica a pressão em kg/cm<sup>2</sup>. O retângulo arredondado representa o calor total trocado no processo em Gcal/h.

Conforme informado anteriormente, é possível encontrar mais detalhes referentes as correntes de materiais de entrada e saída nos Apêndices A e B, respectivamente. Já as especificações do trocador de calor é encontrando no Apêndice C.

Com base nos valores de temperatura e pressão de operação foi possível determinar as condições de projeto. Sabe-se que deve haver uma margem de segurança entre esses valores, de maneira que para casos conservadores a temperatura de projeto deve ser 30 °C acima da temperatura de operação, enquanto a pressão de projeto deve ser 10% ou 1,8kg/cm<sup>2</sup> acima da pressão de operação, desde que essa seja no mínimo 3,5. Dessa maneira, obtêm-se a temperatura e pressão de projeto de 1179 °C e 3,5kg/cm<sup>2</sup>.

## 2.5. CONCLUSÃO

A partir do projeto desenvolvido nota-se a importância a classificação adequada das correntes materiais. Dependendo do fluido quente e do fluido frio de trabalho, o valor do coeficiente global de troca de calor adquire valores diferentes e isso impacta diretamente a área de troca total. A área de troca total é um parâmetro importante para realizar a escolha do trocador de calor, já que para áreas de 10 a 20 m<sup>2</sup> o trocador de calor de tubos concêntricos é o mais utilizado, e áreas superiores a faixa indicada escolhe-se do tipo casco e tubo.

Além de impactar diretamente a área de troca de calor, a classificação do fluido influencia também em outras características construtivos do trocador, como diâmetro, espessura e principalmente o tipo de disposição dos tubos. Embora a disposição triangular seja amplamente utilizada em indústrias químicas, esse tipo não é adequado para processos que envolvem fluidos sujos, que é o caso do atual projeto. Isso acontece em função da dificuldade de manutenção dos tubos que sujam com maior frequência devido ao fluido sujo e corrosivo.

O trocador de calor do tipo casco tubo apresenta vantagens quanto a operação em altas pressões e temperaturas, alta eficiência térmica e grande área de transferência. Porém, possui algumas desvantagens em função do espaço requerido ser maior e ser menos flexível a mudanças na capacidade de produção, além do próprio custo do trocador ser relativamente elevado. Com isso destaca-se a necessidade de uma análise econômica detalhada, avaliando custos de imobilizado, operação e manutenção, com o intuito de investigar o melhor tipo trocador, otimizando as configurações e garantindo o melhor custo-benefício.

### 3. PROJETO DE BOMBA CENTRÍFUGA

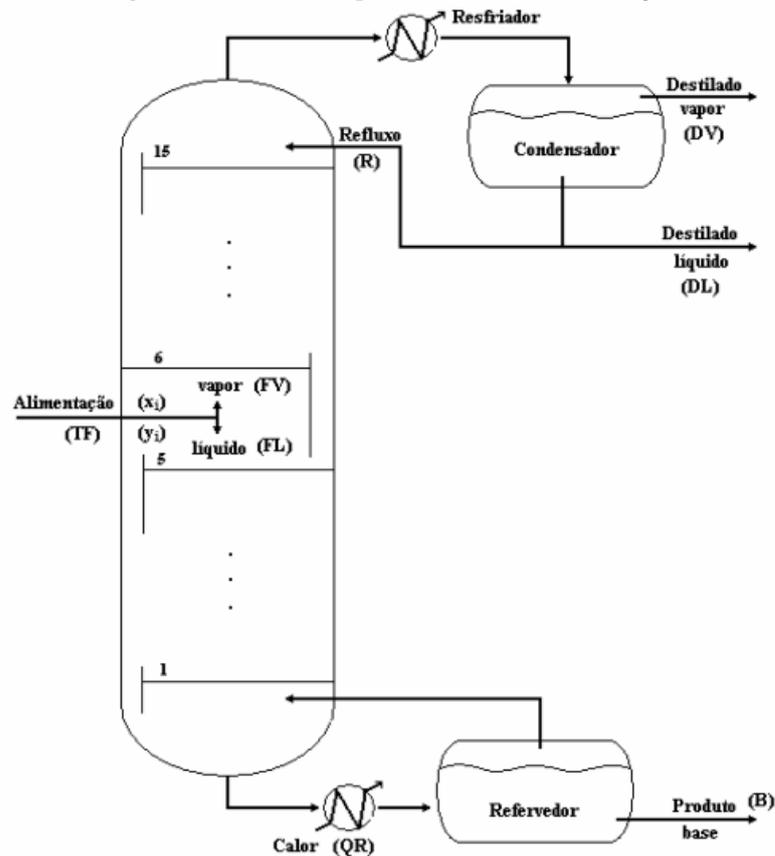
#### 3.1. OBJETIVO

A separação de uma mistura de n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub> é feito através de uma torre de destilação. Para o refluxo da torre utiliza-se uma bomba centrífuga que opera com uma vazão determinada. O objetivo do trabalho é projetar essa bomba centrífuga, com base nos resultados de uma simulação feita com a ajuda de um simulador comercial, preenchendo as folhas de especificações.

#### 3.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A destilação é uma operação unitária que visa separar componentes de uma fase líquida através de sua vaporização parcial, baseando na transferência de massa e equilíbrio líquido-vapor. A separação ocorre devido a diferença de volatilidade dos componentes da mistura líquida inicial, isto é, do ponto de ebulição no qual estão sujeitas as substâncias. Um líquido entra em ebulição quando a pressão de vapor se iguala à pressão ambiente, em função das forças intermoleculares vigentes. Na Figura 5 tem-se o esquema de uma coluna de destilação.

Figura 5 - Desenho esquemático de uma destilação.



Fonte: (ZANATA, 2005)

Os vapores produzidos são, normalmente, mais ricos nos componentes mais voláteis do que no líquido, o que possibilita a separação de frações enriquecidas nos componentes desejáveis. A separação da mistura líquida por destilação depende principalmente da geração e manutenção da área de contato líquido-vapor. Existem vários tipos de dispositivos de contato líquido-vapor, porém os mais usados são três: pratos, recheios randômicos e recheios estruturados (JÚNIOR, 2007).

O refluxo é importante para a destilação e possui duas funções principais. A primeira que se pode citar é manter a coluna molhada, com a presença do vapor condensado. A segunda função é enriquecer a coluna, de maneira a otimizar o número de pratos/tamanho do recheio. Caso o vaso regulador esteja localizado abaixo da região em que acontece o refluxo, é necessário o bombeamento do líquido.

Para realizar a impulsão de líquidos utiliza-se bombas, que permitem vencer as perdas de pressão e fornecer uma vazão específica. Dependendo de suas características, elas podem ser cinéticas, nas quais o movimento do fluido e da parte móvel são diferentes; ou de deslocamento positivo, que apresentam o mesmo movimento do fluido e parte móvel. As vantagens das primeiras estão relacionadas a grande faixa de vazão e pressão operação e capacidade de operar com impulsão fechada (shut-off) sem ocorrer falhas mecânicas. Além disso, apresentam baixo custo e construção simples, de maneira que as bombas cinéticas são as mais utilizadas nas indústrias.

A principal representante das bombas cinéticas é a bomba centrífuga. As bombas centrífugas movem um certo volume de líquido entre dois níveis; eles são então, máquinas hidráulicas que transformam um trabalho mecânico em outro do tipo hidráulico. Os elementos construtivos que os constituem são:

- a) Um tubo de sucção, que termina praticamente no flange de sucção.
- b) O impulsor ou impulsor, formado por uma série de pás de vários formatos que giram dentro de um invólucro circular. O impulsor está integralmente conectado ao eixo e é a parte móvel da bomba.

O líquido penetra axialmente através do tubo de sucção até o centro do impulsor, que é acionado por um motor, experimentando uma mudança mais ou menos abrupta de direção, indo para radial, (nas centrífugas), ou restante axial, (nas axiais), adquirindo uma aceleração e absorvendo um trabalho. Na Figura 6 tem-se o desenho esquemático de uma bomba centrífuga.

**Figura 6 - Desenho esquemático de uma bomba centrífuga.**

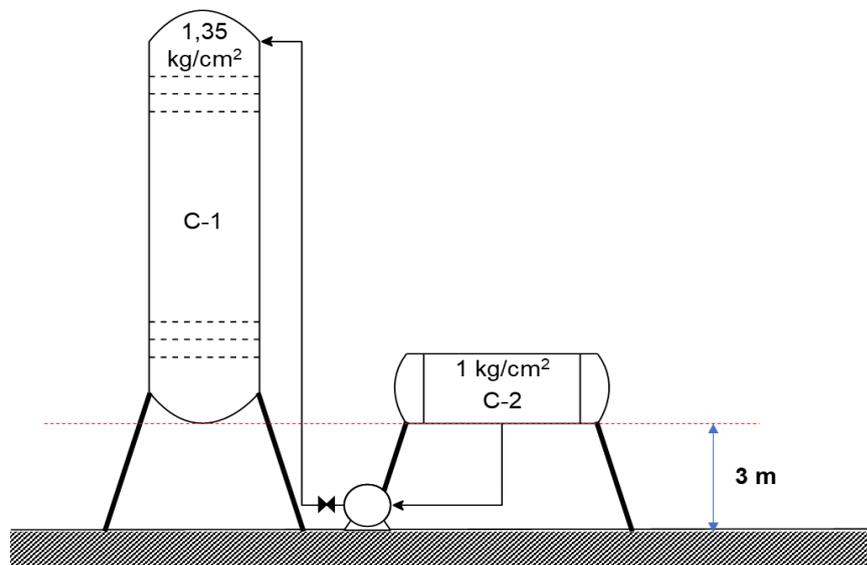


### 3.3. DESCRIÇÃO DO PROJETO

Na destilação da mistura de n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub>, a alimentação é introduzida na torre em formato líquido em ponto bolha. Através da parte inferior extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano.

O vaso separador/pulmão utilizado está abaixo do local em que é feito o refluxo, de maneira que é necessária uma bomba para realizar o impulso até o topo da torre. A bomba escolhida é a centrífuga, em virtude das vantagens já apresentadas. Na Figura 7 é possível observar o desenho esquemático do projeto.

**Figura 7 - Desenho esquemático do projeto.**



Onde C-1 representa a torre de destilação e C-2 é o vaso separador/pulmão.

A torre de destilação possui 12,3 metros de altura e 1,6 metros de diâmetro. O vaso pulmão possui 5 metros de comprimento e 1 metro de diâmetro.

Considera-se uma vazão volumétrica de refluxo de 13,1 m<sup>3</sup>/h, com uma densidade da corrente de 616,5 kg/m<sup>3</sup>.

### 3.4. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO

#### 3.4.1. CORRENTES MATERIAIS

Como se trata de um vaso regulador localizado abaixo da região em que acontece o refluxo, o bombeamento é necessário, de maneira que as informações fornecidas do simulador foram utilizadas para preencher as fichas das correntes de materiais de entrada e saída da bomba centrífuga. A corrente 1 se trata da aspiração do destilado rico em n-hexano, enquanto a corrente 2 é referente a impulsão, garantindo o retorno dele ao topo da coluna de destilação. Os dados das correntes materiais podem ser encontrados nos Apêndices D e E.

#### 3.4.2. BOMBA CENTRÍFUGA

##### 3.4.2.1. PRESSÃO NA ASPIRAÇÃO E NA IMPULSÃO

Para estimar as pressões na aspiração e na impulsão devem ser consideradas a pressão no vaso, altura em relação a bomba e as perdas de carga envolvidas. No caso da aspiração considera-se o vaso pulmão (C-2) e na impulsão a torre de destilação (C-1).

Para estimar a perda de carga na tubulação ( $\Delta P_c$ ) usa-se a relação de de 0,5 kg/cm<sup>2</sup>/km de tubo para o caso da aspiração e 2 kg/cm<sup>2</sup>/km de tubo para a linha de impulsão. O cálculo do comprimento é feito com base na relação de  $L = 1,3 * h$ .

Considerando que o vaso pulmão está 50% cheio, para determinar a pressão de aspiração, utiliza-se:

$$P_{aspiração} = P_{vaso} + \frac{\left(\frac{D_{vaso}}{2} + h\right) * 9,81 * \rho_L}{98067} - \Delta P_{c,asp} \quad (5)$$

No caso da pressão máxima de impulsão, considera-se o valor de 3,5 e utiliza-se o diâmetro total do vaso:

$$P_{aspiração,max} = 3,5 + \frac{(D_{vaso} + h) * 9,81 * \rho_L}{98067} - \Delta P_{c,asp} \quad (6)$$

Na impulsão, processo após a passagem pela bomba, o recipiente de destino e as perdas de carga impactam positivamente no cálculo com dados de pressão, altura, perdas na tubulação e instrumentação. Tem-se:

$$P_{impulsão} = P_{coluna} + \frac{(H_{coluna} + h) * 9,81 * \rho_L}{98067} + \Delta P_{c,imp} \quad (7)$$

Dessa forma, calcula-se a diferença de pressão entre a aspiração e impulsão:

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{aspiração} \quad (8)$$

Para calcular a máxima  $\Delta P$  a impulsão fechada, sobredimensiona-se 20% acima desse valor, de maneira que

$$\Delta P_{max,imp\ fechada} = 1,2 * \Delta P \quad (9)$$

E então pode-se calcular a pressão máxima de impulsão:

$$P_{imp,max} = P_{asp,max} + \Delta P_{max,imp\ fechada} \quad (10)$$

Utilizando os valores informados anteriormente, tem-se

$$\Delta P_{c,asp} = 0,5 * \frac{1,3*(3)}{1000} = 0,00195 \text{ kgf/cm}^2$$

Importante destacar que na impulsão ainda deve-se considerar a perda de carga em função da válvula, correspondente a 0,25 kgf/cm<sup>2</sup>.

$$\Delta P_{c,imp} = 2 * \frac{1,3*(12,3+3)}{1000} + 0,25 = 0,28978 \text{ kfg/cm}^2$$

De maneira que

$$P_{aspiração} = 1 + \frac{(\frac{1}{2}+3)*9,81*616,5}{98067} - 0,00195 = 1,2139 \text{ kgf/cm}^2$$

$$P_{asp,max} = 3,5 + \frac{(1+3)*9,81*616,5}{98067} - 0,00195 = 3,7447 \text{ kgf/cm}^2$$

$$P_{impulsão} = 1,35 + \frac{(15,3+3)*9,81*616,5}{98067} + 0,28978 = 2,5833 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\Delta P = 2,5833 - 1,2139 = 1,3694 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\Delta P_{max,imp\ fechada} = 1,2 * 1,3694 = 1,6433 \text{ kgf/cm}^2$$

$$P_{imp,max} = 3,7447 + 1,6433 = 5,3881 \text{ kgf/cm}^2$$

### 3.4.2.2. CARGA LÍQUIDA DE SUCCÃO (NPSH)

A carga líquida de sucção é um parâmetro utilizado para evitar a cavitação na bomba. A cavitação ocorre quando a pressão de aspiração/sucção é menor que a pressão de vapor do fluido utilizado, fazendo com que bolhas de vapor apareçam. A partir dessas bolhas, é possível ter ruídos, vibrações excessivas e danos ao equipamento.

O fabricante da bomba fornece o  $NPSH_{requerido}$ , correspondente ao valor mínimo de pressão na aspiração para que não ocorra a cavitação. Com base nas informações do sistema, calcula-se o  $NPSH_{disponível}$ , relativo à pressão absoluta na aspiração, de maneira que esse valor deve-se ser a ser superior ao informado pelo fabricante da bomba.

Caso não exista informações do fabricante a respeito do  $NPSH_{requerido}$ , utiliza-se a convenção com base nas faixas de pressão exposta na Tabela 1:

**Tabela 1 - Convenção utilizada para  $NPSH_{requerido}$  em função da vazão.**

| $NPSH_{requerido}$ (m) | Vazões ( $m^3/h$ ) |
|------------------------|--------------------|
| 2,5                    | Até 15             |
| 3                      | 15- 45             |
| 4                      | 45 – 140           |
| 5                      | 140 – 350          |
| 6                      | Acima de 350       |

A fórmula utilizada para o  $NPSH_{disponível}$  corresponde a:

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{aspiração} - P_{vapor}}{\rho_L * 9,81} \quad (11)$$

Nota-se que é possível alterar esse valor a partir da altura do vaso de aspiração, que influencia diretamente na pressão de aspiração.

No projeto, pressão de vapor corresponde a pressão atmosférica de 1,0332 kgf/cm<sup>2</sup> e a pressão de aspiração adquire o valor de 1,2139 kgf/cm<sup>2</sup>. Fazendo a respectiva conversão de unidades, chega-se ao valor de 2,9305 metros de  $NPSH_{requerido}$ . Como não há informação do fabricante, utiliza-se a Tabela 1 para estimar o  $NPSH_{disponível}$ , de maneira que para a vazão de 13,1 m<sup>3</sup>/h tem-se 2,5 metros. Em virtude de o valor requerido ser maior que o disponível, garante-se que não ocorre a cavitação.

### 3.4.2.3. ALTURA MANOMÉTRICA

Para calcular a altura manométrica da bomba utiliza-se a seguinte relação:

$$H = \frac{P_{impulsão} - P_{aspiração}}{\rho_L * 9,81} \quad (12)$$

Com base nos valores apresentados anteriormente, chega-se a altura manométrica correspondente a 22,21 metros.

### 3.4.2.4. POTÊNCIA

A potência absorvida de uma bomba centrífuga é dada por:

$$W_{absorvida} = \frac{Q_{projeto} * \Delta P_{max,imp fechada}}{27,4} \quad (13)$$

com  $Q_{projeto}$  igual a 1,2  $Q_{operação}$ .

No entanto, deve-se considerar o atrito do líquido com as partes internas, de maneira que é utiliza-se uma eficiência para determinar a potência hidráulica:

$$W_{hidraulica} = \frac{W_{absorvida}}{\varepsilon_{hidraulica}} \quad (14)$$

Deve-se levar em consideração as perdas no próprio no motor da bomba, de forma que para chegar a potência real consumida pela bomba deve-se considerar também eficiência elétrica tem-se:

$$W_{real consumida} = \frac{W_{hidraulica}}{\varepsilon_{eletrica}} \quad (15)$$

No Anexo D tem-se o gráfico que relaciona a vazão que a bomba é capaz de recalcar e a altura manométrica total “contra” a qual essa vazão pode ser recalçada, além de trazer curvas de eficiência hidráulica (PROCEL, 2005). A partir do gráfico, estima-se a eficiência hidráulica, de maneira que fazendo as conversões de unidade para vazão e altura manométrica correspondentes, chega-se ao valor de 39%. Para a eficiência elétrica usa-se 90%.

Com base nos valores apresentados, tem-se

$$W_{absorvida} = \frac{1,2(13,1)*1,6433}{27,4} = 0,9428 \text{ CV} = 0,6939 \text{ kW}$$

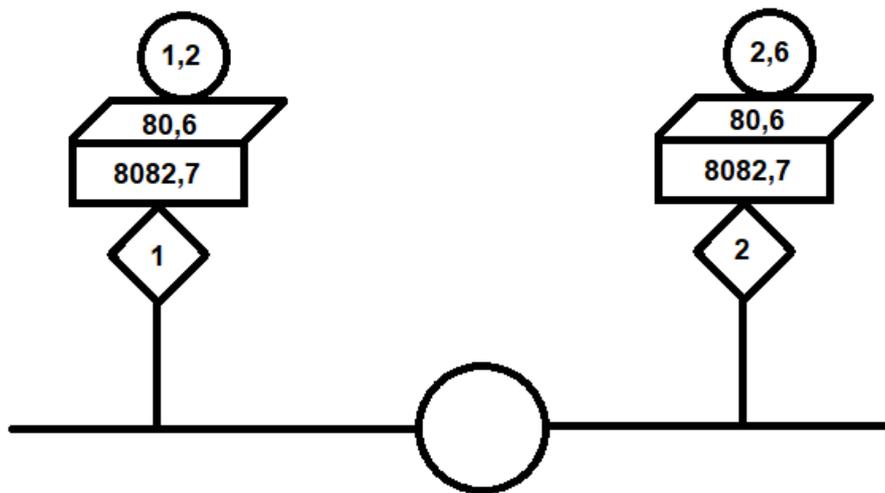
$$W_{hidraulica} = \frac{0,6939}{0,39} = 1,7793 \text{ kW}$$

$$W_{real consumida} = \frac{1,7793}{0,90} = 1,9769 \text{ kW}$$

### 3.5. DIAGRAMA E CONDIÇÕES DE PROJETO

Utilizando essas informações montou-se o diagrama simplificado do projeto da bomba centrífuga, conforme a Figura 8.

Figura 8 – Diagrama esquemático do projeto



O número da corrente é identificado pelo símbolo de losango. Conforme citado anteriormente, as correntes 1 e 2 referem-se a entrada e saída do destilado rico em n-hexano na bomba centrífuga, respectivamente. A vazão mássica é dada pelo símbolo do retângulo, na unidade de kg/h. O trapezoide representa a temperatura em °C. O círculo identifica a pressão em kgf/cm<sup>2</sup>. Conforme informado anteriormente, é possível encontrar mais detalhes referentes as correntes de materiais de entrada e saída nos Apêndices D e E.

A partir do valor de vazão de operação, pode-se determinar a vazão mínima. Esse valor corresponde ao mínimo que a bomba pode operar sem que ocorra perdas de pressão consideráveis, comprometendo o funcionamento adequado. Estimando 60% da vazão de operação, tem-se que a vazão mínima corresponde a 7,86 m<sup>3</sup>/h.

As condições de projeto também podem ser estimadas a partir de informações de operação. Sabe-se que deve haver uma margem de segurança entre esses valores, de maneira que para casos conservadores adiciona-se 20% em cima do valor da vazão de operação; a temperatura de projeto deve ser 30 °C acima da temperatura de operação, enquanto a pressão de projeto deve ser 10% ou 1,8kg/cm<sup>2</sup> acima da pressão de operação, desde que essa seja no

mínimo 3,5. Dessa maneira, obtêm-se a vazão de projeto de 15,72 m<sup>3</sup>/h, temperatura de projeto de 110,59 °C e pressão de projeto de 7,1880 kgf/cm<sup>2</sup>. Mais detalhes referentes a bomba centrífuga estão no Apêndice F.

### 3.6. CONCLUSÃO

Com base no desenvolvimento do projeto, nota-se a necessidade de utilização de bombas para deslocamentos de fluidos de pontos de menor energia (carga) para os de maior energia (carga), vencendo diferenças de altura. No caso da destilação, é essencial bombear o líquido durante o refluxo, já que este é responsável por manter a coluna molhada e enriquecer o destilado.

O dimensionamento da bomba, assim como os cálculos de pressões máximas de aspiração e impulsão são relevantes para o projeto adequado. A partir desses valores, determina-se as condições de projeto, que adquirem valores conservadores a fim de preservar o funcionamento adequado e seguro do equipamento. A determinação da carga líquida de sucção (NPSH) disponível também é essencial nesse momento, devendo buscar valor superior ao NPSH requerido, fornecido pelo fabricante. Assim, deve-se manipular a altura de aspiração para que a pressão seja superior a pressão de vapor do fluido, evitando a cavitação e suas consequências: ruídos excessivos e danos a vedação. Importante destacar a necessidade do cálculo da vazão mínima, já que caso a bomba opere em condições inferiores, há aquecimento e perdas por calor, diminuindo a eficiência.

O ponto de operação é o ponto no qual a bomba funciona e se dá pelo cruzamento das curvas do sistema e curva da bomba. É importante destacar a diferença entre elas: a primeira é referente as condições de serviço do sistema, dada características hidráulicas, enquanto a curva da bomba, normalmente fornecida pelo fabricante, contém informações a respeito do desempenho da bomba. É possível modificar o ponto de operação buscando maior flexibilidade operacional, através do uso de válvulas e variação na velocidade de rotação, que resultam na alteração das curvas características.

Conforme apresentado por PROCEL (2005), do ponto de vista hidráulico, é vantajoso obter uma maior vazão devido à menor perda de pressão, do ponto de vista energético, devem ser observadas as características do equipamento, que podem já não estar próximas do desempenho ótimo. Dado o exposto, nota-se a importância de realizar todos os cálculos apresentados, com a finalidade de otimizar a configuração e garantir o melhor custo-benefício do processo.

## 4. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

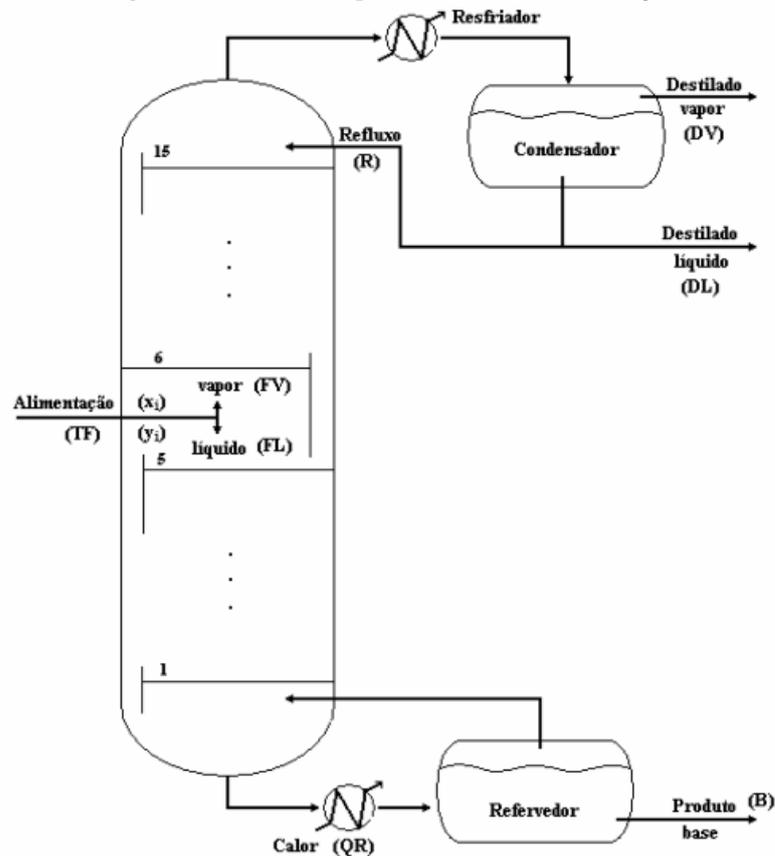
### 4.1. OBJETIVO

A separação de uma mistura de n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub> é feito através de uma torre de destilação. Para o refluxo da torre utiliza-se uma bomba centrífuga que opera com uma vazão determinada. O objetivo do trabalho é definir a instrumentação e controle da planta que contém a torre de destilação, condensador, refeedor, vaso pulmão e bomba centrífuga, além de preencher tabelas de especificações correspondentes a estes acessórios.

### 4.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A destilação é uma operação unitária que visa separar componentes de uma fase líquida através de sua vaporização parcial, baseando na transferência de massa e equilíbrio líquido-vapor. A separação ocorre devido a diferença de volatilidade dos componentes da mistura líquida inicial, isto é, do ponto de ebulição no qual estão sujeitas as substâncias. Um líquido entra em ebulição quando a pressão de vapor se iguala à pressão ambiente, em função das forças intermoleculares vigentes. Na Figura 9 tem-se o esquema de uma coluna de destilação.

Figura 9 - Desenho esquemático de uma destilação.



Fonte: (ZANATA, 2005)

Os vapores produzidos são, normalmente, mais ricos nos componentes mais voláteis do que no líquido, o que possibilita a separação de frações enriquecidas nos componentes desejáveis. A separação da mistura líquida por destilação depende principalmente da geração e manutenção da área de contato líquido-vapor. Existem vários tipos de dispositivos de contato líquido-vapor, porém os mais usados são três: pratos, recheios randômicos e recheios estruturados (JÚNIOR, 2007).

O refluxo é importante para a destilação e possui duas funções principais. A primeira que se pode citar é manter a coluna molhada, com a presença do vapor condensado. A segunda função é enriquecer a coluna, de maneira a otimizar o número de pratos/tamanho do recheio. Caso o vaso regulador esteja localizado abaixo da região em que acontece o refluxo, é necessário o bombeamento do líquido através de bombas.

Durante a operação, algumas variáveis podem sofrer alterações, de maneira que as vazões de refluxo e de saída desviem dos valores desejados. Com o intuito de manter esses valores, mede-se essas vazões comprando com os valores de referência e toma-se uma atitude para corrigir os desvios, utilizando válvulas, por exemplo. Para evitar desgaste e erros humanos, opta-se por realizar o controle automaticamente através de instrumentos.

Instrumentação é o campo da engenharia que “trata do projeto, fabricação, especificação, montagem, operação e manutenção dos instrumentos para medição e controle das variáveis de processo industrial” (CORREA, 2002). Conforme Smith e Corripio (2000), as três operações básicas presentes no sistema de controle são:

- 1) Medição: o sensor e transmissor são responsáveis por medir a variável
- 2) Decisão: o controlador decide o que fazer, com base na medição
- 3) Ação: o elemento de controle final realiza a ação determinada pelo controlador

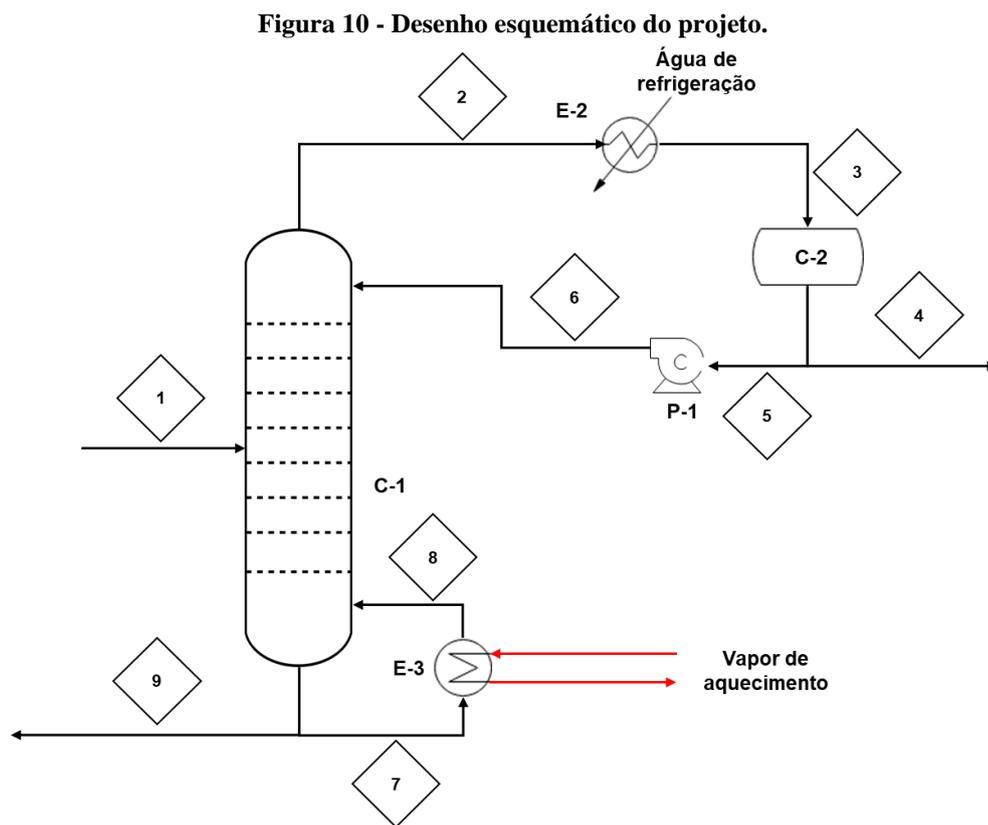
As informações do processo são obtidas e transmitidas até um local, geralmente uma sala de controle, onde está localizado o controlador e a base de dados históricos (CORREA, 2002). A partir da comparação com o valor de referência, o controlador é capaz de determinar a ordem para o elemento final de controle, que corrige o desvio.

As principais variáveis analisadas na instrumentação são vazão, pressão, temperatura e nível, no entanto, outras como densidade, pH e umidade também podem ser estudadas. Com frequência utiliza-se fenômenos físicos e químicos para determinar indiretamente as variáveis medidas, de forma que nesse contexto entram os transdutores e transmissores, que transformam a variável medida em um sinal capaz de ser medido e interpretado (CORREA, 2002).

### 4.3. DESCRIÇÃO DO PROJETO

Na destilação da mistura de n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub>, a alimentação é introduzida na torre em formato líquido em ponto bolha. Através da parte inferior extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano.

O vaso separador/pulmão utilizado está abaixo do local em que é feito o refluxo, de maneira que é necessária uma bomba para realizar o impulso até o topo da torre. Na parte inferior é observado o refeedor que garante que volte vapor para a coluna. Na Figura 10 é possível observar o desenho esquemático do projeto.



É desejável controlar e monitorar as variáveis de uma coluna de destilação, de maneira que os instrumentos são fornecidos para desempenhar essa função durante a operação da planta. O principal objetivo do projeto é garantir a operação segura da planta, mantendo as variáveis do processo dentro de limites operacionais seguros e detectando situações perigosas através de alarmes e sistemas de desligamento automático (TOWLER, 2008). Além disso, nota-se que o controle é necessário para manter os produtos com a composição desejada e dentro dos padrões de qualidade especificados.

Towler (2008) salienta que, em uma planta química típica, esses objetivos são alcançados através da combinação de controle automático, monitoramento manual e análises laboratoriais apropriadas.

#### 4.4. DESENVOLVIMENTO DO PROJETO

##### 4.4.1. INSTRUMENTAÇÃO

A instrumentação consiste no conjunto de dispositivos e aparelhos capazes de medir variáveis de processo, como vazão, pressão, temperatura e nível. Com base nos objetivos do processo, escolhe-se as tubulações e correntes ideais para realizar as medições.

##### 4.4.1.1. INSTRUMENTOS DE VAZÃO

A medição de vazão é feita com o intuito de indicar a quantidade de líquido/gás que passa por um local, dada uma unidade de tempo. Pode ser feito através de dispositivos como placa de orifício, tubo de Venturi, rotâmetro ou ultrassom.

Na destilação é fundamental medir a vazão de todas as correntes do processo, desde que não sejam redundantes. Sabendo que a somatória das vazões nas tubulações 4 e 6 é correspondente a vazão de 2, e conseqüentemente de 3 também, não é necessário medir estas. O mesmo acontece para as tubulações 7 e 8, de maneira que opta-se por medir a vazão da primeira devido ao estado físico líquido. As demais tubulações apresentam instrumentos de vazão associados, de forma que na Tabela 2 tem-se as informações pertinentes.

**Tabela 2 - Especificações dos instrumentos de vazão.**

| <i>Identificação</i> | <i>Localização<br/>(núm. da tubulação)</i> | <i>Fase</i> |
|----------------------|--|-------------|
| FIC – 1              | 1  | Líquida     |
| FI – 2               | 4  | Líquida     |
| FIC – 3              | 6  | Líquida     |
| FI – 4               | 7  | Líquida     |
| FI – 5               | 9  | Líquida     |
| FIC – 6              | 10   | Gasosa      |
| FI – 7               | 11   | Gasosa      |

#### 4.4.1.2. INSTRUMENTOS DE PRESSÃO

Os medidores de pressão são utilizados para monitorar a pressão nos locais de trabalho, garantindo a segurança e eficiência do processo. Os principais exemplos são os medidores de coluna de líquido ou de deformação, como o medidor de Bourdon.

Sabe-se que é necessário medir a pressão nos pratos de alimentação, topo e fundo, dado pelas tubulações 1, 2 e 7, respectivamente. Em função da presença do condensador e da bomba, é importante medir as pressões nas tubulações de entrada e saída desses equipamentos, identificando o momento de limpeza e monitorando o funcionamento adequado. Além disso, é importante medir as pressões relacionadas ao vapor de aquecimento presente no refeedor. Na Tabela 3 são evidenciados os locais da instalação dos instrumentos de pressão.

**Tabela 3 – Especificações dos instrumentos de pressão**

| <i>Identificação</i> | <i>Localização<br/>(núm. da tubulação)</i> | <i>Fase</i> |
|----------------------|--|-------------|
| PI – 1               | 1  | Líquida     |
| PIC – 2              | 2  | Gasosa      |
| PI – 3               | 3  | Líquida     |
| PI – 4               | 5  | Líquida     |
| PI – 5               | 6  | Líquida     |
| PI – 6               | 7  | Líquida     |
| PI – 8               | 9  | Líquida     |
| PI – 9               | 10   | Gasosa      |
| PI – 10              | 11   | Gasosa      |

#### 4.4.1.3. INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA

A medição de temperatura tem o objetivo de medir a temperatura cinética adquirida pelos átomos de um corpo. Pode ser realizada através da dilatação de líquidos e gases, resistores ou termopares, sendo esses últimos os mais utilizados. A temperatura pode ser medida com o intuito de calcular a fração de cada componente no destilado e produto de fundo.

A Tabela 4 apresenta os locais em que são colocados os indicadores de temperatura na planta do projeto. Inicialmente é necessário medir as temperaturas nos pratos de alimentação e topo, representadas pelas tubulações 1 e 2, respectivamente. Em função da presença do condensador é importante medir a temperatura na corrente de saída do equipamento, evidenciada pela tubulação 3. As correntes de saída também devem ser medidas, de forma que escolheu-se a tubulação 4, que possui temperatura semelhante a 5 e 6, e as tubulações 8 e 9.

Importante destacar a necessidade de monitorar as correntes de entrada e saída do vapor de aquecimento responsável pela vaporização do produto de fundo que volta como reciclo na coluna.

**Tabela 4 – Especificações dos instrumentos de temperatura**

| <i>Identificação</i> | <i>Localização<br/>(núm. da tubulação)</i> | <i>Fase</i> |
|----------------------|--|-------------|
| TI – 1               | 1  | Líquida     |
| TI – 2               | 2  | Gasosa      |
| TI – 3               | 3  | Líquida     |
| TI – 4               | 4  | Líquida     |
| TI – 5               | 8  | Gasosa      |
| TI – 6               | 9  | Líquida     |
| TI – 7               | 10   | Gasosa      |
| TI – 8               | 11   | Gasosa      |

#### **4.4.1.4. INSTRUMENTOS DE NÍVEL**

Os medidores de nível são responsáveis por medir a altura do conteúdo líquido ou sólido de um reservatório. Essa medição pode ser feita de maneira direta, através de visores de nível e flutuadores, ou indireta a partir de pressão diferencial e deslocador de Arquimedes.

Na planta tem-se dois vasos: a torre de destilação e o vaso pulmão. Dessa maneira, é medido o nível dois reservatórios, conforme apresentado na Tabela 5.

**Tabela 5 – Especificações dos instrumentos de nível**

| <i>Identificação</i> | <i>Localização<br/>(núm. da tubulação)</i> | <i>Tipo de interfase</i> |
|----------------------|--|--------------------------|
| LIC – 1              | C – 1                                      | Líquida - Vapor          |
| LIC – 2              | C – 2                                      | Líquida - Líquida        |

#### **4.4.2. CONTROLE**

O controle é feito através de dispositivos e aparelhos para manter as variáveis de processo no valor desejado de maneira automática. Na Tabela 6 são apresentados os seis laços de controle presentes na planta do projeto.

Tabela 6 – Especificações dos laços de controle

| <i>Identificação no diagrama mecânico</i> | <i>Localização (núm. da tubulação/ vaso)</i> | <i>Descrição da ação</i>  | <i>Elementos vinculados</i>   |
|---|--|---|---|
| FIC – 1                                   | 1  | Controle de vazão de entrada da coluna de destilação fracionada | Medidor de vazão<br>Controlador de vazão<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle     |
| LIC – 1                                   | C – 1  | Controle de nível da coluna de destilação fracionada            | Medidor de nível<br>Controlador de nível<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle     |
| LIC – 2                                   | C – 2  | Controle de nível do vaso pulmão                                | Medidor de nível<br>Controlador de nível<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle     |
| PIC – 2                                   | 2  | Controle de pressão no topo da coluna de destilação fracionada  | Medidor de pressão<br>Controlador de pressão<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle |
| FIC – 3                                   | 6  | Controle de vazão da do líquido de refluxo                      | Medidor de vazão<br>Controlador de vazão<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle     |
| FIC – 6                                   | 10   | Controle de vazão da entrada do vapor de aquecimento            | Medidor de vazão<br>Controlador de vazão<br>Transdutor elétrico/pneumático<br>Válvula de controle     |

O laço de controle FIC-1 é responsável por controlar a vazão de alimentação na coluna de destilação. A importância do controle desse parâmetro está relacionada ao fato de que é essencial manter a corrente de alimentação constante para manter uma operação estável no equipamento (KALID, 2000).

Sabe-se que o vaso pulmão C – 2 é importante para atenuar possíveis alterações na qualidade dos produtos e manter o funcionamento adequado da bomba, já que é necessária a

existência do acumulador de líquido na sucção para evitar a cavitação (KALID, 2000). Dessa forma, adiciona-se válvula de controle para manter o nível do vaso com o valor adequado, que é o caso apresentado pelos laços de controle LIC-1 e LIC-2. Assim, controla-se o nível de coluna C-1 manipulando a vazão do produto de fundo, dado pela tubulação 9, e controla-se o nível do vaso C-2 manipulando a vazão do destilado, dado pela tubulação 4.

Em relação ao controle de pressão, Pressi (2015) informa que o controle dessa variável em uma coluna de destilação é “normalmente integrado ao sistema de condensação” e que o método de by-pass é “um dos mais utilizados em colunas de condensação total”. Uma das técnicas utilizadas é a manipulação da vazão de vapor, conforme visto no laço de controle PIC – 2, em que a válvula de controle é manipulada na tubulação 2 para manter adequado o nível de líquido acumulado no condensador, preservando a pressão de interesse (PRESSI, 2015).

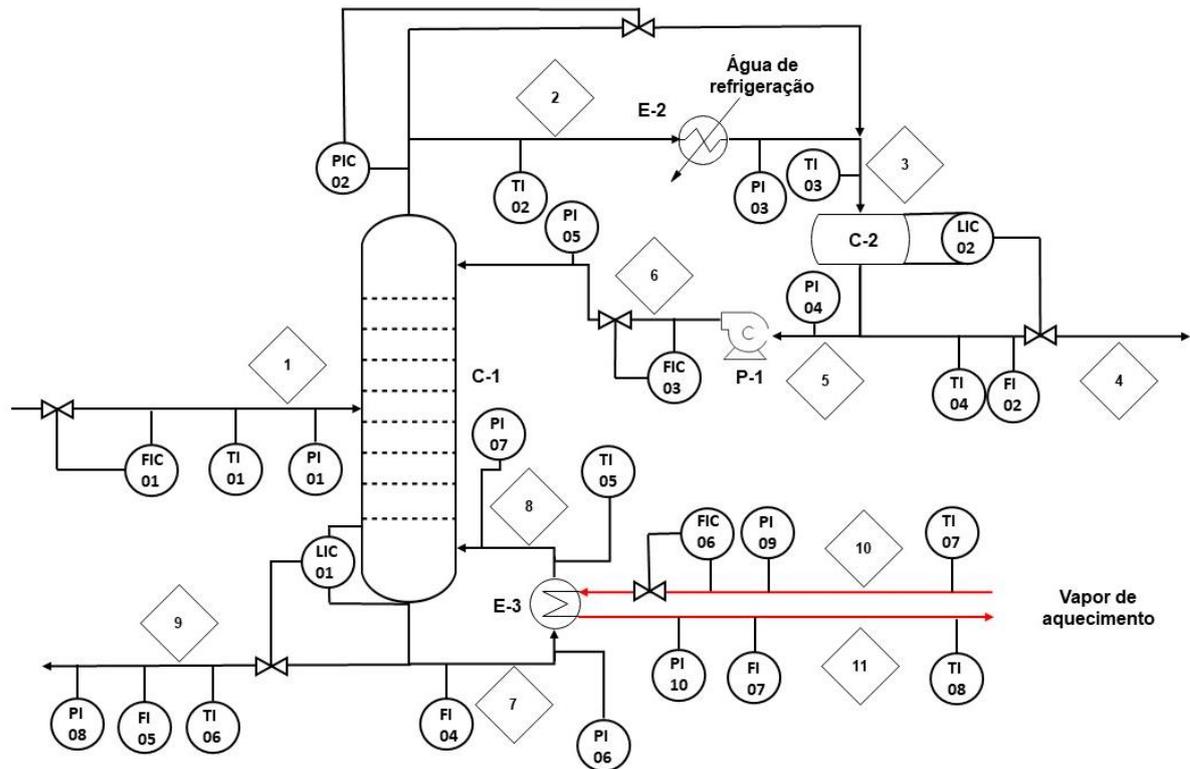
Como explicado anteriormente, o refluxo é importante para enriquecer a coluna e mantê-la molhada, evitando explosões. Conforme apresentado por Kalid (2000), manipular a vazão de refluxo permite controlar a qualidade do destilado, de maneira que é possível deixá-lo mais rico nos produtos mais leves. A partir do valor obtido de vazão da tubulação 6, determina-se a vazão do líquido de refluxo e utiliza-se o controlador para mantê-la no valor desejado, que corresponde ao laço FIC – 3.

Normalmente deseja-se especificar a composição do produto da destilação, no entanto esse parâmetro não é facilmente medido, de maneira que deve-se utilizar variáveis indiretas, que é o caso do laço FIC – 6. O refeedor auxilia no processo de qualidade do produto de fundo, uma vez que é responsável pela mudança de fase do reciclo. Dessa forma, para garantir o funcionamento adequado do refeedor, controla-se a vazão de vapor aquecido que entra no equipamento.

#### **4.5. DIAGRAMA DE PROJETO E CONTROLE**

Com base nas tabelas de instrumentação e controle, monta-se o diagrama do projeto e controle, apresentado na Figura 11. Estão identificados todos os instrumentos de medição e laços de controle associados as tubulações, assim como as válvulas necessárias.

Figura 11 – Diagrama de projeto e controle



#### 4.6. CONCLUSÃO

A importância de se estabelecer uma boa estratégia de controle em uma coluna de destilação fracionada ficou evidente durante o desenvolvimento do projeto. Nota-se que caso a estrutura de controle não esteja definida corretamente, ou a sintonia dos controladores não esteja adequada, todo o processo de destilação pode sofrer consequências e não ser eficiente.

O controle de vazão de correntes é essencial para o funcionamento da coluna de destilação. Ao determinar a quantidade de líquido/gás que passa por um local por um período e compará-la com os valores pré estabelecidos, é possível identificar pontos de baixa eficiência e tomar providências para regular os desvios. Nota-se a importância desse controle na alimentação e refluxo da coluna, assim como entrada de vapor de aquecimento no refeedor.

A identificação e controle de pressão estão associados principalmente a segurança dos equipamentos, com base na possibilidade de diversos danos caso a pressão não esteja controlada. Pressi (2015) salienta que “variações bruscas de pressão podem levar a inundação ou gotejamento da coluna”, que não são interessantes para o processo de destilação. Além disso, manter a pressão constante minimiza a necessidade de controle de temperatura, de maneira que no projeto só foram utilizados indicadores de temperatura (PRESSI, 2015).

Sabe-se que é essencial manter o nível de vasos e reservatórios em valores mínimos, a fim de evitar processos como o de cavitação na bomba utilizada para o refluxo. Dessa maneira, controlar esses níveis é de extrema importância para a segurança da planta.

Além de garantir a operação segura da planta e evitar baixas eficiências, o controle de variáveis é responsável pela minimização de custos operacionais. Kallid (2000) ressalta que a falta de controle pode gerar consumo de energia no refeedor e no condensador muito acima do necessário, além de possuir vazões internas de líquido/vapor com valores além do esperado, de forma que “o custo operacional é maior que o ideal e a carga é menor que a possível”. Com todas essas vantagens apresentadas, comprova-se que a instrumentação e controle de processos químicos são fundamentais e indispensáveis.

## 5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AFONSO, Júlio Carlos; PEREIRA, Kátia da Silva. Análise de compostos sulfurados em efluentes gasosos de refinaria de petróleo. **Química nova**, v. 33, n. 4, p. 957-963, 2010.

CARVALHO, Livia Chaguri E. **Bombeamento de Fluidos**. Universidade de São Paulo – Escola de engenharia de Lorena, Departamento de engenharia química. Lorena, 2019.

CENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Tranferência de Calor e Massa**. Amgh Editora, 2009.

FOUST, Alan et al.; **Princípios das Operações Unitárias**. LTC: Rio de Janeiro, 2ª Edição, 1982.

JÚNIOR, Aloisio Euclides Orlando. **Análise de desempenho de coluna de destilação contendo recheio estruturado**. 2007. 203 p. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

KALID, Ricardo de Araújo. **Controle de coluna de destilação**. 2000. Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2000.

KERN, Donald Quentin. **Process heat transfer**. Tata McGraw-Hill Education, 1997.

MARQUES FILHO, Joaquim. **Estudo da fase térmica do processo Claus utilizando fluidodinâmica computacional**. 2004. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.

PRESSI, Letícia. **Modelagem e análise do sistema hot-bypass de colunas de destilação**. 2015. Trabalho de Conclusão de Curso. (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

PROCEL, ELETROBRAS. **Eficiência Energética em Sistemas de Bombeamento**. Rio de Janeiro: Eletrobras, 2005. 272p

SMITH, Carlos; CORRIPIO, Armando. **Princípios E Prática Do Controle Automático de Processo**. Grupo Gen-LTC, 2000.

SOUZA, Monique Silveira. **Análise Térmica de um Trocador de Calor do tipo Casco e Tubos para Resfriamento do Resíduo de uma Unidade de Destilação Atmosférica**. 2013.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier, 2008.

ZANATA, Diogo Rafael Prado. **Desenvolvimento de sensor virtual empregando redes neurais para medição da composição em uma coluna de destilação**. 2005. 229 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Sistemas) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2005.

**APÊNDICE A – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ENTRADA  
DO TROCADOR DE CALOR**

|   |                         |                      |
|---|-------------------------|----------------------|
| <b>Número de corrente</b>                   | 1                       |                      |
| <b>Descrição</b>                            | Entrada                 |                      |
| <b>Pressão</b>                              | 2,721                   | kg/cm <sup>2</sup> g |
| <b>Temperatura</b>                          | 1149                    | °C                   |
| <b>Vazão mássica</b>                        | 4575                    | kg/h                 |
| <b>Vazão molar</b>                          | 162,6                   | kmol/h               |
| <b>Entalpia total</b>                       | 936250                  | kcal/h               |
| <b>Fração de sólidos</b>                    | 0,0000                  |                      |
| <b>Fração de vapor</b>                      | 1,0000                  |                      |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>         |                         |                      |
| <b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b> | 0                       | m <sup>3</sup> /h    |
| <b>Peso molecular</b>                       | 31,42                   | Kg/kmol              |
| <b>Densidade</b>                            | 335,1                   | Kg/m <sup>3</sup>    |
| <b>Viscosidade</b>                          | 1,626. 10 <sup>-3</sup> | cP                   |
| <b>Condutividade térmica</b>                | 0,1225                  | W/m.°C               |
| <b>Calor específico</b>                     | 0,5061                  | kJ/kg.°C             |
| <b>Tensão superficial</b>                   | 0,0000                  | dinas/cm             |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>       |                         |                      |
| <b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b> | 5,565                   | m <sup>3</sup> /h    |
| <b>Peso molecular</b>                       | 28,14                   | Kg/kmol              |
| <b>Densidade</b>                            | 0,6349                  | Kg/m <sup>3</sup>    |
| <b>Viscosidade</b>                          | 4,509. 10 <sup>-2</sup> | cP                   |
| <b>Condutividade térmica</b>                | 7.960. 10 <sup>-2</sup> | W/m.°C               |
| <b>Calor específico</b>                     | 0,9996                  | kJ/kg.°C             |
| <b>Fator de compressibilidade</b>           | 1                       |                      |

| <b>COMPOSIÇÃO</b> |                     |                       |
|-------------------|---------------------|-----------------------|
| <b>Componente</b> | <b>Fração molar</b> | <b>Fração mássica</b> |
| H <sub>2</sub> S  | 0,0635              | 0,0769                |
| O <sub>2</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| SO <sub>2</sub>   | 0,0318              | 0,0723                |
| H <sub>2</sub> O  | 0,2124              | 0,1360                |
| S                 | 0,1770              | 0,2017                |
| N <sub>2</sub>    | 0,5153              | 0,5130                |
| S <sub>2</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>3</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>4</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>5</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>6</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>7</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>8</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| Total             | 1,0000              | 1,0000                |

**APÊNDICE B – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE SAÍDA DO TROCADOR DE CALOR**

|   |                         |                      |
|---|-------------------------|----------------------|
| <b>Número de corrente</b>                   | 3                       |                      |
| <b>Descrição</b>                            | Saída                   |                      |
| <b>Pressão</b>                              | 1,687                   | kg/cm <sup>2</sup> g |
| <b>Temperatura</b>                          | 148,9                   | °C                   |
| <b>Vazão mássica</b>                        | 4575                    | kg/h                 |
| <b>Vazão molar</b>                          | 162,6                   | kmol/h               |
| <b>Entalpia total</b>                       | 459062                  | kcal/h               |
| <b>Fração de sólidos</b>                    | 0,1942                  |                      |
| <b>Fração de vapor</b>                      | 0,8058                  |                      |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>         |                         |                      |
| <b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b> | 0,5                     | m <sup>3</sup> /h    |
| <b>Peso molecular</b>                       | 30,87                   | Kg/kmol              |
| <b>Densidade</b>                            | 1817                    | Kg/m <sup>3</sup>    |
| <b>Viscosidade</b>                          | 7,570. 10 <sup>4</sup>  | cP                   |
| <b>Condutividade térmica</b>                | 0,1403                  | W/m.°C               |
| <b>Calor específico</b>                     | 0,8172                  | kJ/kg.°C             |
| <b>Tensão superficial</b>                   | 57,37                   | dinas/cm             |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>       |                         |                      |
| <b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b> | 10,93                   | m <sup>3</sup> /h    |
| <b>Peso molecular</b>                       | 27,48                   | Kg/kmol              |
| <b>Densidade</b>                            | 1,296                   | Kg/m <sup>3</sup>    |
| <b>Viscosidade</b>                          | 2,023. 10 <sup>-2</sup> | cP                   |
| <b>Condutividade térmica</b>                | 3.056.10 <sup>-2</sup>  | W/m.°C               |
| <b>Calor específico</b>                     | 0,8495                  | kJ/kg.°C             |
| <b>Fator de compressibilidade</b>           | 1                       |                      |

| <b>COMPOSIÇÃO</b> |                     |                       |
|-------------------|---------------------|-----------------------|
| <b>Componente</b> | <b>Fração molar</b> | <b>Fração mássica</b> |
| H <sub>2</sub> S  | 0,0635              | 0,0769                |
| O <sub>2</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| SO <sub>2</sub>   | 0,0318              | 0,0723                |
| H <sub>2</sub> O  | 0,2124              | 0,1360                |
| S                 | 0,1770              | 0,2017                |
| N <sub>2</sub>    | 0,5153              | 0,5130                |
| S <sub>2</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>3</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>4</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>5</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>6</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>7</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| S <sub>8</sub>    | 0,0000              | 0,0000                |
| Total             | 1,0000              | 1,0000                |

**APÊNDICE C – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DO TROCADOR DE CALOR**

|  |   |                       |                                 |  |              |                               |
|--|---|-----------------------|---------------------------------|--|--------------|-------------------------------|
| <b>Número do equipamento</b>                                     |   |                       | 5                               |  |              |                               |
| <b>Descrição</b>   |   |                       | Trocador de calor               |  |              |                               |
| <b>Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)</b> |   |                       | Casco-tubo                      |  |              |                               |
| <b>Para casco-tubo, definir o tipo TEMA</b>                      |   |                       | AEU                             |  |              |                               |
| <b>Disposição (horizontal/vertical)</b>                          |   |                       | Horizontal                      |  |              |                               |
| <b>Circulação (forçada, termosifão...)</b>                       |   |                       | Forçada                         |  |              |                               |
| <b>Número de carcaças estimadas</b>                              | <b>Em série ou paralelo?</b>                |                       | 1                               |  | -            |                               |
| <b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>       |   |                       |                                 |  |              |                               |
| <b>Lado</b>  | <b>CASCO/TUBO EXTERIOR/<br/>FLUÍDO FRÍO</b> |                       |                                 | <b>TUBO/TUBO<br/>INTERIOR/<br/>FLUÍDO QUENTE</b> |              |                               |
|  | <b>Entrada</b>                              | <b>Saída</b>          |                                 | <b>Entrada</b>                                   | <b>Saída</b> |                               |
| <b>Vazão total</b>   | 82,1. 10 <sup>3</sup>                       |                       | Kg/h                            | 4575   |              | Kg/h                          |
| <b>Fração de vapor/gás</b>                                       | 0   | 0                     |                                 | 1  | 0,8058       |                               |
| <b>Vazão de vapor/gás</b>  | 0   | 0                     | Kg/h                            | 4575   | 3600         | Kg/h                          |
| <b>Vazão de líquido</b>  | 82,1. 10 <sup>3</sup>                       | 82,1. 10 <sup>3</sup> |                                 | 0  | 974,5        |                               |
| <b>Temperatura</b>   | 28  | 45                    | °C                              | 1149   | 148,9        | °C                            |
| <b>Pressão</b>   | -   | -                     | Kg/cm <sup>2</sup><br>g         | 2,7206   | 1,6866       | Kg/cm <sup>2</sup> g          |
| <b>Perda de pressão permitida</b>                                | 1,0   |                       | Kg/cm <sup>2</sup>              | 1,0  |              | Kg/cm <sup>2</sup>            |
| <b>Coefficiente individual de transmissão de calor</b>           | 5700  |                       | Kcal / h<br>m <sup>2</sup> °C   | -  |              | Kcal / h<br>m <sup>2</sup> °C |
| <b>Fator de deposição</b>  | 0,0003                                      |                       | h m <sup>2</sup><br>°C/<br>kcal | 0,0012   |              | h m <sup>2</sup> °C/<br>kcal  |
| <b>Coefficiente global de transmissão de calor</b>               | 137,67                                      |                       |                                 |  |              | Kcal / h<br>m <sup>2</sup> °C |

|   |          |                      |
|---|----------|----------------------|
| $\Delta T_{ml}$   | 444,49   | °C                   |
| $F_T$   | 1        |                      |
| <b>Calor trocado</b>  | 1,3955   | Gcal/h               |
| <b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>  |          |                      |
| <b>Pressão de projeto</b>   | 3,5      | Kg/cm <sup>2</sup> g |
| <b>Temperatura de projeto</b>   | 1179     | °C                   |
| <b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR</b>   |          |                      |
| <b>Área de troca de calor</b>   | 22,81    | m <sup>2</sup>       |
| <b>Diâmetro dos tubos</b>   | 25,4     | Mm                   |
| <b>Comprimento dos tubos</b>  | 6096     | Mm                   |
| <b>Espessura dos tubos</b>  | 12       | BWG                  |
| <b>Espaçamento entre centro dos tubos</b>   | 31,75    | Mm                   |
| <b>Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)</b> | Quadrada |                      |
| <b>Diâmetro do casco</b>  | 336,55   | Mm                   |

**APÊNDICE D – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ASPIRAÇÃO DA BOMBA**

|   |                     |                       |
|---|---------------------|-----------------------|
| <b>Número de corrente</b>                   | 01                  |                       |
| <b>Descrição</b>                            | Aspiração           |                       |
| <b>Pressão</b>                              | 1,2158              | kgf/cm <sup>2</sup>   |
| <b>Temperatura</b>                          | 80,588              | °C                    |
| <b>Vazão mássica</b>                        | 8082,72             | kg/h                  |
| <b>Vazão molar</b>                          | 87,01               | kmol/h                |
| <b>Entalpia total</b>                       | 452927              | Gkcal/h               |
| <b>Fração de sólidos</b>                    | -                   |                       |
| <b>Fração de vapor</b>                      | -                   |                       |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>         |                     |                       |
| <b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b> | 13,1104             | m <sup>3</sup> /h     |
| <b>Peso molecular</b>                       | 92,8941             | kg/kmol               |
| <b>Densidade</b>                            | 616,512             | kg/m <sup>3</sup>     |
| <b>Viscosidade</b>                          | 0,20984             | cP                    |
| <b>Condutividade térmica</b>                | 0,104402            | W/m·°C                |
| <b>Calor específico</b>                     | 0,56003             | kJ/kg·°C              |
| <b>Tensão superficial</b>                   | -                   |                       |
| <b>COMPOSIÇÃO</b>                           |                     |                       |
| <b>Componente</b>                           | <b>Fração molar</b> | <b>Fração mássica</b> |
| n-C <sub>6</sub>                            | 0,534               | 0,495                 |
| n-C <sub>7</sub>                            | 0,453               | 0,489                 |
| n-C <sub>8</sub>                            | 0,013               | 0,016                 |

**APÊNDICE E – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE IMPULSÃO  
DA BOMBA**

|   |                     |                       |
|---|---------------------|-----------------------|
| <b>Número de corrente</b>                       | 02                  |                       |
| <b>Descrição</b>                                | Impulsão            |                       |
| <b>Pressão</b>                                  | 2,5833              | kgf/cm <sup>2</sup>   |
| <b>Temperatura</b>                              | 80,588              | °C                    |
| <b>Vazão mássica</b>                            | 8082,72             | kg/h                  |
| <b>Vazão molar</b>                              | 87,01               | kmol/h                |
| <b>Entalpia total</b>                           | 452927              | Gkcal/h               |
| <b>Fração de sólidos</b>                        | -                   |                       |
| <b>Fração de vapor</b>                          | -                   |                       |
| <b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>             |                     |                       |
| <b>Vazão volumétrica<br/>@P e T de operação</b> | 13,1104             | m <sup>3</sup> /h     |
| <b>Peso molecular</b>                           | 92,8941             | kg/kmol               |
| <b>Densidade</b>                                | 616,512             | kg/m <sup>3</sup>     |
| <b>Viscosidade</b>                              | 0,20984             | cP                    |
| <b>Condutividade<br/>térmica</b>                | 0,104402            | W/m·°C                |
| <b>Calor específico</b>                         | 0,56003             | kJ/kg·°C              |
| <b>Tensão superficial</b>                       | -                   |                       |
| <b>COMPOSIÇÃO</b>                               |                     |                       |
| <b>Componente</b>                               | <b>Fração molar</b> | <b>Fração mássica</b> |
| n-C <sub>6</sub>                                | 0,534               | 0,495                 |
| n-C <sub>7</sub>                                | 0,453               | 0,489                 |
| n-C <sub>8</sub>                                | 0,013               | 0,016                 |

**APÊNDICE F – FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO DA BOMBA**

|  |                  |                     |                     |                     |
|--|------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| <b>Identificação do equipamento<br/>operação / reserva</b>             | Bomba 01         | -                   |                     |                     |
| <b>Descrição</b>   | Bomba            |                     |                     |                     |
| <b>Número de bombas operação /<br/>reserva</b>                         | 1                | -                   |                     |                     |
| <b>Tipo de bomba (centrífuga,<br/>volumétrica)</b>                     | Centrífuga       |                     |                     |                     |
| <b>Funcionamento (contínuo ou<br/>descontínuo / série ou paralelo)</b> | Contínuo         | -                   |                     |                     |
| <b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>             |                  |                     |                     |                     |
| <b>PARTE DA BOMBA</b>  | <b>Aspiração</b> |                     | <b>Impulsão</b>     |                     |
| <b>Vazão volumétrica de<br/>operação</b>                               | 13,1             |                     |                     | m <sup>3</sup> /h   |
| <b>Pressão</b>   | 1,2158           | kgf/cm <sup>2</sup> | 2,5833              | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>Temperatura</b>   | 80,59            | °C                  | 80,59               | °C                  |
| <b>Densidade</b>   | 616,5            | kg/m <sup>3</sup>   | 616,5               | kg/m <sup>3</sup>   |
| <b>Viscosidade</b>   | 0,20984          | cP                  | 0,20984             | cP                  |
| <b>Pressão de vapor</b>  | 1,0332           | kgf/cm <sup>2</sup> | 1,0332              | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>                             |                  |                     |                     |                     |
| <b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de<br/>operação)</b>         | 15,72            |                     | m <sup>3</sup> /h   |                     |
| <b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de<br/>operação)</b>         | 7,86             |                     |                     |                     |
| <b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>                        | 1,2139           |                     | kgf/cm <sup>2</sup> |                     |

|  |        |                     |
|--|--------|---------------------|
| <b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>       | 2,5833 |                     |
| <b>Pressão diferencial</b>                           | 1,3694 | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>Altura diferencial</b>                            | 22,21  | m                   |
| <b>NPSH disponível</b>                               | 2,93   | m                   |
| <b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b> | 1,6433 | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>Pressão máxima na aspiração</b>                   | 3,7447 | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>Pressão máxima na impulsão</b>                    | 5,3881 |                     |
| <b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>      | 8      | 8                   |
|  |        | polegadas           |

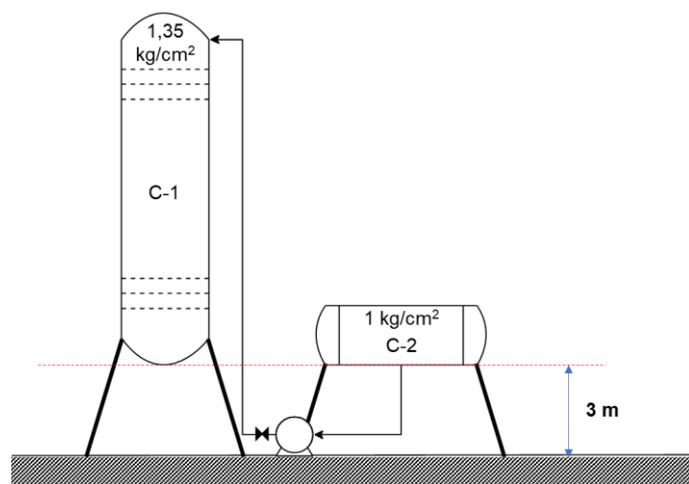
### CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO

|                               |        |                     |
|-------------------------------|--------|---------------------|
| <b>Pressão de projeto</b>     | 7,1880 | kgf/cm <sup>2</sup> |
| <b>Temperatura de projeto</b> | 110,59 | °C                  |

### CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO

|   |        |    |
|---|--------|----|
| <b>Potência elétrica a vazão de projeto</b> | 1,9769 | kW |
|---|--------|----|

### ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO



## ANEXO A – COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISSÃO DE CALOR

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

Fonte: (TOWLER; SINNOTT, 2008).

**ANEXO B - NORMA TEMA (TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION)**

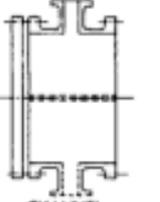
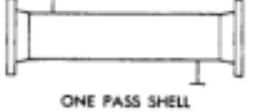
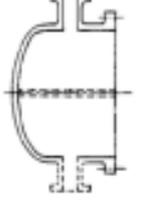
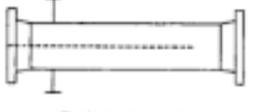
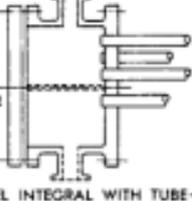
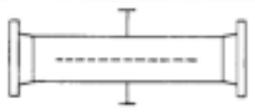
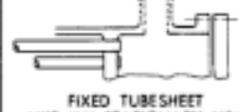
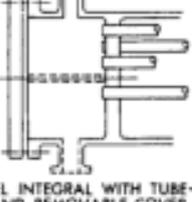
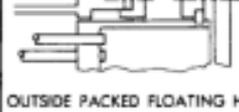
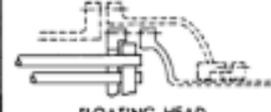
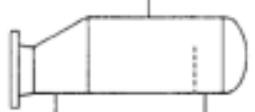
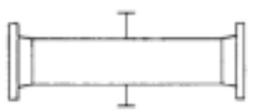
| FRONT END STATIONARY HEAD TYPES |   | SHELL TYPES |  | REAR END HEAD TYPES |   |
|---------------------------------|---|-------------|--|---------------------|---|
| <b>A</b>                        | <br>CHANNEL AND REMOVABLE COVER  | <b>E</b>    | <br>ONE PASS SHELL                          | <b>L</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD |
| <b>B</b>                        | <br>BONNET (INTEGRAL COVER)  | <b>F</b>    | <br>TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE | <b>M</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD |
| <b>C</b>                        | <br>REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY<br>CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER | <b>G</b>    | <br>SPLIT FLOW                              | <b>N</b>            | <br>FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD |
| <b>N</b>                        | <br>CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER                              | <b>H</b>    | <br>DOUBLE SPLIT FLOW                      | <b>P</b>            | <br>OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD             |
| <b>D</b>                        | <br>SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE  | <b>J</b>    | <br>DIVIDED FLOW                          | <b>S</b>            | <br>FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE      |
|                                 |   | <b>K</b>    | <br>KETTLE TYPE REBOILER                  | <b>T</b>            | <br>PULL THROUGH FLOATING HEAD             |
|                                 |   | <b>X</b>    | <br>CROSS FLOW                            | <b>U</b>            | <br>U-TUBE BUNDLE                          |
|                                 |   |             |  | <b>W</b>            | <br>EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET   |

FIG. 11-35 TEMA-type designations for shell-and-tube heat exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 6th ed., 1978.)

## ANEXO C – DIÂMETRO TOTAL DO CASCO

1 in. OD tubes on  $1\frac{1}{4}$ -in. square pitch

| Shell ID, in.   | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
|-----------------|-----|-----|-----|-----|-----|
| 8               | 21  | 16  | 14  |     |     |
| 10              | 32  | 32  | 26  | 24  |     |
| 12              | 48  | 45  | 40  | 38  | 36  |
| $13\frac{1}{4}$ | 61  | 56  | 52  | 48  | 44  |
| $15\frac{1}{4}$ | 81  | 76  | 68  | 68  | 64  |
| $17\frac{1}{4}$ | 112 | 112 | 96  | 90  | 82  |
| $19\frac{1}{4}$ | 138 | 132 | 128 | 122 | 116 |
| $21\frac{1}{4}$ | 177 | 166 | 158 | 152 | 148 |
| $23\frac{1}{4}$ | 213 | 208 | 192 | 184 | 184 |
| 25              | 260 | 252 | 238 | 226 | 222 |
| 27              | 300 | 288 | 278 | 268 | 260 |
| 29              | 341 | 326 | 300 | 294 | 286 |
| 31              | 406 | 398 | 380 | 368 | 358 |
| 33              | 465 | 460 | 432 | 420 | 414 |
| 35              | 522 | 518 | 488 | 484 | 472 |
| 37              | 596 | 574 | 562 | 544 | 532 |
| 39              | 665 | 644 | 624 | 612 | 600 |

Fonte: (KERN, 1997)

**ANEXO D – GRÁFICO PARA EFICIÊNCIA**

