



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
INSTITUTO DE QUÍMICA  
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Davi de Mayrinck Ribeiro  
Isabella da Silva Santos  
Marcos Fernando Turial de Moraes

# Projeto de torre de extração para purificação de solução aquosa de ácido acético

Brasília  
2021

Davi de Mayrinck Ribeiro  
Isabella da Silva Santos  
Marcos Fernando Turial de Moraes

# Projeto de torre de extração para purificação de solução aquosa de ácido acético

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao  
Curso de Graduação em Engenharia Química do Ins-  
tituto de Química da Universidade de Brasília, como  
requisito parcial à obtenção do título de Engenheiro  
Químico

**Área de Concentração: Engenharia de Projeto**

**Orientador: Prof Dr. Jose Joaquin Linares Leon**

Brasília  
2021

## Lista de Figuras

1	Esquema simplificado das vazões na coluna de extração. . . . .	2
2	Diagrama Simplificado . . . . .	3
3	Design da planta . . . . .	9
4	Gráfico: Número de pratos reais x custos anuais (\$/ano) . . . . .	16
5	Laço de Controle . . . . .	17
6	Válvula de Segurança . . . . .	21
7	Esquema do Diagrama P&I . . . . .	23
*		

## Lista de Tabelas

1	Classificação e descrição das variáveis do processo. . . . .	5
2	Descrição dos parâmetros dos custos . . . . .	6
3	Cálculo de custo das colunas de extração . . . . .	6
4	Temperaturas no trocador de calor . . . . .	7
5	Tabela de custo dos trocadores de calor . . . . .	8
6	Parâmetros para fogo externo . . . . .	10
7	Cálculo de custo das colunas de extração . . . . .	13
8	Parâmetros comuns entre os casos . . . . .	13
9	Tabela de custo com água refrigerante . . . . .	14
10	Valores de CEPCI . . . . .	15
11	Investimento anual dos equipamentos . . . . .	15
12	Custo anual das plantas . . . . .	15
13	Parâmetros para fogo externo . . . . .	21
14	Especificações válvula de segurança . . . . .	21
15	Folha de especificação da coluna de extração. . . . .	25
16	Folha de especificação dos pratos. . . . .	27
17	Folha de especificação da bomba. . . . .	28
18	Folha de especificação do trocador de calor. . . . .	30
19	Folha de especificação do alimento quente antes da bomba. . . . .	31
20	Folha de especificação do alimento quente na impulsão da bomba. . . . .	32
21	Folha de especificação do alimento. . . . .	33
22	Folha de especificação do refinado (para o caso ótimo). . . . .	34
23	Folha de especificação do extrato (para o caso ótimo). . . . .	35
24	Folha de especificação do solvente. . . . .	36
25	Especificações da Tubulação 1 (Entrada do sistema) . . . . .	37
26	Especificações da Tubulação 2 (Depois da bomba P-1) . . . . .	38
27	Especificações da Tubulação 3 (Corrente de alimento) . . . . .	39
28	Especificações da Tubulação 4 (Corrente de Refino) . . . . .	40
29	Especificações da Tubulação 5 (Corrente de Extrato) . . . . .	41
30	Especificações da Tubulação 6 (Corrente de Solvente) . . . . .	42
31	Especificações laços de Controle . . . . .	43

32	Especificações válvula de controle . . . . .	43
33	Especificações Instrumentos de Vazão . . . . .	44
34	Especificações Instrumentos de Pressão . . . . .	44
35	Especificações Instrumentos de Temperatura . . . . .	44
36	Especificação das utilidades . . . . .	45

\*

# Sumário

<b>1</b>	<b>Introdução</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Dimensionamento e custo dos equipamentos</b>	<b>4</b>
2.1	Dimensionamento da coluna de extração . . . . .	4
2.1.1	Custo das colunas de extração . . . . .	6
2.2	Dimensionamento do trocador . . . . .	7
2.2.1	Área de troca térmica . . . . .	7
2.2.2	Custo dos trocadores de calor . . . . .	8
2.3	Dimensionamento da bomba centrífuga . . . . .	8
2.3.1	Tubulação e acessórios . . . . .	8
2.3.2	Carga estática . . . . .	10
2.3.3	Perda de carga do trocador de calor . . . . .	10
2.3.4	Perda de carga da válvula de controle . . . . .	10
2.3.5	Cálculo da potência . . . . .	10
2.3.6	Cálculo do custo da bomba . . . . .	12
2.4	Custos anuais . . . . .	13
2.4.1	Líquido refrigerante . . . . .	13
2.4.2	Energia Elétrica . . . . .	14
2.4.3	Custos totais . . . . .	14
<b>3</b>	<b>Instrumentação e Controle</b>	<b>17</b>
3.1	Instrumentos e Sistemas de Controle . . . . .	17
<b>4</b>	<b>Tubulações</b>	<b>18</b>
4.1	Projeto das Tubulações . . . . .	18
4.1.1	Materiais utilizados . . . . .	18
4.1.2	Percentual de ácido . . . . .	18
4.1.3	Perda de carga . . . . .	18
4.1.4	Cálculo do diâmetro . . . . .	19
4.1.5	Pressão e temperatura de operação . . . . .	19
<b>5</b>	<b>Elementos de Segurança</b>	<b>20</b>

5.1	Válvula de Segurança . . . . .	20
5.2	Especificações de Segurança . . . . .	21
<b>6</b>	<b>Diagrama P&amp;I</b>	<b>22</b>
<b>7</b>	<b>Conclusão</b>	<b>24</b>
<b>8</b>	<b>Especificação dos Equipamentos</b>	<b>25</b>
8.1	Especificação da Coluna de Extração . . . . .	25
8.2	Especificação dos Pratos . . . . .	27
8.3	Especificação da bomba . . . . .	28
8.4	Especificação do trocador de calor . . . . .	30
<b>9</b>	<b>Especificações das correntes</b>	<b>31</b>
<b>10</b>	<b>Especificações das tubulações</b>	<b>37</b>
<b>11</b>	<b>Especificações dos instrumentos e dos laços de controle</b>	<b>43</b>
11.1	Laços de controle . . . . .	43
11.2	Válvulas de controle . . . . .	43
11.3	Instrumentos de vazão . . . . .	44
11.4	Instrumentos de pressão . . . . .	44
11.5	Instrumentos de temperatura . . . . .	44
<b>12</b>	<b>Especificação das utilidades</b>	<b>45</b>

# 1 Introdução

O ácido acético é um dos ácidos carboxílicos mais amplamente empregados na indústria química. Essa substância, de fórmula  $\text{CH}_3\text{COOH}$ , encontra aplicação na síntese de ésteres de ácido acético (comumente usados como solventes para tintas e revestimentos), na fabricação de acetato de celulose (para produção de filmes fotográficos), na produção de acetato de vinila (precursor do acetato de polivinila (PVA), empregado na indústria de colas, por exemplo) e na indústria farmacêutica (na produção de aspirina e de outros compostos) (Mohadesi and Rezaei, 2020), (Haque et al., 2014), (Paar, 2021).

O ácido acético e a água possuem baixa volatilidade relativa. Devido a isso, a separação entre essas duas substâncias por destilação exige uma coluna com um elevado número de estágios, o que, por sua vez, exige uma alta taxa de refluxo. Consequentemente, elevam-se os custos operacionais envolvidos, fazendo com que processos alternativos sejam efetivamente empregados. A destilação extrativa, por exemplo, é empregada para soluções aquosas de ácido entre 50 e 70% (m/m). Para concentrações abaixo de 40% (m/m), a extração líquido-líquido é uma alternativa apropriada (Haque et al., 2014).

A extração líquido-líquido (ELL) é um dos processos mais aplicados em separações líquido-líquido na indústria química. A ELL é empregada em situações nas quais outros processos de separação (como a destilação, por exemplo) não são aplicáveis ou são economicamente inviáveis. A ELL é aplicada em casos nos quais:

- o ponto de ebulição dos componentes são semelhantes;
- em solução aquosa, o soluto possui alto ponto de ebulição;
- os componentes da mistura possuem alto ponto de ebulição;
- os componentes são sensíveis à temperatura;
- a mistura é azeotrópicas (por exemplo, solução aquosa de ácido acético).

A extração líquido-líquido é um método de transferência de massa no qual um componente é "puxado" de um solvente A para um solvente B, sendo os solventes A e B imiscíveis. Em extrações líquido-líquido, deve-se propiciar uma boa interação entre as fases para que a separação seja eficaz.

A ELL pode ser operada em batelada ou continuamente. Na separação, o extrato é a parte relativa ao solvente mais o soluto extraído. O refinado é a parte "purificada", da qual o removeu-



se o soluto. Algumas desvantagens da ELL incluem o uso de grandes volumes de solvente, múltiplas extrações e longos tempos de extração.

Estudar-se-á aqui a purificação de uma corrente de água com 16,7% de ácido acético (n/n). O tipo de separação empregado será a extração líquido-líquido, apropriada para soluções aquosas de ácido acético de até 40% (m/m). No caso em estudo, a corrente contaminada possui concentração mássica de 40%.

Este trabalho visa à otimização de custos possuindo como parâmetro o número de etapas da extração. As simulações foram executadas no software Aspen Plus®. A planta envolve equipamentos como coluna de extração de pratos, bomba e trocador de calor. Para cada um, assim como para os custos processuais (consumo de água de refrigeração e de energia), analisou-se o melhor custo dada a configuração da coluna (com duas, quatro, seis e dez etapas) para a identificação do ótimo econômico. Deseja-se que, na corrente purificada (refinado), a concentração molar do contaminante esteja abaixo de 6%. A vazão de alimento a ser tratada será de 300 kg/h. O solvente utilizado será o éter isopropílico, colocado em contracorrente com a corrente a ser purificada. Esse solvente é amplamente utilizado no processo de extração de ácido acético em soluções aquosas e, para fins desse projeto, considera-se que a quantidade de solvente é abundante na planta, portanto não será contabilizado na análise econômica. A Figura 1 apresenta um esquema simplificado das vazões que atravessam a coluna.

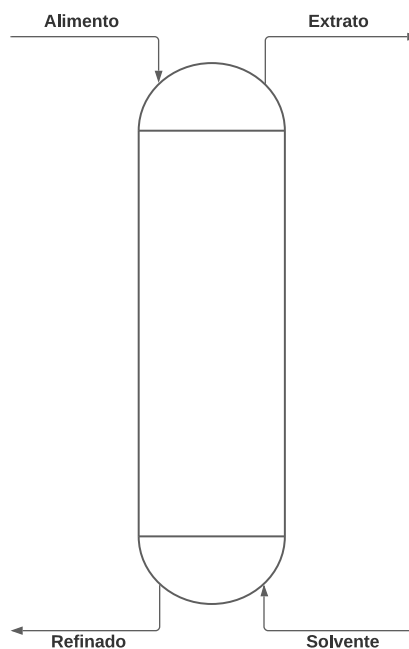


Figura 1: Esquema simplificado das vazões na coluna de extração.

O processo em análise possui 6 correntes, são elas:

- Corrente de entrada
- Corrente de Alimento quente
- Corrente de Alimento
- Corrente de Refino
- Corrente do Extrato
- Corrente de Solvente

Para uma melhor visualização do processo da planta, é possível observar o diagrama simplificado exposto a seguir com os principais parâmetros de projeto, esses parâmetros se referem ao caso ótimo econômico que será definido nas próximas seções:

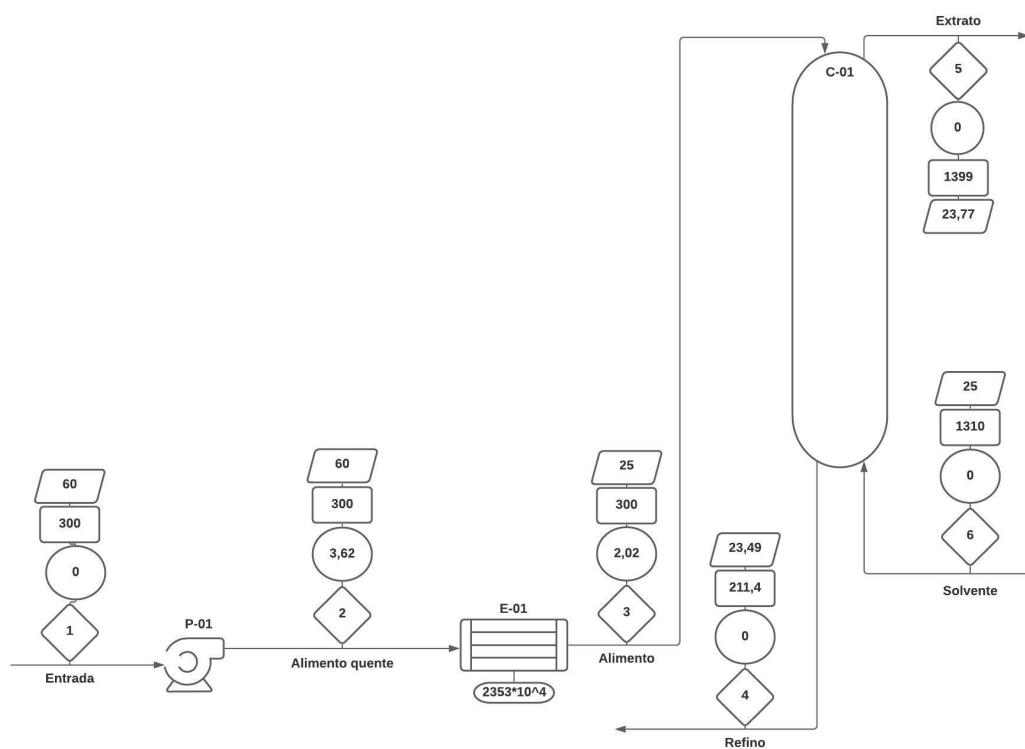


Figura 2: Diagrama Simplificado

## 2 Dimensionamento e custo dos equipamentos

### 2.1 Dimensionamento da coluna de extração

O dimensionamento de uma coluna de pratos para extração envolve, inicialmente, a determinação da área de sua seção transversal. Tal parâmetro pode ser obtido a partir da Equação 1, que relaciona a vazão das correntes de líquido (combinadas),  $Q$ , e sua velocidade volumétrica,  $v$ .

$$A = \frac{Q}{v} \quad (1)$$

Para uma coluna de placas defletoras,  $v$  encontra-se entre 60 e 105 ft<sup>3</sup>/(ft<sup>2</sup> h) (Smith and Corripio, 2000). Foi considerado o valor médio, 82,5 ft<sup>3</sup>/(ft<sup>2</sup> h).

A partir da área, pode-se calcular o diâmetro da coluna, dado pela Equação 2.

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (2)$$

Para dimensionar a altura da coluna, deve-se estimar o número de pratos reais,  $n_{real}$ . Dado um número de pratos teóricos  $n_{teo}$ ,  $n_{real}$  pode ser calculado pela Equação 3, na qual  $\alpha$  é a eficiência do prato. Para uma coluna de placas defletoras,  $\alpha$  encontra-se entre 5 e 10% (McCabe et al., 1993). O valor médio 7,5% foi utilizado.

$$n_{real} = \frac{n_{teo}}{\alpha} \quad (3)$$

O valor do número de pratos reais deve ser arredondado para o inteiro mais próximo.

Deve-se também dimensionar a altura da coluna,  $H$ . É considerado um espaçamento entre pratos de 0,46 m, um espaçamento na parte superior e na parte inferior de 0,91m. Por ser uma destilação extrativa, a alimentação entra pelo topo da coluna e não será necessário um espaço de alimentação entre pratos, com isso podemos determinar a altura da coluna a partir da Equação 4.

$$H = 1,82 + 0,46(n_{real} - 1) \quad (4)$$

Considerações de pressão também devem ser feitas. Sob pressão atmosférica, a pressão de projeto,  $P_{proj}$ , pode ser considerada igual a 3,5 kg/cm<sup>2</sup> (manométrica).

Ainda, deve-se determinar o nível normal, mínimo e máximo de líquido. Para o primeiro, pode-se partir da Equação 5, na qual  $V_L$  é o volume normal de líquido e  $t_D$  é o tempo de residência do líquido, considerado entre 5 e 10 min.

$$V_L = L \cdot t_D 5 \quad (5)$$

O nível normal de líquido é, então, calculado pela Equação 6, na qual  $S$  é a seção transversal da coluna de extração.

$$H_L = \frac{V_L}{S} \quad (6)$$

A estimativa de custo da coluna, Equação 7, leva em consideração sua massa,  $W$ , que, por sua vez, leva em consideração a espessura da coluna,  $e$ . As Equações 8 e 9 apresentam o cálculo para  $W$  e  $e$ , respectivamente.

$$C = -2500 + 200W^{0,6} \quad (7)$$

$$W = 24,6D(H + 0,8D)(e + X) \quad (8)$$

$$e = \frac{P_{proj} \cdot \frac{D}{2} \cdot 1000}{S_t E - 0,6P_{proj}} + CA \quad (9)$$

Os parâmetros  $X$ ,  $S_t$  e  $CA$  e seus valores são apresentados na tabela a seguir:

Parâmetro	Descrição	Valor
$X$	Fator de complexidade	2
$S_t$	Aço ao carbono a P e T moderada	1055
$CA$	sobre-espessura de corrosão	3

Tabela 1: Classificação e descrição das variáveis do processo.

Para a estimação de custo dos pratos e alguns outros equipamentos, utilizaremos a equação:

$$C_e = a + b \cdot S^n \quad (10)$$

Os parâmetros  $a$ ,  $b$ ,  $S$  e  $n$  para cada equipamento podem ser encontrados na Tabela 6.6

do livro "Chemical Engineering Design"(Towler and Sinnott, 2012) e são descritos na tabela a seguir:

Parâmetro	Descrição
$C_e$	Custo de compra do equipamento em dólar
a, b	Constantes de custo referentes ao equipamento
S	Parâmetro de medida
n	Expoente para o tipo de equipamento

Tabela 2: Descrição dos parâmetros dos custos

Para o cálculo de custo dos pratos da coluna, o parâmetro  $S$  a ser encontrado é o diâmetro do prato em metros, que será o mesmo que o diâmetro da coluna. Caso o valor encontrado seja menor que 0.5m, o valor utilizado para estimação será 0.5m, pois é o valor mínimo para estimação de custo. Depois de obtido o parâmetro  $S$ , o cálculo de custo dos pratos é obtido pela equação:

$$C_e = (110 + 380 \cdot S^{1,8}) \times n_{real} \quad (11)$$

### 2.1.1 Custo das colunas de extração

Os resultados dos parâmetros discutidos anteriormente estão expostos na tabela a seguir, assim como os custos referentes aos pratos, a coluna e, por fim, os custos totais para os diferentes casos analisados. Esses valores serão somados aos custos dos demais equipamentos para definição do caso ótimo econômico.

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Número de pratos	27	54	80	134
Espessura (mm)	3,65	3,34	3,34	3,34
Diâmetro (m)	0,33	0,17	0,17	0,17
Altura (m)	13,78	26,2	38,16	63
Peso (kg)	650,02	604,14	869,99	1429,32
Custo da coluna (\$)	7245,11	6826,37	9107,53	13135,34
Custo dos pratos (\$)	5916,41	11832,82	17530,10	29362,93
Custo total (\$)	13161,52	18659,19	26637,63	42498,27

Tabela 3: Cálculo de custo das colunas de extração

## 2.2 Dimensionamento do trocador

### 2.2.1 Área de troca térmica

Para calcular o custo do trocador de calor, é necessário, primeiramente, calcular a área de troca térmica. Em um trocador de calor é válida a seguinte relação:

$$Q = A \cdot U \cdot F_T \cdot \Delta T_{ml} \quad (12)$$

Isolando a área na equação acima, obtém-se a equação 13, que será utilizada para o cálculo da área de troca térmica:

$$A = \frac{Q}{U \cdot F_T \cdot \Delta T_{ml}} \quad (13)$$

O fator de correção  $F_T$  utilizado será 0,8. Os valores da taxa de transferência de calor  $Q$  e o coeficiente global de transmissão de calor  $U$  já nos são fornecidos pela simulação, portanto resta encontrar a temperatura média logarítmica  $\Delta T_{ml}$  para encontrar a área de troca térmica.

$\Delta T_{ml}$  pode ser obtido por meio da equação 14:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{a,q} - T_{r,sai}) - (T_{a,f} - T_{r,ent})}{\ln \frac{(T_{a,q} - T_{r,sai})}{(T_{a,f} - T_{r,ent})}} \quad (14)$$

A definição de cada temperatura e seus valores estão descritos a seguir:

Parâmetro	Valor	Descrição
$T_{a,q}$	60°C	Temperatura de entrada do alimento no trocador
$T_{a,f}$	25°C	Temperatura de saída do alimento no trocador
$T_{r,ent}$	10°C	Temperatura de entrada do líquido refrigerante
$T_{r,sai}$	20°C	Temperatura de saída do líquido refrigerante

Tabela 4: Temperaturas no trocador de calor

Agora pode-se calcular  $\Delta T_{ml}$  por meio da equação 14:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{a,q} - T_{r,sai}) - (T_{a,f} - T_{r,ent})}{\ln \frac{(T_{a,q} - T_{r,sai})}{(T_{a,f} - T_{r,ent})}} = \frac{(60 - 20) - (25 - 10)}{\ln \frac{(60 - 20)}{(25 - 10)}}$$
$$\Delta T_{ml} = 25,49^\circ\text{C}$$

Agora com todos os parâmetros necessários para encontrar a área de troca térmica é possível aplicar a equação 13. Depois de encontrada a área, o custo do trocador de calor será calculado pela equação 10, mas com os seguintes parâmetros:

$$C_e = 1600 + 2100 \cdot S^1 \quad (15)$$

O parâmetro  $S$  da equação 15 é a área de troca térmica encontrada por meio da equação 13. Caso a área encontrada seja menor que  $1m^2$ , esse valor será utilizado como parâmetro mínimo de projeto.

### 2.2.2 Custo dos trocadores de calor

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Taxa de transferência de calor ( $kcal/h$ )	$2,353 \cdot 10^4$	$1,967 \cdot 10^4$	$1,922 \cdot 10^4$	$1,908 \cdot 10^4$
Área de troca térmica ( $m^2$ )	1,0034	0,8388	0,8196	0,8137
Custo do trocador (\$)	3707,21	3700	3700	3700

Tabela 5: Tabela de custo dos trocadores de calor

## 2.3 Dimensionamento da bomba centrífuga

### 2.3.1 Tubulação e acessórios

Para o cálculo de custo da bomba, os parâmetros de análise que devem ser estimados são: a vazão da bomba e a potência necessária para vencer a perda de carga da seção de impulsão. Para estimar a perda de carga total é preciso determinar a contribuição da tubulação e acessórios, da carga estática, do trocador de calor e da válvula de controle, os quais serão analisados adiante.

O material utilizado na tubulação foi o aço inoxidável 304, uma vez que o fluido de processo possui ácido acético, portanto o material deve ser apropriado para fluidos corrosivos.

O comprimento de tubulação utilizado entre os equipamentos foi um valor médio equivalente a  $40m$ , já que de acordo com (Towler and Sinnott, 2012) esse comprimento varia de  $30m$  a  $50m$ . Assim, a corrente de entrada percorre  $40m$  de tubulação até chegar a bomba, a corrente de alimento quente percorre mais  $40m$  até chegar ao trocador de calor e, por fim, a corrente de alimento, agora resfriada, percorre mais  $40m$  horizontalmente até chegar a coluna de extração. Uma vez que, a corrente de alimento será introduzida no topo da torre, tanto a altura da coluna  $H$  quanto a elevação da torre em relação ao nível do solo correspondente a  $3m$  serão adicionadas

ao comprimento total da tubulação. Portanto, o comprimento da tubulação referente a seção de aspiração da bomba equivale a  $40m$ , enquanto que a seção de impulsão equivale a  $83m$  somada a altura  $H$ . A representação da tubulação e os respectivos comprimentos estão expostos na figura 3 a seguir:

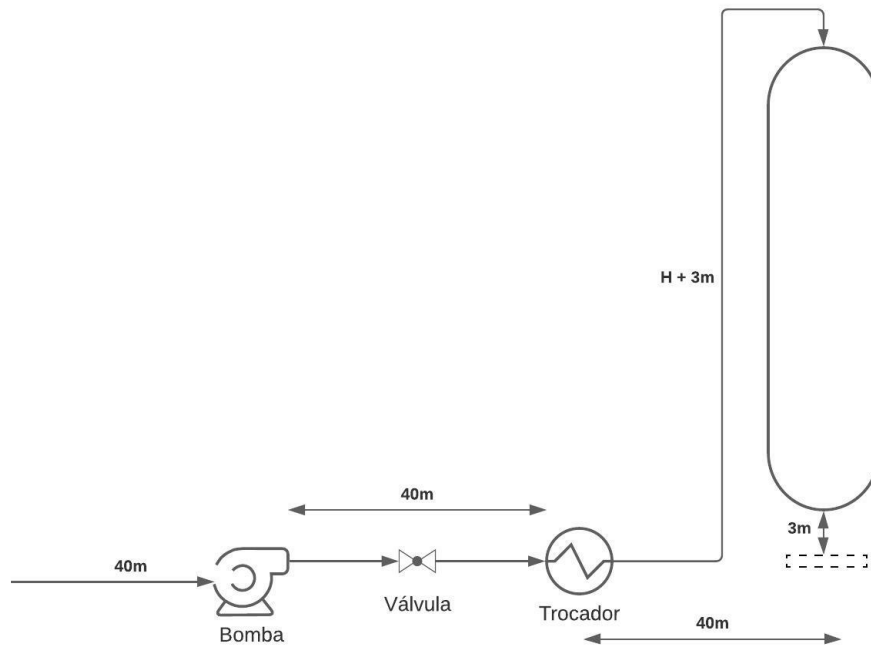


Figura 3: Design da planta

Em relação aos acessórios, a tubulação possui 3 cotovelos de  $90^\circ$  para levar a corrente de alimento do nível do solo até a entrada no topo da coluna. Para calcular a perda de carga desses cotovelos, encontramos o comprimento equivalente dos cotovelos. Foi necessário encontrar o fator de atrito da tubulação por análise gráfica do diagrama de Moody, para realização dessa análise foi calculado o número de Reynolds, seguida da rugosidade relativa do aço inoxidável 304. Conhecido o fator de atrito de Darcy ( $F_D$ ) e o diâmetro  $D$  da tubulação, o comprimento equivalente foi calculado da seguinte maneira;

$$L_{eq} = \frac{0,9 \cdot D}{F_D} \quad (16)$$

Os valores encontrados para os parâmetros explicados anteriormente são:



Comprimento Equivalente	
$Re$	$1,37 \cdot 10^4$
$F_D$	0,0031
$\frac{\varepsilon}{D}$	0,00034
$L_{eq}(m)$	1,71

Tabela 6: Parâmetros para fogo externo

De acordo com (Towler and Sinnott, 2012), a perda de carga da tubulação de aço inoxidável 304 varia de 3,5 a 7  $kg/(cm^2 \cdot km)$ , o valor de 5 será utilizado. Portanto, para estimar a diferença de pressão incrementada pela tubulação e os acessórios basta multiplicar a perda de carga pelo comprimento total da tubulação, após realizar as devidas transformações de unidades.

### 2.3.2 Carga estática

A bomba também precisará ter potência suficiente para vencer a perda de carga estática causada pela presença do fluido de processo na tubulação posicionada na vertical. Essa perda de carga é calculada da seguinte forma: massa específica do líquido multiplicada pela gravidade e pela altura H da coluna:

$$P = \rho \cdot g \cdot H$$

### 2.3.3 Perda de carga do trocador de calor

A perda de carga gerada pelo trocador de calor é padronizada para fluidos moderadamente viscosos. Portanto, de acordo com (Towler and Sinnott, 2012), a perda de carga a ser utilizada no processo é de 0,7  $kg/cm^2$ .

### 2.3.4 Perda de carga da válvula de controle

Na corrente de alimento quente um conjunto de válvulas foi utilizado para controle do fluxo, entretanto apenas a válvula de controle possui significativa perda de carga, a qual de acordo com (Towler and Sinnott, 2012) também possui um valor padronizado de 0,7  $kg/cm^2$ .

### 2.3.5 Cálculo da potência

Depois de obtidas todas as perdas de carga, pode-se calcular as pressões de impulsão e de aspiração. Na região de aspiração, a corrente está sob pressão atmosférica (1,03  $kg/cm^2$ ) e a

tubulação de 40m exerce uma perda de carga negativa no cálculo da pressão. Por ser a região de aspiração, a perda de carga nessa parte da tubulação é menor e igual a  $0,5 \text{ kg/cm}^2$

$$P_{asp} = P_{atm} - P_{C_{tubulacao}} \quad (17)$$

$$P_{asp} = 1 \text{ kg/cm}^2 - 0,5L$$

Na qual  $L$  se refere ao comprimento da tubulação. Já na região de impulsão da bomba, a pressão total possui a contribuição dos seguintes fatores: pressão do recipiente destino, perda de carga estática e perda de carga da tubulação, do trocador de calor e dos acessórios. A pressão do recipiente destino, no caso, a torre de extração está sob pressão atmosférica, portanto não há contribuição em diferença de pressão, visto que sua pressão relativa é ( $0 \text{ kg/cm}^2$ ). Os demais fatores já explicados anteriormente foram utilizados na seguinte expressão:

$$P_{imp} = P_{proj} + P_{C_{trocador}} + P_{C_{valvula}} + P_{C_{tub}} + \rho gH \quad (18)$$

$$P_{imp} = 0 \text{ kg/cm}^2 + 0,7 \text{ kg/cm}^2 + 0,7 \text{ kg/cm}^2 + 5L + \frac{1020 \cdot 9,8 \cdot H}{98067}$$

Depois disso, é necessário obter a pressão diferencial, que é a diferença entre a pressão de impulsão e a de aspiração, a qual é utilizada para o cálculo da pressão de *shut-off* referente a pressão quando a válvula se encontra fechada.

$$P_{dif} = P_{imp} - P_{asp} \quad (19)$$

$$P_{shut} = 1,2 \cdot P_{dif} \quad (20)$$

A vazão máxima da corrente na tubulação é referente a maior vazão do processo, ou seja, a vazão da corrente de alimento quente com acréscimo de 20 %:

$$Q_{max} = 1,2 \cdot Q \quad (21)$$

O cálculo da potência absorvida é feito multiplicando-se a vazão pela pressão de *shut-off*. Ao realizar essa multiplicação, será obtida a potência absorvida em  $\frac{\text{kgf} \cdot \text{m}^3}{\text{cm}^2 \cdot \text{h}}$ , que deverá ser convertido para Watt pela seguinte relação:

$$\frac{1\text{kgf} \cdot \text{m}^3}{\text{cm}^2 \cdot \text{h}} = \frac{2,778\text{kgf} \cdot \text{m}}{\text{s}} = \frac{27,25\text{N} \cdot \text{m}}{\text{s}} = 27,25\text{W} = 2,725 \cdot 10^{-2}\text{kW} = \frac{1\text{kW}}{36,7}$$

Portanto basta dividir a potência absorvida encontrada por 36,7 para ter o valor já convertido em *kW*. Depois, para calcular a potência hidráulica, a eficiência utilizada foi de 30% referente ao valor limite inferior. Já a potência real consumida foi calculada a partir da potência hidráulica com uma eficiência de 85% do motor elétrico. As expressões utilizadas para calcular essas potências estão expostas a seguir, respectivamente:

$$P_{abs} = \frac{Q_{max} \cdot P_{shut}}{36,7} \quad (22)$$

$$P_{hid} = \frac{P_{abs}}{0,3} \quad (23)$$

$$P_{real} = \frac{P_{hid}}{0,85} \quad (24)$$

### 2.3.6 Cálculo do custo da bomba

O custo da bomba é composto pela carcaça e pelo motor elétrico. Para o cálculo de custo da carcaça, o parâmetro *S* é a vazão e para o motor elétrico é a potência real consumida. Depois de calculadas as duas partes separadas, basta somá-las para ter o custo total da bomba.

$$C_{carc} = 6,9 + 206 \cdot S^{0,9}$$

$$C_{motor} = -950 + 1770 \cdot S^{0,6}$$

$$C_{bomba} = C_{motor} + C_{carc} \quad (25)$$

Para as situações de projeto analisadas, a vazão e a potência da bomba calculadas apresentaram um valor inferior ao valor mínimo (0,2 *L/s* para a vazão e 1 *kwh* para a potência), esses serão os parâmetros mínimos usados em todos os casos. Portanto, o custo da bomba será o mesmo independente do número de etapas do processo. O resultado do custo, assim como todos os parâmetros encontrados para a realização desse cálculo estão expostos na tabela a seguir:

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Comprimento total da tubulação ( <i>km</i> )	0,1019	0,1109	0,1232	0,1481
Perda de carga da tubulação ( <i>kg/cm<sup>2</sup></i> )	0,509	0,555	0,616	0,741
Pressão de impulsão ( <i>kg/cm<sup>2</sup></i> )	3,620	4,931	6,212	8,868
Pressão de shut-off ( <i>kg/cm<sup>2</sup></i> )	3,132	4,705	6,242	9,429
Pressão diferencial ( <i>kg/cm<sup>2</sup></i> )	2,610	3,921	5,202	7,858
Potência Absorvida ( <i>kWh</i> )	0,0306	0,0460	0,0610	0,0921
Potência Hidráulica ( <i>kWh</i> )	0,102	0,153	0,203	0,307
Potência Real ( <i>kWh</i> )	0,120	0,180	0,239	0,361
Custo por bomba (\$)	875,29	875,29	875,29	875,29
Custo total (2 bombas) (\$)	1750,58	1750,58	1750,58	1750,58

Tabela 7: Cálculo de custo das colunas de extração

Alguns parâmetros não sofrem alteração de um caso para o outro, são eles: pressão de aspiração, vazão mínima e vazão de projeto:

$P_{asp}(kg/cm^2)$	1,01
$Q_{min}(m^3/h)$	0,182
$Q_{proj}(m^3/h)$	0,364

Tabela 8: Parâmetros comuns entre os casos

## 2.4 Custos anuais

Os custos anuais são referentes aos custos processuais como consumo de energia elétrica e gastos relacionados ao consumo de líquido refrigerante. Todos os valores utilizados como padrão de custo para o projeto foram baseados em (Towler and Sinnott, 2012).

### 2.4.1 Líquido refrigerante

O custo da água de refrigeração utilizada na planta, entrando a 10°C, é de 4,50\$/GJ. Para encontrar a quantidade de gigajoules consumida pelo trocador de calor durante um ano, é necessário multiplicar a sua taxa de transferência de calor  $Q$  (encontrada nas folhas de especificação de cada planta em *kcal/h*) pelo número de horas úteis de trabalho no ano: 8000h. Depois é só

converter de *kcal* para *GJ* e multiplicar pelo custo do líquido refrigerante.

$$C_{agua} = 4,50\$/GJ \times Q \times 8000h \times \frac{4,184 * 10^{-6}GJ}{1kcal}$$

### Custo do Líquido Refrigerante

Os resultados encontrados para os 4 casos estão expostos na tabela a seguir:

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Taxa de transferência de calor ( <i>kcal/h</i> )	$2,353 \cdot 10^4$	$1,967 \cdot 10^4$	$1,922 \cdot 10^4$	$1,908 \cdot 10^4$
Consumo anual do trocador ( <i>GJ</i> )	788	658	643	639
Custo de água anual (\$)	3544,18	2962,77	2894,99	2873,91

Tabela 9: Tabela de custo com água refrigerante

### 2.4.2 Energia Elétrica

O único equipamento consumindo energia elétrica dentro da planta projetada é a bomba centrífuga. Apesar de serem projetadas duas bombas, o ideal é que apenas um fique em funcionamento e a outra seja utilizada apenas em situações de emergência. O custo da energia elétrica é de  $0,25\$/kWh$ . Como a potência de todas as bombas projetadas é igual a  $1kWh$ , o custo anual de energia será igual para todas as plantas: 2000 \$

### 2.4.3 Custos totais

Nesta seção serão apresentados os custos totais atualizados em relação ao imobilizado e aos custos de processo, já estimados anteriormente. Em relação a bomba, o custo será referente a duas bombas devido a duplicidade de bomba, a qual é uma estratégia que mantém a planta em funcionamento caso uma das bombas falhe no seu funcionamento.

Os custos encontrados para o projeto dos equipamentos foram retirados da Tabela 6.6 do (Towler and Sinnott, 2012). Esses custos são vigentes para o ano de 2007 e devem ser reajustados conforme o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) atual. A fórmula utilizada para atualização do custo é:

$$C_{2021} = C_{2007} \cdot \frac{i_{2021}}{i_{2007}} \quad (26)$$

Os índices de cada ano estão expostos na tabela a seguir:

CEPCI de cada ano	
Ano	Index(i)
2007	525,4
2021	702,3

Tabela 10: Valores de CEPCI

Depois de obter o valor do investimento dos equipamentos reajustado para o ano de 2021, é preciso calcular qual será o investimento anual para cada um dos equipamentos, que é obtido dividindo-se o investimento de cada equipamento por 3, obtendo-se os gastos a seguir:

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Investimento coluna (\$)	7245,11	6826,37	9107,53	13135,34
Investimento pratos (\$)	5916,41	11832,82	17530,10	29362,93
Investimento bomba (\$)	1750,58	1750,58	1750,58	1750,58
Investimento trocador (\$)	3707,21	3700	3700	3700
Investimento total (\$)	18619,31	26070,61	32088,23	47073,56
Investimento reajustado 2021 (\$)	24888,33	34848,45	42892,17	62922,99
Investimento anual (\$)	8296,11	11616,15	14297,39	20974,33

Tabela 11: Investimento anual dos equipamentos

Agora calculados todos os investimentos anuais com equipamentos, é possível somá-los aos gastos anuais com operação para obter os gastos anuais totais de cada uma das plantas projetadas.

	2 etapas	4 etapas	6 etapas	10 etapas
Custo água de refrigeração (\$)	3544,18	2962,77	2894,99	2873,91
Custo energia elétrica (\$)	2000,00	2000,00	2000,00	2000,00
Custo anual dos equipamentos (\$)	8296,11	11616,15	14297,39	20974,33
Custo anual total (\$)	13840,29	16578,92	19192,38	25848,24

Tabela 12: Custo anual das plantas

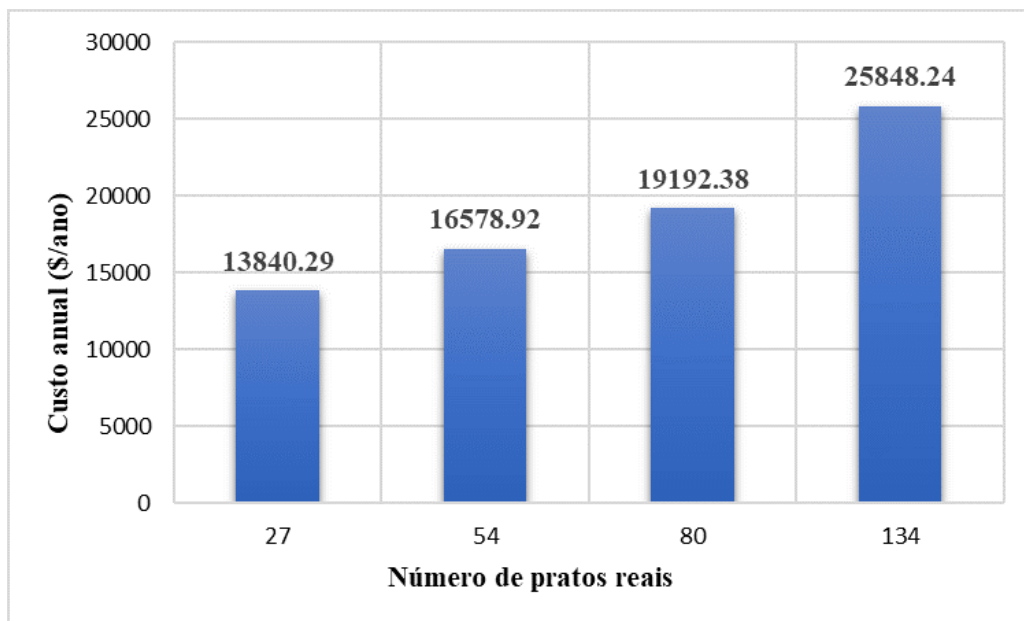


Figura 4: Gráfico: Número de pratos reais x custos anuais (\$/ano)

De acordo com os custos expostos no gráfico acima, pode-se perceber que o caso ótimo econômico é o da coluna de extração com apenas 2 etapas (27 pratos reais), que será utilizado para todos os dimensionamentos e cálculos posteriores, além do modelo utilizado para realização dos diagramas.

### 3 Instrumentação e Controle

#### 3.1 Instrumentos e Sistemas de Controle

O Sistema de controle projetado contém três controladores, os quais possuem os seguintes parâmetros de controle: vazão de alimentação, vazão de solvente e vazão de líquido refrigerante. A relação entre as vazões de alimentação e de solvente é de suma importância para atingir o objetivo do processo que é a purificação da corrente de alimento até uma concentração de refinado de 6% de ácido acético, por esse motivo o controle dessas correntes é imprescindível para o adequado funcionamento da planta.

Para o controle de alimentação, foi utilizado um sensor-transmissor que vai medir a vazão e transmitir um sinal elétrico para o controlador-indicador montado no painel principal de controle. Esse por sua vez, compara o sinal com o valor de vazão desejado (300 kg/h). Caso haja diferença, um sinal elétrico será emitido para o conversor, o qual converterá o sinal elétrico em pneumático para acionamento do atuador que é a válvula de controle, responsável por diminuir ou aumentar a vazão da alimentação. A válvula de controle é associada a duas válvulas de bloqueio, as quais são dispostas de forma a isolar a válvula de controle em caso de falha, além de outras duas válvulas de bloqueio, essas responsáveis por drenar o fluido do processo retido na tubulação. Além disso, uma válvula de regulação é posicionada para permitir o controle manual, essa é usada em caso de excepcionalidades, as quais exigem ação humana para levar a planta a uma condição segura. O esquema está exposto na imagem a seguir:

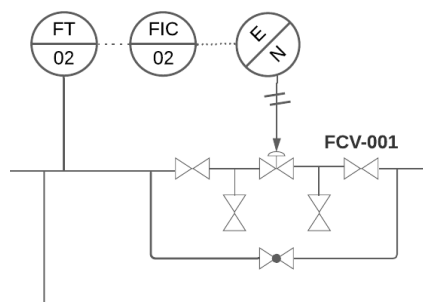


Figura 5: Laço de Controle

Esse esquema também foi usado para o controle da vazão do solvente, o qual será inserido no fundo da torre e vai subir pela torre naturalmente, já que o solvente possui uma densidade inferior ao alimento. O mesmo foi usado para o controle da vazão do líquido refrigerante



do cooler. Essa vazão influencia diretamente na temperatura da corrente de alimento, a qual deve ser resfriada de 60 °C para 25 °C. O controle dessa temperatura é de suma importância para a segurança do processo, uma vez que o éter isopropílico possui ligeira instabilidade a altas temperaturas e alta volatilidade. Além disso, o controle de temperatura é importante para garantir a maior solubilidade do ácido acético no solvente, o que influencia diretamente na eficiência do processo de extração.

Diversos indicadores foram adicionados em diferentes posições na planta, com o objetivo de proporcionar um melhor monitoramento do processo. Todas as correntes são monitoradas em relação aos parâmetros: Pressão, temperatura e vazão.

## **4 Tubulações**

### **4.1 Projeto das Tubulações**

#### **4.1.1 Materiais utilizados**

A planta está sendo projetada para a purificação de água com ácido acético, portanto não podemos utilizar uma tubulação comum de aço carbono em toda a planta, devido à presença de componentes corrosivos. O material utilizado para projetar os encanamentos com presença de ácido será o aço inoxidável 304, que é resistente à corrosão.

No entanto, nem todas as correntes que fluem pela planta possuem ácido acético em sua composição, como é o caso da corrente de água refrigerante e da corrente de entrada do solvente. Para a tubulação desses dois casos será utilizado o aço carbono, que é mais econômico.

#### **4.1.2 Percentual de ácido**

Nas correntes que possuem material corrosivo, será calculado o percentual em peso desse material. Para tal, será considerada a razão entre a vazão mássica do ácido acético e a vazão mássica total da corrente:

$$\tau = \frac{\dot{m}_{ac}}{\dot{m}_{tot}} \cdot 100\% \quad (27)$$

#### **4.1.3 Perda de carga**

Como o aço inoxidável é um material mais caro, é desejável um menor diâmetro dos tubos pela viabilidade econômica, o que implica em uma tubulação com uma perda de carga mais

elevada. Enquanto a do aço carbono é de apenas  $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ , a perda de carga da tubulação de aço inoxidável 304 é de  $5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ , exceto na seção de aspiração da bomba que será de  $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$

#### 4.1.4 Cálculo do diâmetro

O cálculo do diâmetro das tubulações será feito pelo método aproximado, onde é utilizada a velocidade típica padrão de cada tipo de tubulação para se obter o diâmetro. A velocidade típica para escoamento de líquidos em ligas de aço carbono é  $2 \text{ m/s}$ , enquanto para o aço inoxidável é de  $3 \text{ m/s}$  na seção de impulsão da bomba e apenas  $1,8 \text{ m/s}$  na seção de aspiração.

Esse cálculo é feito dividindo-se a velocidade típica ( $v$ ) pela vazão da corrente ( $Q$ ), encontrada nos dados da simulação, obtendo-se assim a área de seção transversal do tubo ( $S$ ), e posteriormente o diâmetro ( $D$ ) da tubulação, conforme mostrado a seguir :

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} = S = \frac{Q}{v}$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \quad (28)$$

Nem todos os diâmetros encontrados serão valores disponíveis para aquisição em uma planta real, portanto os valores serão sempre arredondados para cima, para o diâmetro mais próximo de uma tubulação real. Algumas medidas possíveis são:  $1/4"$ ,  $1/2"$ ,  $3/4"$ ,  $1"$ .

#### 4.1.5 Pressão e temperatura de operação

A pressão de operação é definida como a pressão máxima que ocorre em determinada tubulação. Para o caso das tubulações que estão vindo de fora do sistema, essa pressão é a atmosférica. Todos os valores de pressão de operação são relativos, então as tubulações que estiverem sob pressão atmosférica terão pressão de operação igual a 0 nas tabelas.

A coluna de extração está trabalhando sob pressão atmosférica, portanto as tubulações de extrato e refino também funcionam sob pressão atmosférica. Já para a tubulação localizada entre a zona de impulsão da bomba e o trocador de calor, a pressão de operação será aquela calculada como pressão de impulsão da bomba. Já para a tubulação entre o trocador de calor e a coluna de extração, a pressão de operação será igual à pressão de impulsão menos a perda de carga presente na tubulação anterior.

Depois de obtida a pressão de operação da tubulação, obtém-se a pressão de projeto somando-se 10% à pressão encontrada ou somando-se  $1,8\text{kg}/\text{cm}^2$ , escolhendo-se sempre o resultado maior, sendo que a pressão de projeto nunca pode ficar abaixo de  $3,5\text{kg}/\text{cm}^2$ .

A temperatura de operação é definida como a temperatura máxima que ocorre em determinada tubulação, e seu valor já foi definido nas simulações para todas as correntes. A temperatura de projeto é obtida somando-se  $30^\circ\text{C}$  à temperatura de operação, e nunca pode ficar abaixo de  $80^\circ\text{C}$ .

## 5 Elementos de Segurança

### 5.1 Válvula de Segurança

A válvula de segurança é utilizada para alívio de pressão nos vasos, ela permite que a pressão não ultrapasse a pressão de projeto. Para o seu dimensionamento, duas situações devem ser analisadas em relação ao processo de extração: fogo externo e bloqueio de válvula. O parâmetro a ser analisado é a vazão de descarga, a qual determina a capacidade de descarga da válvula. Na situação de fogo externo, a vazão de descarga é estimada por meio da vazão de calor recebido, esses parâmetros são calculados por meio das seguintes equações:

$$Q = 37139 \cdot A^{0,82} \quad (29)$$

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (30)$$

Em que A corresponde a área do recipiente molhada pelo líquido e exposta ao fogo. Como a altura da coluna ultrapassa o limite recomendado de 8 m, esse valor foi utilizado para realização dos cálculos. O parâmetro  $\lambda$  equivale ao calor latente de vaporização do líquido, nesse caso, o solvente éter isopropílico, já que é o principal combustível do processo, cujo  $\lambda$  é o maior entre as correntes.

Os valores encontrados estão expostos na tabela a seguir:

Fogo Externo	
$A(m^2)$	8,3663
$Q(kcal/h)$	211986,34
$\lambda(kcal/kg)$	69,2
$m(kg/h)$	3063,386

Tabela 13: Parâmetros para fogo externo

Já a situação de bloqueio o dimensionamento é realizado diretamente com a vazão normal que circula dentro da torre. Como todas as correntes possuem uma vazão inferior a 3063.386 kg/h, essa será vazão de descarga suportada pela válvula no processo.

Com a válvula de segurança foi instalado uma linha de by-pass com válvula de bloqueio e de regulação, dessa forma é possível despressurizar a torre manualmente quando for desejado parar a planta ou em caso de falha da válvula de segurança. O esquema está exposto na figura a seguir:

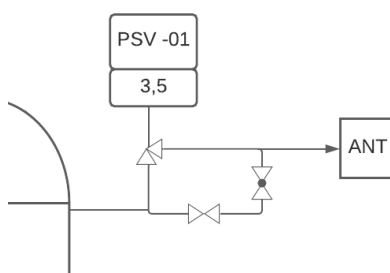


Figura 6: Válvula de Segurança

## 5.2 Especificações de Segurança

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULA DE SEGURANÇA	
Identificação	PSV-1
Localização	C-01
Caso de Descarga	Fogo Externo
Vazão de descarga ( $kg/h$ )	3063,386
Pressão de acionamento ( $kg/cm^2$ )	3,5
Função	Proteção ao vaso C-01

Tabela 14: Especificações válvula de segurança

## 6 Diagrama P&I

O diagrama de tubulação e instrumentação, mostrado na figura 7, resume o processo em estudo para o caso ótimo, o de duas etapas. Pode-se observar, no diagrama, a representação:

- dos laços de controle (à esquerda, relativos à bomba e ao trocador de calor; à direita, relativo à corrente de solvente);
- do sistema de bombeamento;
- do trocador de calor;
- da coluna de extração;
- das correntes (de aspiração e de impulsão da bomba, da água de refrigeração, do alimento, do solvente, do refinado e do extrato);
- do sistema de drenagem;
- dos instrumentos medidores de pressão, temperatura e vazão.

Sumariamente, a corrente a 60 °C é impulsionada pelo sistema de bombeamento. No caso de falha da bomba P-01A, a bomba P-01B é posta em funcionamento. No trocador de calor, a água de refrigeração vinda da tubulação 1-AR-7-NA diminui a temperatura da corrente quente para 25 °C. Do lado direito, embaixo, o solvente entra na coluna e a percorre verticalmente e para cima por ser menos denso do que o alimento, que desce pela ação da gravidade a partir do topo.

Do topo e do fundo da coluna, saem o extrato e o refinado pelas tubulações 3/4-P-6-NA e 1/4-P-4-NA, respectivamente. O segundo é o produto desejado. O primeiro é encaminhado a outro processo de separação para recuperação do solvente. Ainda, no fundo da coluna, encontra-se o sistema de drenagem, a partir do qual o fluido pode ser encaminhado a uma estação de tratamento de efluentes (AA) ou incinerado (ANT).

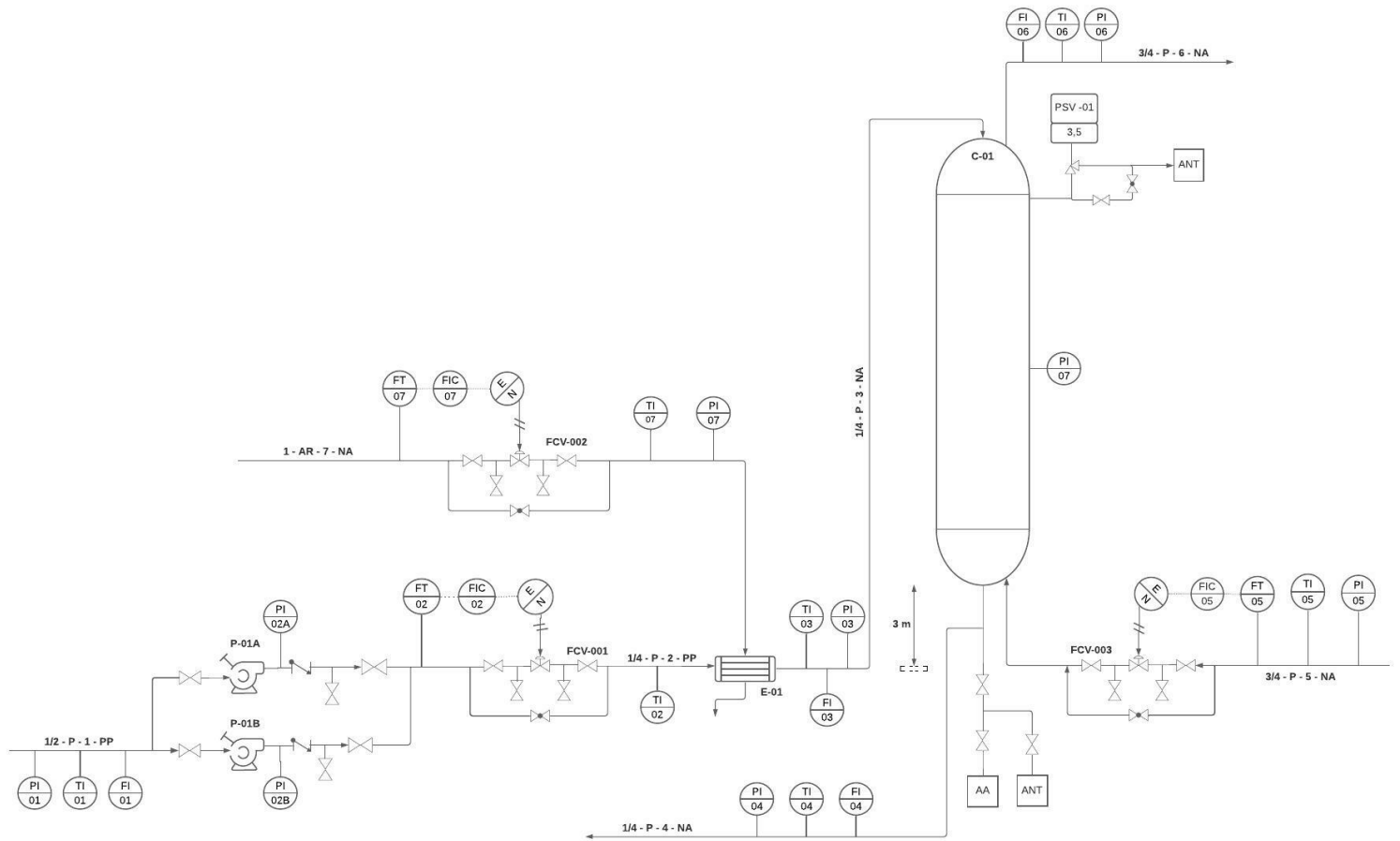


Figura 7: Esquema do Diagrama P&I

## 7 Conclusão

Este trabalho objetivou a otimização de custos variando-se o número de estágios teóricos para separar ácido acético de uma corrente aquosa por extração. Obteve-se o melhor custo para a coluna de extração com dois estágios teóricos ou 27 etapas reais. Para essa configuração, o custo anual estimado foi de aproximadamente \$ 14 mil (em valor presente e na Costa do Golfo dos Estados Unidos).

O valor, relativamente baixo, deve-se à baixa vazão de alimento a ser tratado, apenas 0,2942 m<sup>3</sup>/h. Isso também refletiu no dimensionamento dos equipamentos, como a bomba, cuja potência foi estimada em apenas 0,12 kWh. Também devido à baixa vazão, a coluna apresentou diâmetro relativamente pequeno, de cerca de 30 cm.

O custo anual é apenas uma estimativa e pode ser incrementado no decorrer da construção e operação da planta.

## 8 Especificação dos Equipamentos

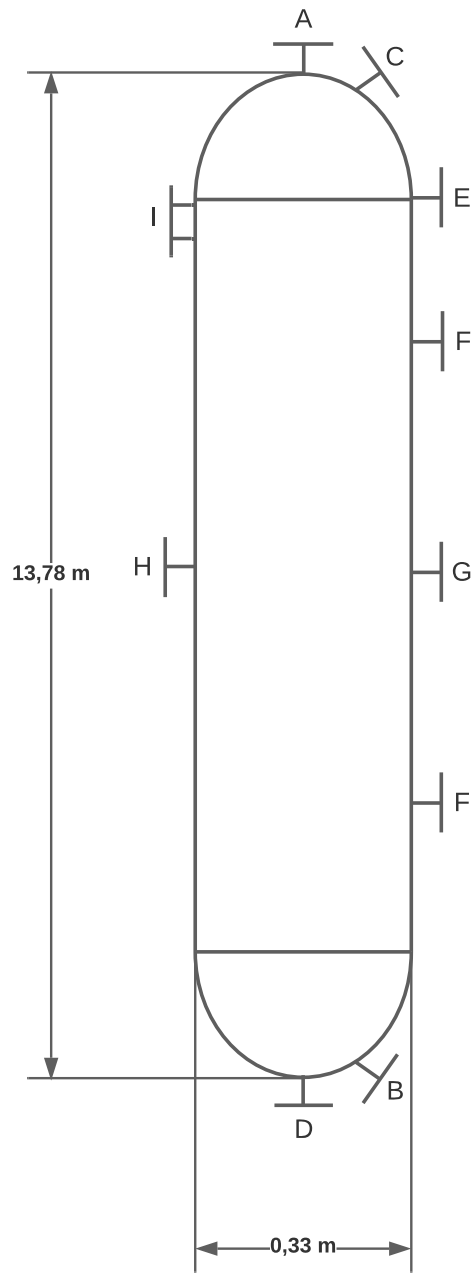
Esta seção dedica-se a apresentar as folhas de especificação dos equipamentos envolvidos no processo em estudo (extração de ácido acético de uma solução aquosa).

### 8.1 Especificação da Coluna de Extração

Tabela 15: Folha de especificação da coluna de extração.

<b>ESPECIFICAÇÃO DA COLUNA DE EXTRAÇÃO</b>		
Número do equipamento	C-01	
Descrição	Coluna de extração	
Pressão no topo	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão no fundo	0	
Pressão de projeto	3,5	
Temperatura no topo	23,77	°C
Temperatura no fundo	23,49	
Temperatura de projeto	80	
Nível normal de líquido	314,33	mm
Nível mínimo de líquido (20%)	314,33	
Nível máximo de líquido (80%)	419,1	
Altura	13780	
Diâmetro	332,88	
Material	Aço inoxidável 304	
<b>PROPRIEDADES DO FLUIDO</b>		
Densidade da fase leve @ P e T de operação no prato chave	1020	kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase pesada @ P e T de operação no prato chave	714,2	
<b>CONEXÕES</b>		
Sigla	Diâmetro	Serviço
A	1/4"	Entrada do alimento
B	3/4"	Entrada do solvente
C	1/4"	Saída do refinado
D	1/4"	Saída do extrato/drenagem
E	3/4"	Válvula de segurança
F	1 1/2"	Sensor de nível
G	1 1/2"	Sensor de pressão
H	1 1/2"	Sensor de temperatura
I	8"	Entrada de pessoas
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>		





## 8.2 Especificação dos Pratos

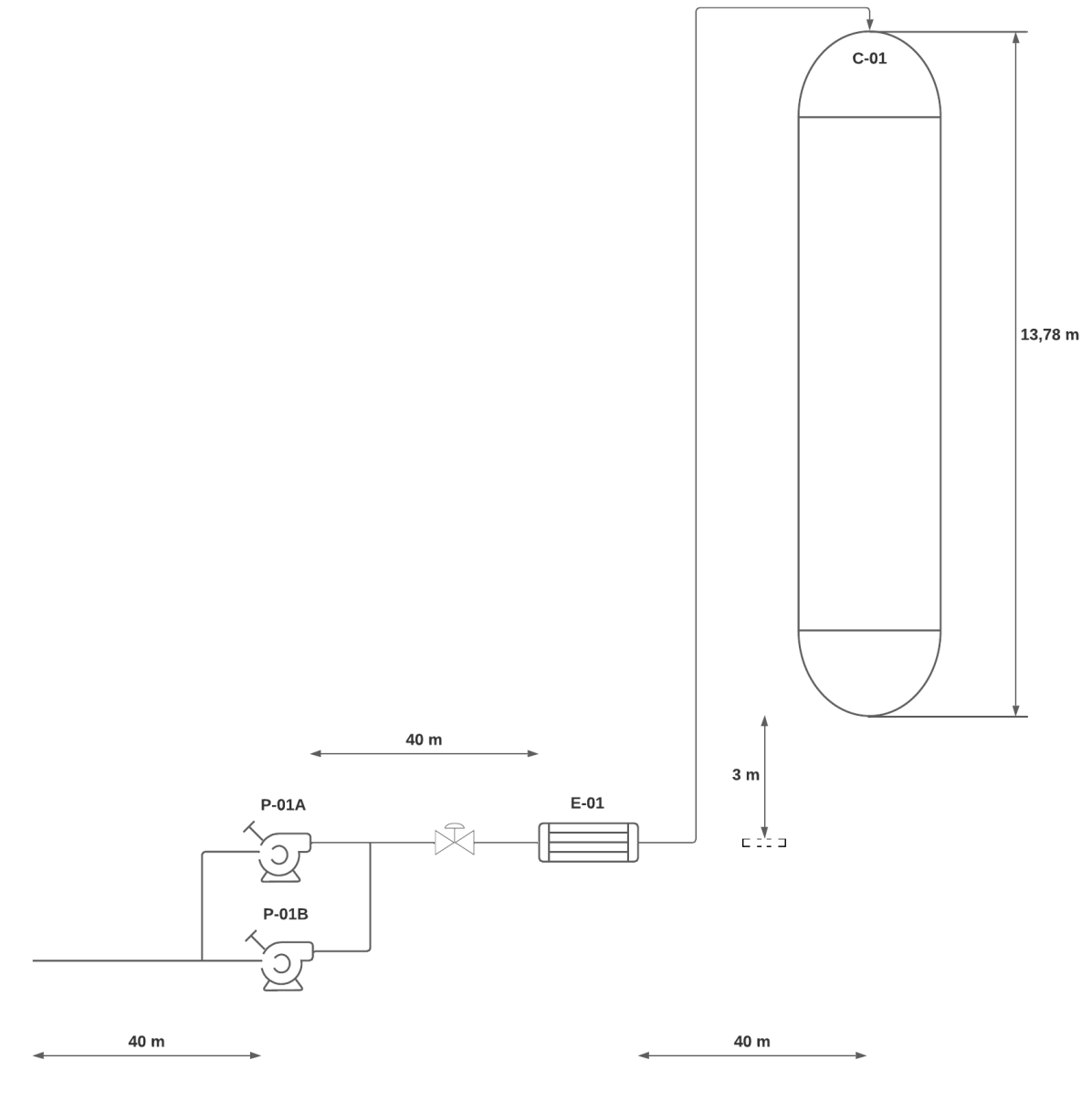
Tabela 16: Folha de especificação dos pratos.

<b>ESPECIFICAÇÃO DOS PRATOS</b>			
Número do equipamento	C-01		
Descrição	Coluna de extração		
Número de seções do equipamento	1		
<b>SEÇÃO ÚNICA</b>			
Do prato/ao prato	1	27	
Pressão	0	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão	0		
Temperatura	23,77	23,49	°C
Vazão mássica do alimento	300		kg/h
Vazão mássica do solvente	1310		
Vazão mássica do refinado	211,4		
Vazão mássica do extrato	1399		
Densidade do alimento	40,73		kg/m <sup>3</sup>
Densidade do solvente	6,99		
Densidade do refinado	1015		
Densidade do extrato	738		
Viscosidade do alimento	1,313		cP
Viscosidade do solvente	0,323		
Viscosidade do refinado	1,091		
Viscosidade do extrato	0,3586		
Número de pratos	27		
Diâmetro dos pratos	332,88		mm
Espaçamento entre pratos	460		
Tipo de pratos	Pratos perfurados		
Altura do recheio	-		
Tipo de recheio	-		

### 8.3 Especificação da bomba

Tabela 17: Folha de especificação da bomba.

<b>ESPECIFICAÇÃO DA BOMBA</b>			
Identificação do equipamento (de operação/reserva)	P-01A		P-01B
Descrição	Bomba para impulsão do alimento		
Número de bombas (de operação/reserva)	1		1
Tipo de bomba	Centrífuga		
Funcionamento	Contínuo/série	Contínuo/paralelo	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>			
Parte da bomba	Aspiração	Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	0,2942		m <sup>3</sup> /h
Pressão	0	3,62	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	60	60	°C
Densidade	988,7	988,7	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,8706	0,8706	cP
Pressão de vapor a 37,8 °C	-0,9613	-0,9613	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>			
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de projeto)	0,3530		m <sup>3</sup> /h
Vazão mínima de projeto (60% da vazão de operação)	0,1765		
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,01		kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	3,622		
Pressão diferencial	2,612		kg/cm <sup>2</sup>
Altura diferencial	-		m
NPSH disponível	-		
Máxima pressão diferencial à impulsão fechada	3,13		kg/cm <sup>2</sup>
Pressão máxima na aspiração	-		kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão máxima na impulsão	-		
Diâmetro da tubulação (na aspiração/na impulsão)	1/2	1/4	Polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>			
Pressão de projeto	3,5		kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	90		°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>			
Potência elétrica na vazão de projeto	0,12		kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>			



## 8.4 Especificação do trocador de calor

Para a especificação do trocador de calor, considerou-se um trocador de tubo duplo em forma de grampo (*hairpin*) com medidas-padrão de 2" para o tubo externo (para a água de refrigeração, de vazão maior) e 1 1/4" para o tubo interno (para o alimento, de vazão menor).

Tabela 18: Folha de especificação do trocador de calor.

<b>ESPECIFICAÇÃO DO TROCADOR DE CALOR</b>					
Identificação do equipamento			E-01		
Descrição			Trocador de calor		
Disposição (horizontal ou vertical)			Horizontal		
Circulação (forçada, termosifão etc.)			Forçada		
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>					
	Tubo interno		Tubo externo		
	Entrada	Saída	Entrada	Saída	
Vazão total	300	300	2353	2353	kg/h
Fração de vapor	–	–	–	–	
Vazão de líquido	300	300	2353	2353	kg/h
Vazão de vapor	–	–	–	–	
Temperatura	60	25	10	20	°C
Pressão	2,72	2,02	–	–	kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão	0,7		–		kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor	1441		5700		kcal/(h m <sup>2</sup> °C)
Fator de deposição	0,00015		0,0003		(h m <sup>2</sup> °C)/kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	1150				kcal/(h m <sup>2</sup> °C)
$\Delta T_{ml}$	25,49				°C
$F_T$	0,8				
Calor trocado	23,53				Mcal/h
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>					
Pressão de projeto		3,5		kg/cm <sup>2</sup> g	
Temperatura de projeto		80		°C	
<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR</b>					
Área de troca de calor		1,0034		m <sup>2</sup>	
Diâmetro do tubo interno		1 1/4		Polegadas	
Diâmetro do tubo externo		2			
Espessura dos tubos		14		BWG	

## 9 Especificações das correntes

Esta seção dedica-se a apresentar as folhas de especificação das correntes materiais envolvidas no processo em estudo (extração de ácido acético de uma solução aquosa).

Tabela 19: Folha de especificação do alimento quente antes da bomba.

Corrente material		
Número da corrente	1	
Descrição	Alimento quente na aspiração da bomba	
Pressão	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	60	°C
Vazão mássica	300	kg/h
Vazão molar	11,98	kgmol/h
Entalpia total	$-7,5 \times 10^4$	kcal/kgmol
Fração de sólidos	—	
Fração de vapor	—	
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	0,3034	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	25,04	kg/kmol
Densidade	39,49	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,8706	cP
Condutividade térmica	0,5395	W/(m K)
Calor específico	3,184	kJ/(kg K)
Tensão superficial	59,55	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação	—	
Massa molar	—	
Densidade	—	
Viscosidade	—	
Condutividade térmica	—	
Calor específico	—	
Fator de compressibilidade	—	
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0,833	0,5994
Di-i-p-éter	0	0
Ácido acético	0,167	0,4006

Tabela 20: Folha de especificação do alimento quente na impulsão da bomba.

Corrente material		
Número da corrente	2	
Descrição	Alimento quente	
Pressão	3,62	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	60	°C
Vazão mássica	300	kg/h
Vazão molar	11,98	kmol/h
Entalpia total	$-7,5 \times 10^4$	kcal/kgmole
Fração de sólidos	—	
Fração de vapor	—	
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	0,3034	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	25,04	kg/kmol
Densidade	39,49	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,8706	cP
Condutividade térmica	0,5395	W/(m K)
Calor específico	3,184	kJ/(kg K)
Tensão superficial	59,55	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação	—	
Massa molar	—	
Densidade	—	
Viscosidade	—	
Condutividade térmica	—	
Calor específico	—	
Fator de compressibilidade	—	
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0,833	0,5994
Di-i-p-éter	0	0
Ácido acético	0,167	0,4006

Tabela 21: Folha de especificação do alimento.

Corrente material		
Número da corrente		3
Descrição		Alimento
Pressão	2,02	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	25	°C
Vazão mássica	300	kg/h
Vazão molar	11,98	kgmol/h
Entalpia total	$-7,57 \times 10^4$	kcal/kgmol
Fração de sólidos		—
Fração de vapor		—
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	0,2942	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	25,04	kg/kmol
Densidade	40,73	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	1,313	cP
Condutividade térmica	0,5125	W/(m K)
Calor específico	2,05	kJ/(kg K)
Tensão superficial	19,41	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação		—
Massa molar		—
Densidade		—
Viscosidade		—
Condutividade térmica		—
Calor específico		—
Fator de compressibilidade		—
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0,833	0,5994
Di-i-p-éter	0	0
Ácido acético	0,167	0,4006



Tabela 22: Folha de especificação do refinado (para o caso ótimo).

Corrente material		
Número da corrente	4	
Descrição	Refinado	
Pressão	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	23,49	°C
Vazão mássica	211,4	kg/h
Vazão molar	10,3	kgmol/h
Entalpia total	$-7,09 \times 10^4$	kcal/kgmol
Fração de sólidos	—	
Fração de vapor	—	
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	0,2084	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	20,53	kg/kmol
Densidade	1015	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	1,091	cP
Condutividade térmica	0,5728	W/(m K)
Calor específico	74,89	kJ/(kg K)
Tensão superficial	69,97	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação	—	
Massa molar	—	
Densidade	—	
Viscosidade	—	
Condutividade térmica	—	
Calor específico	—	
Fator de compressibilidade	—	
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0,9402	0,825
Di-i-p-éter	0	0
Ácido acético	0,0598	0,175

Tabela 23: Folha de especificação do extrato (para o caso ótimo).

Corrente material		
Número da corrente	5	
Descrição	Extrato	
Pressão	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	23,77	°C
Vazão mássica	1399	kg/h
Vazão molar	14,51	kgmol/h
Entalpia total	$-8,64 \times 10^4$	kcal/kgmol
Fração de sólidos	—	
Fração de vapor	—	
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	1,895	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	96,42	kg/kmol
Densidade	738	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,3586	cP
Condutividade térmica	0,1341	W/(m K)
Calor específico	197,7	kJ/(kg K)
Tensão superficial	19,41	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação	—	
Massa molar	—	
Densidade	—	
Viscosidade	—	
Condutividade térmica	—	
Calor específico	—	
Fator de compressibilidade	—	
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0,0206	0,0039
Di-i-p-éter	0,8839	0,9367
Ácido acético	0,0955	0,0595

Tabela 24: Folha de especificação do solvente.

Corrente material		
Número da corrente	6	
Descrição	Solvente	
Pressão	0	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	25	°C
Vazão mássica	1310	kg/h
Vazão molar	12,82	kmol/h
Entalpia total	$-8,4 \times 10^4$	kcal/h
Fração de sólidos	—	
Fração de vapor	—	
Propriedades da fase líquida		
Vazão volumétrica a P e T de operação	1,834	m <sup>3</sup> /h
Massa molar	102,2	kg/kmol
Densidade	6,99	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,323	cP
Condutividade térmica	0,1239	W/(m K)
Calor específico	2,063	kJ/(kg K)
Tensão superficial	16,66	dinas/cm
Propriedades da fase gasosa		
Vazão volumétrica a P e T de operação	—	
Massa molar	—	
Densidade	—	
Viscosidade	—	
Condutividade térmica	—	
Calor específico	—	
Fator de compressibilidade	—	
Composição		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H <sub>2</sub> O	0	0
Di-i-p-éter	1	1
Ácido acético	0	0

## 10 Especificações das tubulações

Esta seção dedica-se a apresentar as folhas de especificação das tubulações envolvidas no processo em estudo (extração de ácido acético de uma solução aquosa). São 7 tubulações no total e suas condições de operação estão expostas nas tabelas a seguir:

Tabela 25: Especificações da Tubulação 1 (Entrada do sistema)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	1/2-P-1-PP	
De/a	Entrada do sistema	P-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	40%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	300	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0,3034	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	25,04	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	988,7	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,8706	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	0	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	3,5	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	60	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	90	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,5	polegadas
Perda de pressão	0,5	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>

Tabela 26: Especificações da Tubulação 2 (Depois da bomba P-1)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	1/4-P-2-PP	
De/a	P-1	E-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	40%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	300	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0,3034	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	25,04	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	988,7	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,8706	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	3,62	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	5,42	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	60	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	90	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,25	polegadas
Perda de pressão	5	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>

Tabela 27: Especificações da Tubulação 3 (Corrente de alimento)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	1/4-P-3-SI	
De/a	E-1	C-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	40%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	300	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0,2942	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	25,04	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	1020	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1,313	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	2,02	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	3,82	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	60	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	90	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,25	polegadas
Perda de pressão	5	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>

Tabela 28: Especificações da Tubulação 4 (Corrente de Refino)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	1/4-P-4-SI	
De/a	C-1	Saída do sistema
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	17,49%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	211,4	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0,2084	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	20,53	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	1015	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1,091	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	0	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	3,5	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	23,49	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	80	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,25	polegadas
Perda de pressão	5	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>

Tabela 29: Especificações da Tubulação 5 (Corrente de Extrato)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	3/4-P-5-SI	
De/a	C-1	Saída do sistema
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	5,95%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	1399	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	1,895	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	96,42	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	738	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,3586	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	0	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	3,5	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	23,77	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	80	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,75	polegadas
Perda de pressão	5	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>



Tabela 30: Especificações da Tubulação 6 (Corrente de Solvente)

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	3/4-P-6-SI	
De/a	Entrada no sistema	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	
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão Total	1310	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	1,834	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	<i>m<sup>3</sup>/h</i>
Massa molar	102,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	714,2	<i>kg/m<sup>3</sup></i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,323	<i>cP</i>
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	0	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Pressão de projeto	3,5	<i>kg/cm<sup>2</sup>g</i>
Temperatura de operação	25	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	80	<i>°C</i>
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	0,75	polegadas
Perda de pressão	2	<i>kg/cm<sup>2</sup>/km</i>

## 11 Especificações dos instrumentos e dos laços de controle

Esta seção dedica-se a apresentar as folhas de especificação dos instrumentos e dos laços de controle envolvidos no processo em estudo (extração de ácido acético de uma solução aquosa).

### 11.1 Laços de controle

Tabela 31: Especificações laços de Controle

<b>ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE</b>			
Identificação	Localização	Descrição	Elementos vinculados
FIC-02	2	controle da vazão de alimento	sensor-transmissor, transdutor E/N e válvula de controle
FIC-05	5	controle da vazão de solvente	sensor-transmissor, transdutor E/N e válvula de controle
FIC-07	7	controle da vazão do líquido refrigerante	sensor-transmissor, transdutor E/N e válvula de controle

### 11.2 Válvulas de controle

Tabela 32: Especificações válvula de controle

<b>ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE</b>			
	Alimento	Solvente	Líquido Refrigerante
Identificação	FCV-1	FCV-03	FCV-02
Localização	2	5	7
Laço de controle	FIC-02	FIC-05	FIC-07
Vazão do fluido( $kg/h$ )	300	1310	2353
Ação á falha no ar	fechar completamente	fechar completamente	fechar completamente

### 11.3 Instrumentos de vazão

Tabela 33: Especificações Instrumentos de Vazão

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>			
Identificação	Localização	Fase	Vazão normal ( <i>kg/h</i> )
FI-01	1	L	300
FT-02	2	L	300
FIC-02	2	L	300
FI-03	3	L	300
FI-04	4	L	211,4
FT-05	5	L	1399
FCI-05	5	L	1399
FI-06	6	L	1310
FT-07	7	L	2353
FIC-07	7	L	2353

### 11.4 Instrumentos de pressão

Tabela 34: Especificações Instrumentos de Pressão

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>			
Identificação	Localização	Fase	Pressão normal ( <i>kg/cm<sup>2</sup>g</i> )
PI-01	1	L	0
PI-02A	2	L	3,62
PI-02B	2	L	3,62
PI-02	2	L	3,62
PI-03	3	L	2,02
PI-04	4	L	0
PI-05	5	L	0
PI-06	6	L	0
PI-07	C-01	L	0

### 11.5 Instrumentos de temperatura

Tabela 35: Especificações Instrumentos de Temperatura

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA</b>			
Identificação	Localização	Fase	Temperatura normal ( <i>C</i> )
TI-01	1	L	60
TI-02	2	L	60
TI-03	3	L	25
TI-04	4	L	23,49
TI-05	5	L	23,77
TI-06	6	L	25

## 12 Especificação das utilidades

Esta seção dedica-se a apresentar as utilidades envolvidas na planta, resumidas na Tabela 36. O processo em estudo não necessita de combustível e não conta com a presença de vapor nem de ar de instrumentação. São utilizadas água de refrigeração para controlar a temperatura do alimento e energia elétrica para o funcionamento do sistema de bombeamento.

O cálculo de água de refrigeração utilizada pelo trocador de calor é necessário para encontrar a vazão da corrente refrigerante. A vazão de líquido refrigerante pode ser encontrado pela relação entre a taxa de transferência de calor do trocador e o calor específico do fluido refrigerante multiplicado pela variação de temperatura da água na entrada e saída do trocador:

$$\dot{m} = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{2,353 \cdot 10^4 \text{ kcal/h}}{1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot 10^\circ\text{C}} = 2353 \text{ kg/h} \quad (31)$$

<b>SERVIÇOS AUXILIARES</b>			
Equipamento	Utilidade	Consumo	
E-01	Água de refrigeração	2,354	$m^3/h$
P-01	Eletricidade	1	kWh/h

Tabela 36: Especificação das utilidades

## Referências

- S. Haque, M. Z. h. Khan, B. Roy, and M. H. Uddin. Separation of acetic acid from aqueous solution using various organic solvents. *Journal of Science and Technology*, 5(2):267–280, 7 2014.
- W. L. McCabe, J. C. Smith, and P. Harriot. *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill, 1993.
- M. Mohadesi and R. Rezaei. Separation of acetic acid from water using organic solvents: Liquid-liquid equilibrium thermodynamic investigation. *Physical Chemistry Research*, 8(2): 267–280, 7 2020.
- A. Paar. Measurement of acetic acid, 2021. URL <https://www.anton-paar.com/br-pt/produtos/applications/measurement-of-acetic-acid/>. Acessado em: 29 out. 2021.
- C. Smith and A. Corripio. *Princípios E Prática Do Controle Automático de Processo*. Grupo Gen-LTC, 2000.
- G. Towler and R. Sinnott. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Butterworth-Heinemann, 2012.