



Universidade de Brasília

Instituto de Química

Relatório de projetos do curso de Engenharia Química

Coluna de Absorção

Pedro Henrique Fontinele Ferreira 150020023

Gabriel Nunes Silva 150079389

Victor de Oliveira Bites 17005334

José Linares

Orientador da Divisão de Engenharia Química

Brasília, 2021.

Sumário

1. Introdução	3
2. Dimensionamento e Custo	4
2.1 Projeto da Torre	4
2.2 Projeto de Resfriamento	12
2.3 Projeto de Bombeamento	15
2.4 Custos de Serviços Auxiliares	19
2.5 Avaliação Econômica	19
2.6 Diagrama Simplificado de processos	22
3. Instrumentação e Controle	33
3.1 Instrumentação	33
3.2 Laços de Controle	34
4. Projeto de Segurança e Válvulas	36
5. Tubulações	38
6. Diagrama Mecânico de Processos	42
7. Referências	43

1. Introdução

O aquecimento global provocado pela emissão de gás carbônico na atmosfera tem sido um dos principais objetos de discussão na última década. Países do mundo inteiro vem se comprometendo a desenvolver tecnologias para reduzir a quantidade de gases poluentes na atmosfera. Com base nas disciplinas de Projetos 1 e 2, o grupo tem como objetivo projetar uma planta para descontaminar uma corrente gasosa rica em gás carbônico, utilizando uma solução aquosa de hidróxido de sódio.

O processo de “lavagem” do gás será realizado por meio de uma coluna de pratos. A corrente de gás a ser tratada será alimentada no fundo da coluna e a solução de hidróxido de sódio será alimentada no topo. Para realizar a alimentação de hidróxido de sódio a corrente conta com um sistema de resfriamento (para garantir que a corrente chegue na coluna nas condições de operações desejadas), sistema de bombeamento (para garantir que a corrente vença a altura da coluna e as perdas de carga ao longo do caminho).

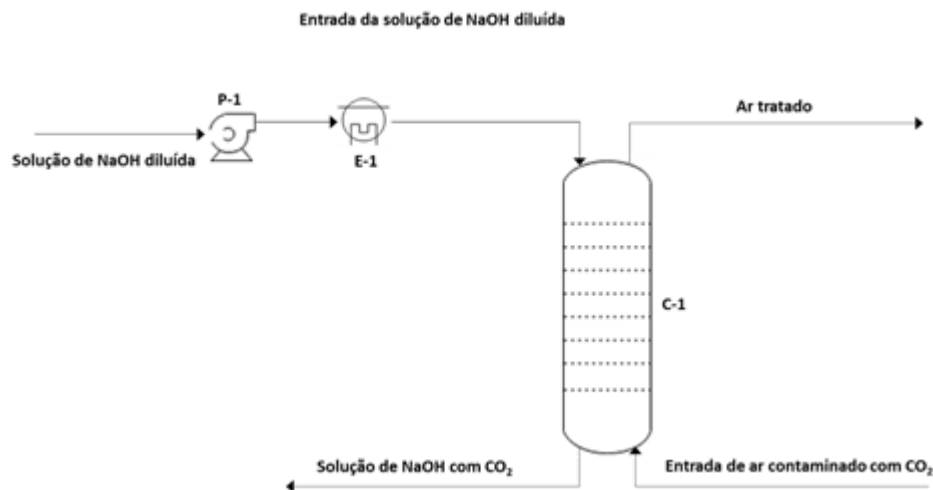


Figura 1. Esquema Representativo do Processo.

2. Dimensionamento e Custo

A planta precisa ter capacidade para reduzir 98% de gás carbônico da corrente gasosa que possui 8% molar de CO_2 , operando com uma vazão mássica de 3.000 [kg/h]. Nesta etapa buscaremos as configurações de processo e dos equipamentos para que o projeto alcance o seu objetivo final e tenha o menor custo possível.

2.1 Projeto da Torre

O ponto de partida do projeto é obter um modelo que seja capaz de calcular o número de pratos teóricos. Para esse problema iremos considerar que a relação de equilíbrio líquido-vapor do CO_2 na torre é descrita pela lei de Henry, que nas condições de operação (10 bar, 20°C) tem sua constante $H = 1,5$ [atm/fração molar]. Usaremos o modelo gráfico para determinar o número de pratos.

Trabalharemos com os valores de vazões em base isenta de CO_2 , como ele é o único elemento transferível entre as correntes, podemos garantir que a vazão de gás na entrada da torre é a mesma de saída, sendo válido também para a corrente líquida.

A partir da lei de Henry, $Y = H \times X$, sendo X as razões molares isenta de CO_2 no líquido e Y as razões molares isentas de CO_2 no vapor, é possível, simulando valores para X , traçar uma reta que descreve a relação de equilíbrio líquido-vapor da coluna, relacionando o balanço de massa global e o específico para um caso de um prato de posição “ n ” e que o último prato da coluna está na posição “ N ”, obtém-se a reta de operação da coluna para um prato genérico [1].

$$Y_n = \frac{L'}{V'} \times X_{n+1} + \left[Y_N - \frac{L'}{V'} \times X_{N+1} \right] \quad [1]$$

$$X = \frac{\text{fração molar de } CO_2}{1 - \text{fração molar de } CO_2} \quad [2]$$

$$Y = \frac{\text{pressão parcial de } CO_2}{\text{pressão total} - \text{pressão parcial de } CO_2} \quad [3]$$

A inclinação da reta de operação pode ser descrita pelas razões molares das correntes de fundo e de topo da coluna.

$$\frac{L'}{V'} = \frac{Y_0 - Y_N}{X_1 - X_{N+1}} \quad [4]$$

X_{N+1} é a razão molar em base isenta de CO_2 na solução de hidróxido de sódio que entra no topo da coluna, que possui o valor de 0 porque o solvente é puro. Já Y_0 ,

razão em base isenta de CO_2 no gás contaminado, é calculado a partir da equação [3]. $Y_0 = 0.0870$. Considerando uma redução de 98% de CO_2 podemos calcular Y_N que é a razão molar em base isenta de CO_2 na corrente de gás tratada, obtendo um valor de $Y_N = 0.00162$. X_1 é a razão molar em base isenta de CO_2 na solução de hidróxido de sódio no fundo da coluna, calculado com auxílio da reta de operação e Y_0 .

A relação mínima $\frac{L'}{V'}$ é determinada pela inclinação da reta de operação quando ela intersecta a reta de equilíbrio, produzindo uma coluna com infinitos pratos. Foram simulados, utilizando o MATLAB, modelos para a torre onde ela opera 10%, 20%, 30%, 40%, 50%, 60%, 70%, 80%, 90% e 100% acima do valor $\frac{L'}{V'}$ mínimo que é 1,47201. A vazão mássica de gás portador, isento de transferível, é constante igual a 2.648,6 [kg/h]. Se houver um aumento dessa relação, conseqüentemente, a vazão necessária de solução de hidróxido aumentará e a torre terá menos pratos.

Tabela 1. Resultado da simulação realizada pelo MATLAB.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Vazão Mássica da solução de NaOH [kg/h]	Número de Pratos Teóricos
10%	2.708,49	21
20%	2.954,72	14
30%	3.200,94	11
40%	3.447,17	9
50%	3.693,40	8
60%	3.939,62	7
70%	4.185,85	7
80%	4.432,07	6
90%	4.678,30	6
100%	4.924,53	5

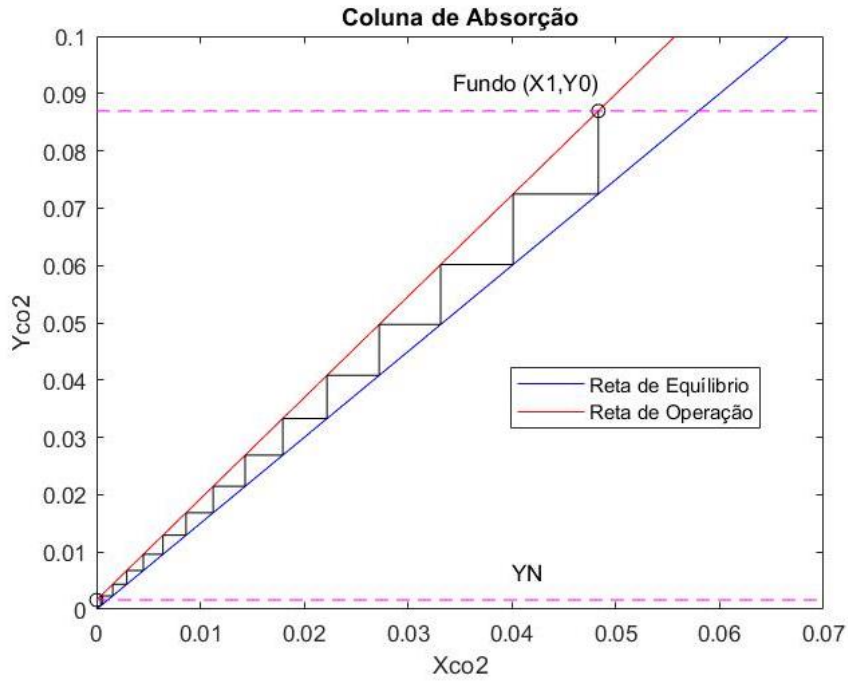


Figura 2. Resultado do modelo operando com 20% de aumento da relação mínima.

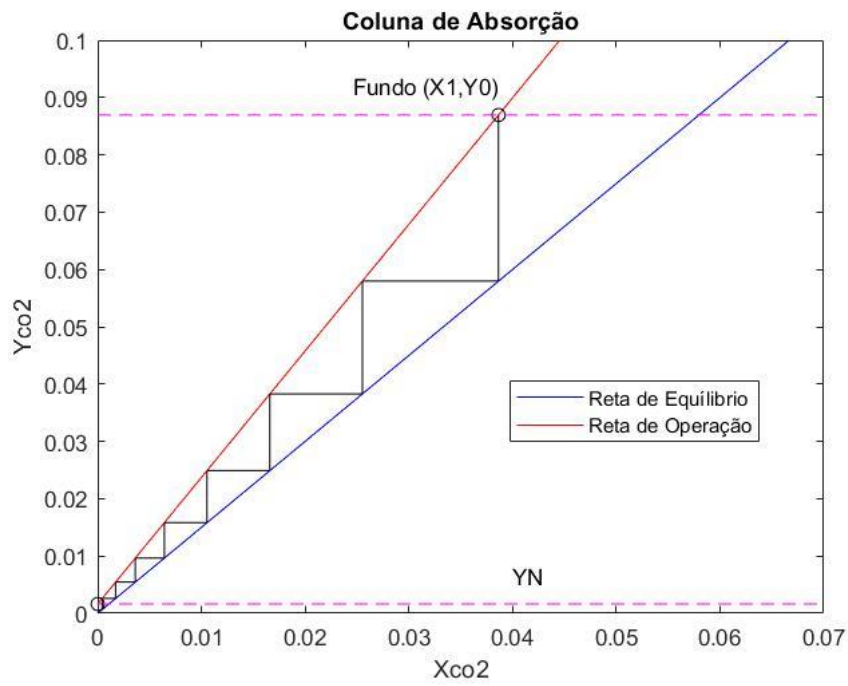


Figura 3. Resultado do modelo operando com 50% de aumento da relação mínima.

A velocidade do gás na torre é obtida através da razão de sua vazão volumétrica pela área da seção transversal. Quando diminuimos o diâmetro, a velocidade do gás aumenta. A partir das densidades do gás e do líquido, é possível calcular qual é a velocidade limite que o gás pode atingir sem que isso provoque o arraste de gotículas de líquido na corrente gasosa.

$$V_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad [5]$$

ρ_g - Densidade do gás = 12,0122 [kg/m³]

ρ_L - Densidade do líquido = 1025,246 [kg/m³]

k - Constante com valor típico de 0,23

$$V_{lim} = 2,112 \text{ [ft/s]}$$

$$V_{lim} = 0,644 \text{ [m/s]}$$

Com os valores da velocidade limite e da vazão volumétrica de gás, é possível determinar a seção transversal mínima da torre e, conseqüentemente, o diâmetro mínimo para que a torre respeite a condição de não arrastar o líquido. Foi considerado que a torre possui uma geometria cilíndrica.

$$S_{min} = \frac{V'_g}{V_{lim}} \quad [6]$$

V'_g - Vazão volumétrica do gás = 220,493 [m³/h]

S_{min} - Seção transversal mínima da torre = 0,09513 [m²]

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4S_{min}}{\pi}} \quad [7]$$

D_{min} - Diâmetro mínimo da torre = 0,348 [m]

Olhando para o outro extremo, devemos tomar cuidado em aumentar o diâmetro para que não aumente demais a perda de carga na coluna. Podemos calcular o diâmetro máximo da torre a partir da sua velocidade mássica mínima com a relação abaixo.

$$S_{max} = \frac{vel_{mássica}}{V'_m} \quad [8]$$

$vel_{mássica}$ - Velocidade mássica mínima do gás = $3670 [kg/h.m^2]$

S_{max} - Seção transversal máxima da torre = $0,7217 [m^2]$

D_{max} - Diâmetro máxima da torre = $0,959 [m]$

V'_m - Vazão mássica de gás portador = $2.648,6 [kg/h]$

A torre foi projetada com um aumento de 60% do diâmetro mínimo, obtendo-se um valor de $D = 0,557 [m]$ e $S = 0,2435 [m^2]$, diâmetro e seção transversal de projeto, respectivamente.

A absorção de CO_2 com uma solução de hidróxido de sódio pode ser classificada como um serviço limpo, por isso, para a parte de dimensionamento da torre vamos considerar uma eficiência do prato de 80%, um espaçamento entre pratos de $0,46 [m]$ e um espaçamento de $0,91 [m]$ para os pratos do topo e do fundo. A altura da coluna é determinada pela quantidade de pratos que ela possui e pelo nível de líquido acumulado no fundo da torre. Determinaremos o nível máximo, normal e mínimo de líquido da torre através das tabelas na figura 4. Primeiro determinamos o nível mínimo de líquido com auxílio da tabela "Low liquid level height", do qual precisaremos saber o diâmetro da torre, calculada anteriormente, e a pressão de projeto. A pressão de operação da torre é $10 bar$. Neste trabalho iremos considerar $1 bar = 1 kg/cm^2$, logo a pressão de projeto será $11,8 [kg/cm^2]$, e a temperatura de operação sendo de $20 ^\circ C$, será então projetada para aguentar $80^\circ C$. A altura mínima de líquido é de $0,152 [m]$.

Holdup time é o tempo que levaria para o vaso esvaziar-se do nível normal de líquido para o mínimo operando sem alimentação e com vazão de saída operativa. *Surge time* segue a mesma lógica, só que agora do nível máximo para o normal. Na tabela "Liquid holdup and surge time" é possível identificar o caso da coluna de pratos com bomba e trocador de calor que sugere um *holdup time* de 5 minutos e um *surge time* de 2 minutos, totalizando um tempo de residência de 7 minutos até atingir o nível mínimo de líquido.

Service	Holdup time, min (NLL — LLL)	Surge time, min (NLL — HLL)	
A. Unit feed drum	10	5	
B. Separators			
1. Feed to column	5	3	
2. Feed to other drum or tankage			
a. With pump or through exchanger	5	2	
b. Without pump	2	1	
3. Feed to fired heater	10	3	
C. Reflux or product accumulator			
1. Reflux only	3	2	
2. Reflux and product (Based on reflux (3 min) plus appropriate holdup time of overhead product (as per B 1–3))	3+	2+	
D. Column bottoms			
1. Feed to another column	5	2	
2. Feed to other drum or tankage			
a) With pump or through exchanger	5	2	
b) Without pump	2	1	
3. Feed to fired reboiler (Based on reboiler vapor expressed as liquid (3 min) plus appropriate holdup time for the bottom product (as per D 1, 2))	5–8	2–4	
E. Compressor suction/interstage scrubber 3 min between NLL (high liquid alarm) and high level shutdown 10 min from bottom tangent line to high liquid alarm			
F. Fuel gas knock-out drum 20 ft. slug in the incoming fuel gas line between NLL and high level shutdown			
G. Flare Knock-out drum 20 to 30 min to HLL			
Multiply by the following factors (optional):			
Personnel	Factor	Instrumentation	Factor
Experienced	1.0	Well Instrumented	1.0
Trained	1.2	Standard Instrumented	1.2
Inexperienced	1.5	Poorly Instrumented	1.5

Vessel diameter	Vertical LLL		Horizontal LLL	
	< 300 psia	> 300 psia	< 300 psia	> 300 psia
≤ 4 ft	15 in.	6 in.	9 in.	6 in.
6 ft	15 in.	6 in.	10 in.	6 in.
8 ft	15 in.	6 in.	11 in.	6 in.
10 ft	6 in.	6 in.	12 in.	6 in.
12 ft	6 in.	6 in.	13 in.	6 in.
16 ft	6 in.	6 in.	15 in.	6 in.

Figura 4. Tabela de *holdup* and *surge time*. Tabela do nível mínimo de líquido.

O cálculo do nível máximo e do normal depende da vazão volumétrica de operação do líquido e da seção transversal da torre de acordo com a relação abaixo.

$$\text{Altura de líquido} = \frac{\text{vazão volumétrica} \times \text{tempo de residência}}{\text{Seção transversal da torre}}$$

Sabendo o número de pratos, seus espaçamentos e a altura de líquido necessária, é possível determinar a altura total da torre.

Tabela 2. Resultado da altura da coluna.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Vazão volumétrica de NaOH [m ³ /s]	Nº de pratos teóricos	Nº de pratos reais	Altura do líquido [m]	Altura total da torre [m]
10%	2,64	21	27	1,42	14,74
20%	2,88	14	18	1,53	10,71
30%	3,12	11	14	1,65	8,99
40%	3,36	9	12	1,76	8,18
50%	3,60	8	10	1,88	7,38
60%	3,84	7	9	1,99	7,03
70%	4,08	7	9	2,11	7,15
80%	4,32	6	8	2,22	6,80
90%	4,56	6	8	2,34	6,92
100%	4,80	5	7	2,45	6,57

Com o dimensionamento concluído é possível estimar o custo de investimento necessário para se construir a torre. O método para estimar os custos dos equipamentos deste trabalho será baseado no capítulo 6 do livro “*Chemical engineering design*”, onde o custo do equipamento pode ser descrito com a equação [9].

$$C_{2007} = a + bS^n \quad [9]$$

C_{2007} - Custo estimado do equipamento referente ano de 2007 [U\$]

a - Parâmetro tabelado para cada equipamento

b - Parâmetro tabelado para cada equipamento

n - Parâmetro tabelado para cada equipamento

S - Variável de projeto, depende do equipamento e assume diferentes grandezas

Corrigimos o custo para os valores atuais através da equação [10].

$$C_{2020} = C_{2007} \frac{ICI_{2020}}{ICI_{2007}} \quad [10]$$

ICI_{2020} - Índice de custos industriais brasileiros no ano de 2020 = 172,99

ICI_{2007} - Índice de custos industriais brasileiros no ano de 2007 = 107,11

Os valores do índice de custos industriais foram obtidos no site do CNI - Confederação Nacional da Indústria. Usando o método de Lang [11] determinaremos o investimento necessário para cada equipamento. Para a torre, a variável de projeto é seu peso em massa [kg], porém para determiná-lo é necessário, além de suas dimensões, sua espessura.

$$I = XC_{2020} \quad [11]$$

I- Investimento necessário [U\$]

X- Fator de Lang = 4,74 valor típico para processos com líquidos

Devido a natureza da solução de hidróxido de sódio, que é uma base forte, o material selecionado para o projeto da torre foi o aço inox 304, porque este material apresenta uma alta resistência química. Para determinar a espessura da torre usaremos a equação [12].

$$e = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i} + e_{corrosão} \quad [12]$$

e- Espessura da torre = 6,77 [mm]

P_i - Pressão de projeto = 11,8 [kg/cm²]

D_i - Diâmetro interno da torre = 0,557 [m]

S- Tensão máxima permitida pelo material nas condições de projeto (valor tabelado) = 15 [kpsi]

E- Eficiência de solda = 0,85

$e_{corrosão}$ - Sobre-espessura por corrosão = 3 [mm]

$$e = 6,77 \text{ [mm]}$$

O peso da torre pode ser estimado a partir da equação [13], porém é necessário a conversão para [kg] estimar o custo.

$$w = 240C_w D_m (H_v + 0,8D_m)e \quad [13]$$

w - Peso da torre [N]

C_w - Constante que considera o peso dos elementos internos como recheio = 1,15

D_m - Diâmetro da torre considerando a espessura = 0,564 [m]

H_v - Altura total da torre [m]

Tabela 3. Parâmetro para a estimação de custo da torre.

	a	b	n	Variável de projeto	S_{lower}	S_{upper}
Torre	15.000	68	0,85	Peso [kg]	120	250.000
Prato perfurado	110	380	1,8	Diâmetro da torre [m]	0,5	5

Tabela 4. Custo estimado da torre referente a 2007.

Aumento da relação $\frac{L'}{v'}$	Altura total da torre [m]	Peso [Kg]	Custo (2007) [U\$]	Custo dos pratos (2007) [U\$]	Custo total da torre (2007) [U\$]
10%	14,74	1.634,787	51.639,61	6.546,49	58.186,10
20%	10,71	1.202,863	43.228,81	4.364,33	47.593,14
30%	8,99	1.017,756	39.490,97	3.394,48	42.885,44
40%	8,18	931,376	37.712,51	2.909,55	40.622,06
50%	7,38	844,996	35.909,09	2.424,63	38.333,72
60%	7,03	807,979	35.127,92	2.182,16	37.310,09
70%	7,15	820,326	35.389,07	2.182,16	37.571,23
80%	6,80	783,309	34.604,34	1.939,70	36.544,04
90%	6,92	795,656	34.866,69	1.939,70	36.806,39
100%	6,57	758,639	34.078,27	1.697,24	35.775,51

Tabela 5. Valor do custo corrigido para 2020 e o valor do investimento da torre.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Custo total da torre (2007) [U\$]	Custo total da torre (2020) [U\$]	Investimento [U\$]
10%	58.186,10	93.974,55	445.439,38
20%	47.593,14	76.866,18	364.345,70
30%	42.885,44	69.262,93	328.306,31
40%	40.622,06	65.607,41	310.979,13
50%	38.333,72	61.911,59	293.460,92
60%	37.310,09	60.258,35	285.624,58
70%	37.571,23	60.680,11	287.623,74
80%	36.544,04	59.021,13	279.760,15
90%	36.806,39	59.444,84	281.768,56
100%	35.775,51	57.779,90	273.876,74

2.2 Projeto de Resfriamento

A dissociação do hidróxido de sódio em água é uma reação exotérmica, podendo ser esse o motivo da solução se encontrar a 70°C ao chegar na planta.

Para garantir que essa solução chegue na torre de absorção dentro do parâmetro de temperatura desejável se faz necessário um trocador de calor que consiga resfriar essa solução até 20°C. O valor do coeficiente de troca térmica será de 800 [W/m² °C]. Esse valor foi retirado do capítulo 12 do livro “*Chemical engineering design*”, considerando um trocador de calor que o processo envolve como fluido quente e frio a água, lembrando que essa consideração só é possível pois a capacidade térmica do fluido quente, que é a solução de hidróxido de sódio, é semelhante a da água e o fluido frio utilizado é água resfriada. A água resfriada possui temperatura de entrada 10°C e de saída de 15°C.

O fluxo de calor que será necessário retirar do sistema pode ser obtido pela equação [14].

$$Q = mc\Delta T \quad [14]$$

Q - Fluxo de calor [kJ/h]

m - Vazão mássica da solução de NaOH [kg/h]

c - Capacidade calorífica da solução de NaOH = 3,68525 [kJ/kg°C]

ΔT - Diferença da temperatura da solução de *NaOH* na entrada e na saída do trocador de calor = 50 °C

Considerando que as propriedades físicas do fluido permanecem constantes nessa faixa de variação de temperatura e que o regime de temperatura é linear ao longo do trocador, para determinar a área de troca térmica podemos usar a relação [15]:

$$Q = UA\Delta T_{lm} \quad [15]$$

U - Coeficiente global de troca térmica = 800 [W/m² °C]

ΔT_{lm} - Diferença de temperatura logarítmica entre o fluido quente e frio = 26,4 °C

A - Área de troca térmica [m²]

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} \quad [16]$$

T_1 - Temperatura de entrada do fluido quente = 70°C

T_2 - Temperatura de saída do fluido quente = 20°C

t_1 - Temperatura de entrada do fluido frio = 10°C

t_2 - Temperatura de saída do fluido frio = 15°C

Calcularemos o investimento necessário para o trocador de calor de maneira análoga ao cálculo da torre, porém a variável de projeto em questão é a área de troca térmica.

Tabela 6. Parâmetro para a estimativa de custo do trocador.

	a	b	n	Variável de projeto	S_{lower}	S_{upper}
Trocador <i>Double-pipe</i>	1.600	2100	1	Área de troca [m ²]	1	80

Tabela 7. Resultado da área de troca térmica para diferentes relações $\frac{L'}{V'}$.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Fluxo de Calor [kJ/h]	Área de troca térmica [m ²]
10%	499.073,15	6,565
20%	544.443,44	7,162
30%	589.813,72	7,759
40%	635.184,01	8,355
50%	680.554,29	8,952
60%	725.924,58	9,549
70%	771.294,87	10,146
80%	816.665,15	10,743
90%	862.035,44	11,339
100%	907.405,73	11,936

Tabela 8. Valor do custo corrigido para 2020 e o valor do investimento para o trocador de calor.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Área de troca térmica [m ²]	Custo (2020) [U\$]	Investimento [U\$]
10%	6,565	24.850,03	117.789,13
20%	7,162	26.874,20	127.383,71
30%	7,759	28.898,38	136.978,30
40%	8,355	30.922,55	146.572,89
50%	8,952	32.946,72	156.167,47
60%	9,549	34.970,90	165.762,06
70%	10,146	36.995,07	175.356,65
80%	10,743	39.019,25	184.951,23
90%	11,339	41.043,42	194.545,82
100%	11,936	43.067,60	204.140,40

2.3 Projeto de Bombeamento

A corrente líquida do processo chega ao sistema de bombeamento a 1 *bar* e precisa ser pressurizada para que a corrente supere as perdas de carga pelo caminho e entre na torre com a pressão de 10 *bar*. Levando em consideração que a faixa de pressão e vazão em que a bomba irá trabalhar não é muito elevada e a densidade do fluido também não é, utilizaremos uma bomba centrífuga. Neste trabalho serão consideradas duas principais contribuições para a perda de carga do fluido. São elas: o trocador de calor que gera uma perda de carga de 0,7 *bar* e a perda de carga para que o líquido consiga vencer a altura da coluna e sua elevação em relação ao solo de 3 [m]. As demais situações que poderiam gerar perda de carga, como por exemplo as tubulações, serão desconsideradas.

A vazão de projeto é 20% maior que a vazão de operação e a vazão mínima é 40% menor que a de operação.

$$L'_p = 1,2 L' \quad [17]$$

L' - Vazão volumétrica de operação [m^3/h]

L'_p - Vazão volumétrica de projeto do líquido [m^3/h]

$$L'_{min} = 0,6 L' \quad [18]$$

L'_{min} - Vazão mínima de operação [m^3/h]

A pressão na impulsão da bomba é dada pela soma da pressão de operação da torre e as perdas de carga consideradas. A contribuição de pressão para vencer a altura da torre será calculada da seguinte maneira:

$$p_H = \rho_L g H_t \quad [19]$$

p_H - Contribuição de pressão para vencer a altura da torre [Pa]

ρ_L - Densidade da solução de hidróxido de sódio = 1025,246 [kg/m^3]

g - Aceleração da gravidade = 9,81 [m/s^2]

H_t - Altura da torre considerando uma elevação de 3m em relação ao solo [m]

A condição de Shut-off é quando, por algum motivo, a impulsão da bomba é bloqueada, gerando a situação de maior pressão possível na impulsão. A bomba precisa estar preparada para continuar funcionando nesses casos, então para seu dimensionamento consideramos um aumento de 20% da variação de pressão entre a impulsão e aspiração, denominada $\Delta P_{shut-off}$.

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \Delta P \quad [20]$$

$$\Delta P = \text{Pressão na impulsão} - \text{Pressão na aspiração [bar]} \quad [21]$$

A pressão máxima que a impulsão poderá atingir, será:

$$P_{\text{máxima na impulsão}} = P_{\text{Aspiração}} + \Delta P_{\text{shut-off}} \quad [22]$$

Tabela 9. Valores das vazões em diferentes razões de $\frac{L'}{V'}$

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Vazão volumétrica de operação [m ³ /h]	Vazão volumétrica de projeto [m ³ /h]	Vazão volumétrica mínima [m ³ /h]
10%	2,64	3,17	1,59
20%	2,88	3,46	1,73
30%	3,12	3,75	1,87
40%	3,36	4,03	2,02
50%	3,60	4,32	2,16
60%	3,84	4,61	2,31
70%	4,08	4,9	2,45
80%	4,32	5,19	2,59
90%	4,56	5,48	2,74
100%	4,80	5,76	2,88

Tabela 10. Resultado para as pressões em diferentes razões de $\frac{L'}{V'}$

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Pressão na impulsão [bar]	ΔP shut-off [bar]	Pressão máxima na impulsão [bar]
10%	12,48	13,78	14,78
20%	12,08	13,3	14,3
30%	11,91	13,09	14,09
40%	11,82	12,99	13,99
50%	11,74	12,89	13,89
60%	11,71	12,85	13,85
70%	11,72	12,86	13,86
80%	11,69	12,82	13,82
90%	11,7	12,84	13,84
100%	11,66	12,8	13,8

A potência necessária da bomba é dada por:

$$W = \frac{L'_p \Delta P_{shut-off}}{27,4} \quad [23]$$

W - Potência da bomba [cV]

$\Delta P_{shut-off}$ - Máxima variação de pressão [kg/cm²]

A eficiência hidráulica da bomba é de 30% e a eficiência elétrica é de 80%. Para calcular a potência real consumida é preciso considerá-las.

$$W_h = \frac{W}{\eta_h} \quad [24]$$

W_h - Potência considerando apenas a eficiência hidráulica

η_h - Eficiência hidráulica

$$W_e = \frac{W_h}{\eta_e} \quad [25]$$

W_e - Potência real consumida

η_e - Eficiência elétrica

Tabela 11. Resultado para a potência em diferentes razões de $\frac{L'}{V'}$

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Potência [kW]	Potência Real Consumida [kW]
10%	1,17	4,89
20%	1,24	5,15
30%	1,32	5,49
40%	1,41	5,87
50%	1,5	6,24
60%	1,59	6,63
70%	1,69	7,05
80%	1,79	7,45
90%	1,89	7,87
100%	1,98	8,25

Para estimar o custo da bomba é necessário calcular de forma separada o custo da carcaça e do motor. A variável de projeto para a carcaça é a vazão de projeto, e para o motor, a potência.

Tabela 12. Parâmetro para a estimação de custo da bomba.

	a	b	n	Variável de projeto	S_{lower}	S_{upper}
Explosion proof motor	-950	1770	0,6	Potência [kW]	1	2500
Single stage centrifuga	6900	206	0,9	Vazão volumétrica de projeto [L/s]	0,2	126

Tabela 13. Estimação do custo da bomba.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Potência Real Consumida [kW]	Vazão volumétrica de projeto [L/s]	Custo total da bomba (2020) [U\$]	Investimento [U\$]
10%	4,89	0,88	17.314,84	82.072,34
20%	5,15	0,96	17.569,78	83.280,78
30%	5,49	1,04	17.894,04	84.817,77
40%	5,87	1,12	18.241,80	86.466,13
50%	6,24	1,20	18.575,96	88.050,05
60%	6,63	1,28	18.920,67	89.683,96
70%	7,05	1,36	19.279,48	91.384,73
80%	7,45	1,44	19.606,16	92.933,18
90%	7,87	1,52	19.949,97	94.562,85
100%	8,25	1,60	20.261,12	96.037,72

2.4 Custos de Serviços Auxiliares

Serão considerados como custo de serviços auxiliares apenas o custo com energia elétrica e o custo com a água de refrigeração, em um intervalo de tempo de um ano. O valor da água de refrigeração utilizada no trocador de calor é 4,5U\$/GJ e o valor da energia elétrica para a média e pequena indústria é de 87,6852 [U\$/MWh].

2.5 Avaliação Econômica

Considerando todos os gastos da planta, investimentos e custos auxiliares, podemos decidir qual é a melhor configuração para o processo, ou seja, aquela que terá o menor gasto. Como estamos avaliando a planta em um intervalo de tempo de um ano, normalizamos o valor dos investimentos em equipamento dividindo o seu valor por 3.

Tabela 14. Custos dos investimentos normalizados.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Investimentos			
	Torre [U\$]	Bomba [U\$]	Trocador de Calor [U\$]	Custos normalizados por ano [U\$]
110%	445.439,38	82.072,34	117.789,13	215.100,28
120%	364.345,70	83.280,78	127.383,71	191.670,06
130%	328.306,31	84.817,77	136.978,30	183.367,46
140%	310.979,13	86.466,13	146.572,89	181.339,38
150%	293.460,92	88.050,05	156.167,47	179.226,15
160%	285.624,58	89.683,96	165.762,06	180.356,87
170%	287.623,74	91.384,73	175.356,65	184.788,37
180%	279.760,15	92.933,18	184.951,23	185.881,52
190%	281.768,56	94.562,85	194.545,82	190.292,41
200%	273.876,74	96.037,72	204.140,40	191.351,62

Feito isso, somamos os custos de serviços auxiliares e encontramos um ótimo econômico com a torre operando com um aumento de 50% da relação $\frac{L'}{V'}$ mínima.

Tabela 15. Ótimo econômico.

Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$	Custos normalizados por ano [U\$]	Água resfriada [U\$]	Energia Elétrica [U\$]	Custo Total [U\$]
110%	215.100,28	19.673,46	901,39	235.675,14
120%	191.670,06	21.461,96	948,67	214.080,70
130%	183.367,46	23.250,46	1.011,64	207.629,55
140%	181.339,38	25.038,95	1.081,37	207.459,70
150%	179.226,15	26.827,45	1.149,94	207.203,54
160%	180.356,87	28.615,95	1.222,64	210.195,46
170%	184.788,37	30.404,44	1.300,46	216.493,28
180%	185.881,52	32.192,94	1.372,51	219.446,97
190%	190.292,41	33.981,44	1.450,32	225.724,17
200%	191.351,62	35.769,93	1.521,71	228.643,26

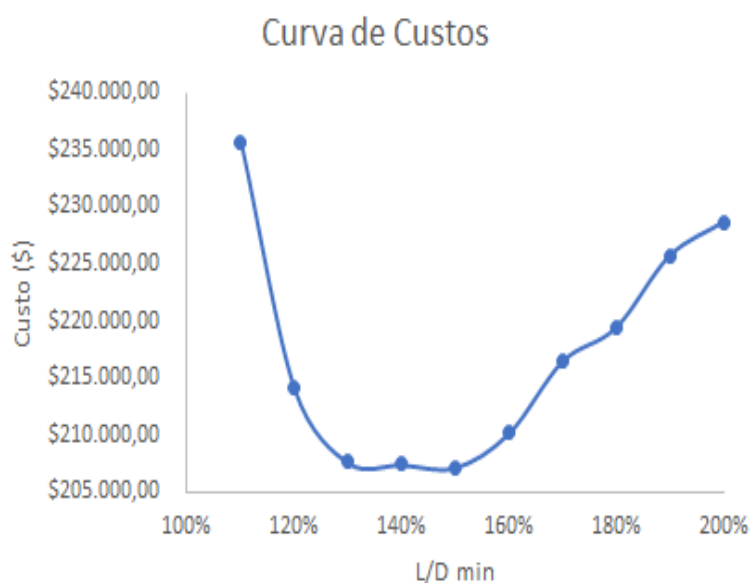


Figura 5. Curva do custo X Aumento da relação $\frac{L'}{V'}$.

2.6 Diagrama Simplificado de processos

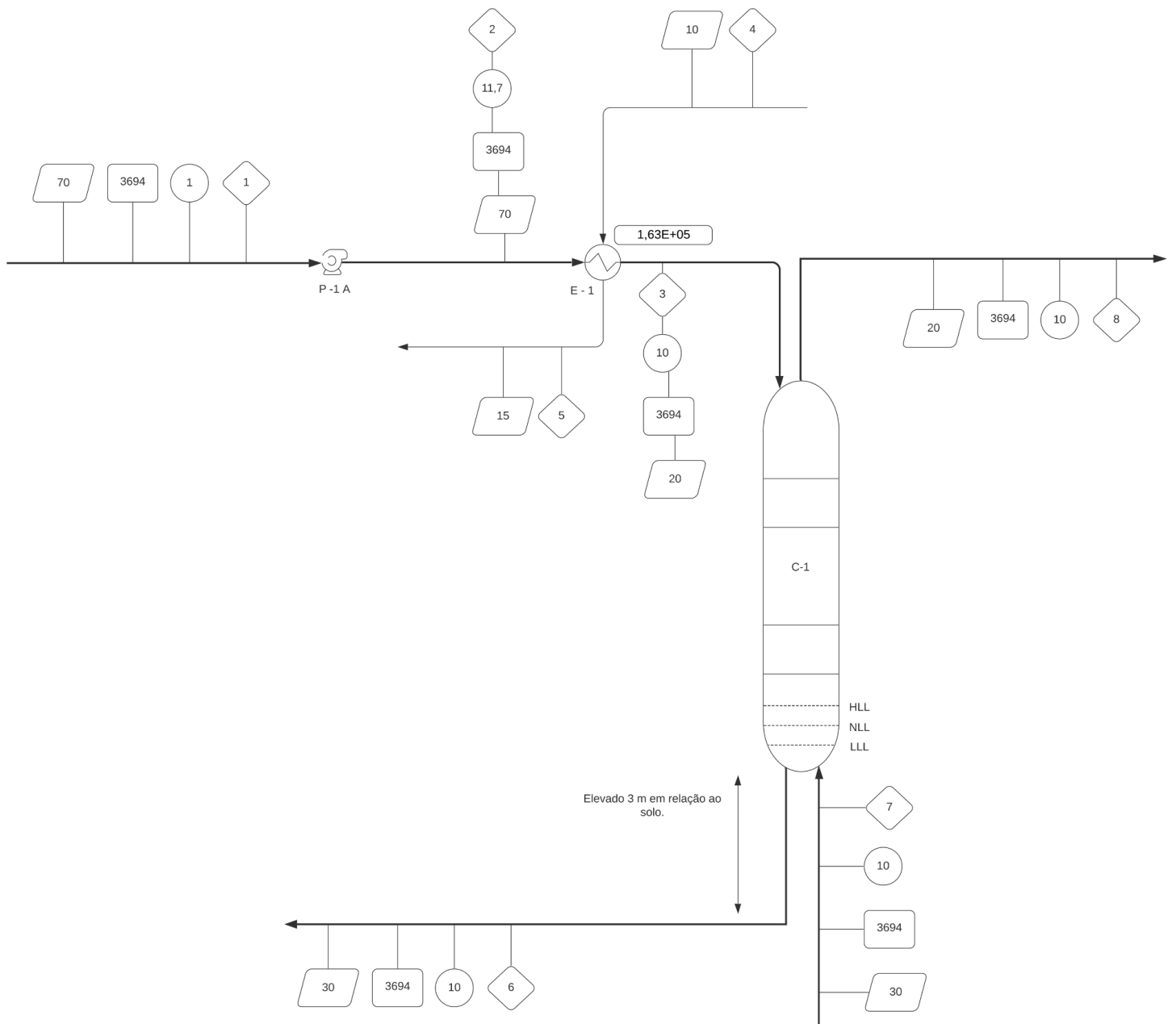


Figura 6. Diagrama mecânico de processo simplificado.

Tabela 16. Folha de especificação da corrente 1.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Solução diluída de NaOH que entra na bomba P-1	
Pressão	1	Kg/cm ² g
Temperatura	70	°C
Vazão mássica	3.693,40	Kg/h
Vazão molar	202,71	Kmol/h
Entalpia total	-13,7769211	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	3,60	m ³ /h
Peso molecular	18,2350983	Kg/kmol
Densidade	1004,061841	Kg/m ³
Viscosidade	0,457362867	cP
Condutividade térmica	0,669336561	W/m-K
Calor específico	4,016661163	kJ/kg.°C
Tensão superficial	65,09399928	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m.°C
Calor específico		kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	0	0
H2O	0,99	0,978046
Oxygen	0	0
H2S	0	0
Nitrogen	0	0
NaOH	1,00E-02	0,021954

Tabela 17. Folha de especificação da corrente 2.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Solução diluída de NaOH que sai da bomba P-1 e entra no trocador E-1	
Pressão	11,74	Kg/cm ² g
Temperatura	70,1	°C
Vazão mássica	3.693,40	Kg/h
Vazão molar	202,71	Kmol/h
Entalpia total	-13,77643052	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	3,60	m ³ /h
Peso molecular	18,2350983	Kg/kmol
Densidade	1004,020775	Kg/m ³
Viscosidade	0,456551406	cP
Condutividade térmica	0,669442014	W/m-K
Calor específico	4,017426869	kJ/kg.°C
Tensão superficial	65,07066625	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m.°C
Calor específico		kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	0	0
H2O	0,99	0,978046
Oxygen	0	0
H2S	0	0
Nitrogen	0	0
NaOH	1,00E-02	0,021954

Tabela 18. Folha de especificação da corrente 3.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Solução diluída de NaOH que sai do trocador de calor E-1 e entra no vaso C-1	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	20	°C
Vazão mássica	3.693,40	Kg/h
Vazão molar	202,71	Kmol/h
Entalpia total	-13,94683605	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	3,60	m ³ /h
Peso molecular	18,2350983	Kg/kmol
Densidade	1025,245637	Kg/m ³
Viscosidade	1,143016339	cP
Condutividade térmica	0,610884818	W/m-K
Calor específico	3,68524998	kJ/kg.°C
Tensão superficial	74,59362463	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m.°C
Calor específico		kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	0	0
H2O	0,99	0,978046
Oxygen	0	0
H2S	0	0
Nitrogen	0	0
NaOH	1,00E-02	0,021954

Tabela 19. Folha de especificação da corrente 6.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Solução diluída de NaOH que sai do vaso C-1	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	29,05	°C
Vazão mássica	3.693,40	Kg/h
Vazão molar	202,71	Kmol/h
Entalpia total	-13,98386928	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	3,60	m ³ /h
Peso molecular	18,440146	Kg/kmol
Densidade	1026,4691	Kg/m ³
Viscosidade	0,959743	cP
Condutividade térmica	0,5945897	W/m-K
Calor específico	3,6936689	kJ/kg.°C
Tensão superficial	72,638191	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m.°C
Calor específico		kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	7,87E-03	1,88E-02
H2O	0,98202	9,59E-01
Oxygen	6,25E-05	1,09E-04
H2S	0	0
Nitrogen	1,21E-04	1,84E-04
NaOH	9,92E-03	2,15E-02

Tabela 20. Folha de especificação da corrente 7.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	7	
Descrição	Corrente de vapor contaminado que entra no vaso C-1	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	30	°C
Vazão mássica	2648,6	Kg/h
Vazão molar	7,334332524	Kmol/h
Entalpia total	-0,055087767	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m-K
Calor específico		kJ/kg.°C
Tensão superficial		dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	220,49296	m ³ /h
Peso molecular	30,06312562	Kg/kmol
Densidade	12,0121749	Kg/m ³
Viscosidade	1,84E-02	cP
Condutividade térmica	2,51E-02	W/m.°C
Calor específico	1,012968431	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	8,00E-02	1,17E-01
H2O	0	0
Oxygen	0,1932	2,06E-01
H2S	0	0
Nitrogen	0,726801	6,77E-01
NaOH	0	0

Tabela 21. Folha de especificação da corrente 8.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	8	
Descrição	Corrente de vapor purificado que sai do vaso C-1	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	20,26	°C
Vazão mássica	2648,6	Kg/h
Vazão molar	7,334332524	Kmol/h
Entalpia total	-0,002590043	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular		Kg/kmol
Densidade		Kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica		W/m-K
Calor específico		kJ/kg.°C
Tensão superficial		dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	220,49296	m ³ /h
Peso molecular	28,84634654	Kg/kmol
Densidade	11,89363053	Kg/m ³
Viscosidade	1,82E-02	cP
Condutividade térmica	2,53E-02	W/m.°C
Calor específico	1,031765276	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
CO2	1,62E-03	2,47E-03
H2O	2,55E-03	1,59E-03
Oxygen	0,208866	2,32E-01
H2S	0	0
Nitrogen	0,78696	7,64E-01
NaOH	2,11E-18	2,93E-18

Tabela 22. Folha de especificação da bomba P-1.

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação		Reserva	
Descrição	Bomba de processo			
Número de bombas operação / reserva	P1-A		P1-B	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Contínuo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	3,60244942			m ³ /h
Pressão	1	kg/cm ² g	11,74380754	kg/cm ² g
Temperatura	70	°C	70	°C
Densidade	1025,245637	kg/m ³	1025,245637	kg/m ³
Viscosidade	0,457362867	cP	0,456551406	cP
Pressão de vapor	0,307019581	kg/cm ² g	0,308668876	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	4,32		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	2,16			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	11,74380754			
Pressão diferencial	10,74380754		kg/cm ²	
Altura diferencial	10,38		m	
NPSH disponível	10,479		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	12,89256905		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	1		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	13,89256905			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1		1	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	15,7			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	100			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	6,237845497			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

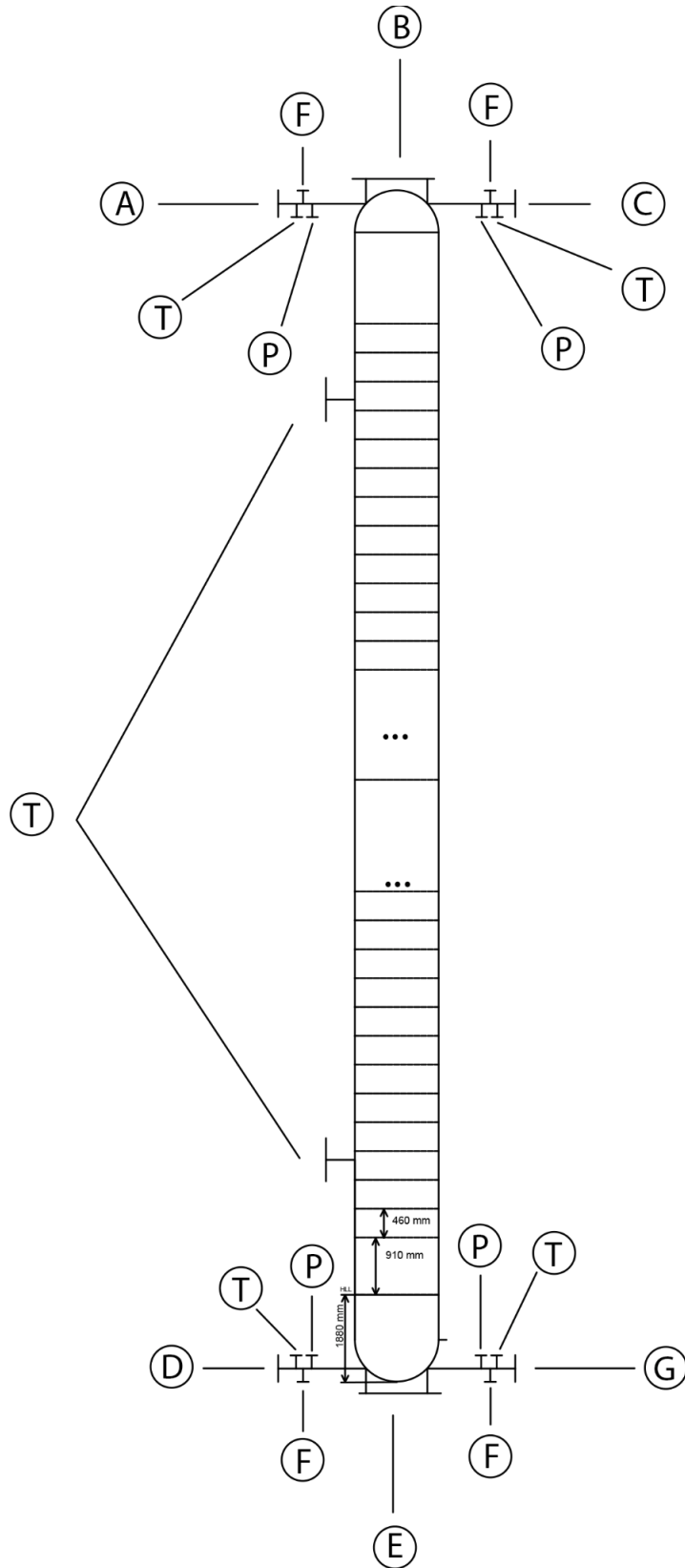
Tabela 23. Folha de especificação do trocador de calor E-1.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-1			
Descrição			Garante o resfriamento do fluido de processo para a entrada no vaso C-1			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo (tubo duplo)			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	3,25 x10 ⁴		Kg/h	3,69x10 ³		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	3,25 x10 ⁴	0		0	3,69x10 ³	
Temperatura	10	15-	°C	70	20	°C
Pressão			Kg/cm ² g	11,74	11,04	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	-		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	-		Kcal / h m ² °C	-		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	-		h m ² °C/ kcal	-		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	800					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	26,39686192					°C
F_T	1					
Calor trocado	0,16265656					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	15,7					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	100					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	8,952181788					m ²
Diâmetro dos tubos	1					polegadas
Comprimento dos tubos	-					pés/mm
Espessura dos tubos	-					BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	-					pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)						
Diâmetro do casco	3					polegadas

Tabela 24. Folha de especificação da torre C-1.

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C - 1		
Descrição	Coluna de pratos		
Pressão no topo	10	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	10		
Pressão de projeto	11,8		
Temperatura no topo	20	°C	
Temperatura no fundo	30		
Temperatura de projeto	80		
Nível normal de líquido	1232,74	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1880		
Nível mínimo de líquido (20%)	152,4		
Altura	7380		
Diâmetro	556,83		
Material	Aço inox 304		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	3	1"	Conexão de entrada do líquido
B	C-1	10"	Conexão para manutenção
C	8	2"	Conexão da saída de gás
D	6	1"	Conexão de saída do líquido
E	C-1	10"	Conexão para manutenção (Bocal de homem)
F	3/6/7/8	1"	Conexões para medir a vazão
G	7	2"	Conexão da alimentação de gás contaminado
P	3/6/7/8	1"	Conexões para medir a pressão
T	3/6/7/8/C-1	1"	Conexões para medir a temperatura

ESQUEMA DO RECIPIENTE



3. Instrumentação e Controle

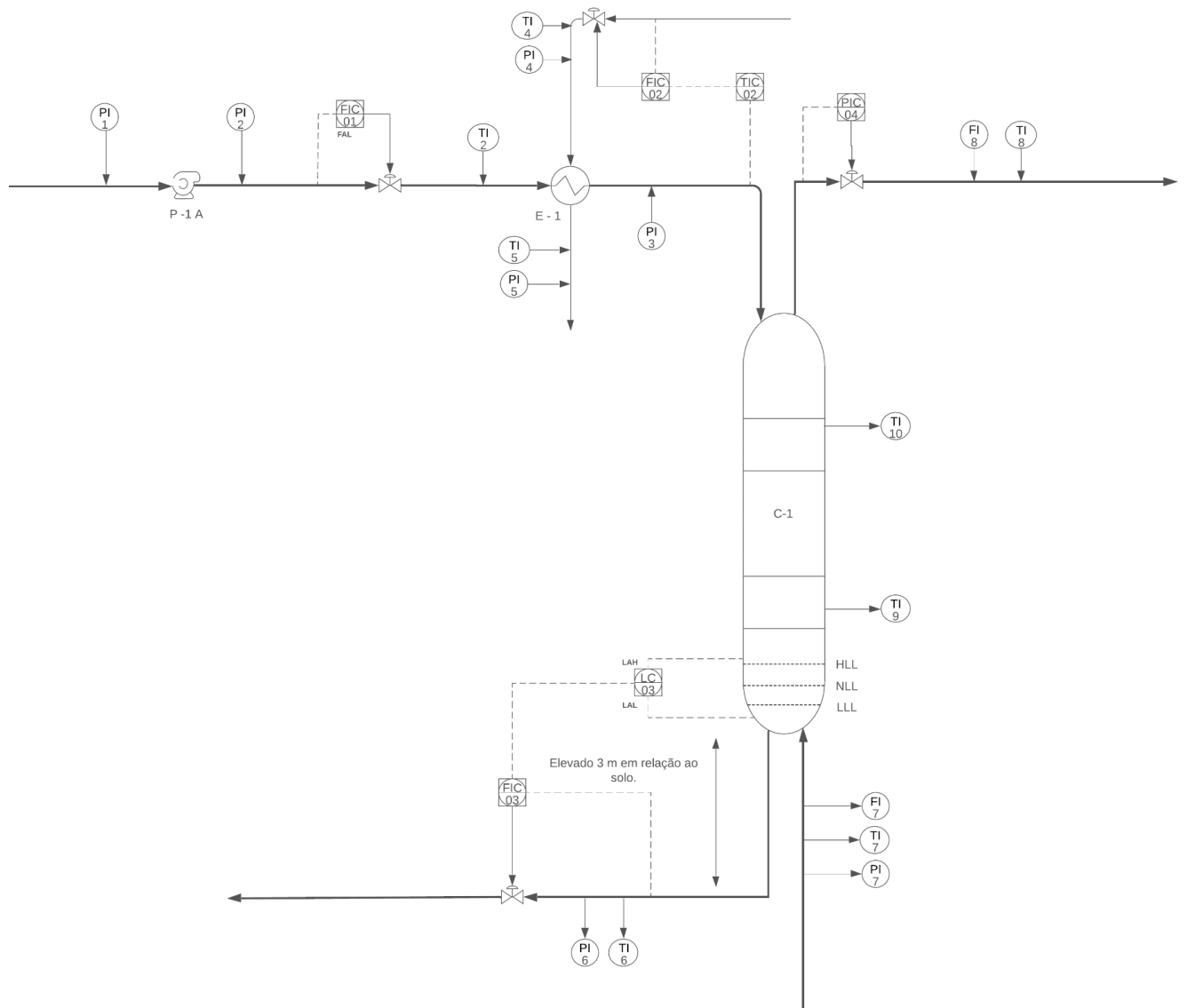


Figura 7. Diagrama mecânico simplificado de controle.

3.1 Instrumentação

A instrumentação da planta conta com medidores, transmissores, controladores, transdutores e válvulas de controle. Os principais instrumentos de medida da planta são: de pressão na impulsão da bomba que garante o seu bom funcionamento, os de pressão antes e depois do trocador de calor para observar e controlar as incrustações no tubo, os de pressão nas correntes de entrada e saída da torre para observar a perda de carga, os de temperatura na entrada e na saída tanto

na corrente de processo como no líquido de refrigeração, os de temperatura na própria torre tanto fundo como no topo e o de nível da torre.

3.2 Laços de Controle

Os laços de controle têm importante ação corretiva para que a planta não desvie dos parâmetros para qual ela foi projetada. O primeiro laço de controle é um controle de vazão simples na corrente de saída na impulsão da bomba. O segundo laço irá controlar a vazão de água de refrigeração no trocador de calor, iremos adotar o método cascata onde o controle mestre é realizado monitorando a temperatura de saída da corrente de processo que irá entrar na torre, e o controle escravo monitora a vazão de água de refrigeração para reduzimos o tempo de resposta do sistema caso algum distúrbio na vazão aconteça. O terceiro laço também está em cascata, o objetivo do sistema é controlar o nível de líquido na torre manipulando a vazão da corrente líquida de fundo. O controle mestre é feito monitorando o nível do vaso e o controle escravo monitora a vazão de saída da torre, melhorando a resposta a esse distúrbio. O quarto laço é um sistema simples de controle de pressão na corrente de saída gasosa no topo da coluna.

Tabela 25. Folha de especificação dos instrumentos de vazão.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC-01	2	L	3.693,40
FT-01	2	L	3.693,40
FIC-02	4	L	32.531,28
FT-02	4	L	32.531,28
FIC-03	6	L	3.693,40
FT-03	6	L	3.693,40
FI--7	7	G	2648,6

Tabela 26. Folha de especificação dos instrumentos de nível.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LC-03	C-1	L-V/G	1232,74
LT-03	C-1	L-V/G	1232,74
LG-03	C-1	L-V/G	1232,74

Tabela 27. Folha de especificação dos instrumentos de temperatura.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-2	2	L	70
TT-02	3	L	20
TC-02	3	L	20
TI-4	4	L	10
TI-5	5	L	15
TI-6	6	L	30
TI-7	7	G	30
TI-8	8	G	20

Tabela 28. Folha de especificação dos instrumentos de pressão.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI-1	1	L	1
PI-2	2	L	11,7
PI-3	3	L	10
PI-4	4	L	1
PI-5	5	L	1
PI-6	6	L	10
PI-7	7	G	10
PT-04	8	G	10
PIC-04	8	G	10

Tabela 29. Folha de especificação dos laços de controle.

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	2	Controle da vazão da corrente de saída da bomba P-1	FIC-01, FT-01, FCV-01
TIC-02	3	Controle da temperatura da corrente líquida de entrada na torre C-1 e está vinculada ao controle de vazão do fluido refrigerante	TT-02, TIC-02 (mestre), FT-02, FIC-02 (escravo), FCV-02
LC-03	C-1	Controla o nível de líquido na torre C-1 e está vinculada ao controle da vazão líquida de fundo	LG-03, LC-03 (mestre), FT-03, FIC-03 (escravo), FCV-03

Tabela 30. Folha de especificação das válvulas de controle.

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante [kg/h]	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV-01	2	01	3.693,40	Fechar
FCV-02	4	02	32.531,28	Abriu
FCV-03	6	03	3.693,40	Abriu
PCV-04	8	04	2648,6	Abriu

4. Projeto de Segurança e Válvulas

O processo é realizado em condições de temperatura e pressão não muito elevadas, por isso a unidade não apresenta uma grande periculosidade. Sendo assim, não se fez necessário o uso de sistema de encravamento e válvulas de segurança. A planta conta apenas com alarmes de vazão e de nível, um alarme de baixa vazão foi colocado na impulsão da bomba, uma vazão baixa no processo pode gerar variações de grande importância, como por exemplo a temperatura em que o fluido chega na torre. Alarmes de nível alto e baixo foram colocados no vaso. Para um bom funcionamento da torre, o nível de líquido no fundo não pode ultrapassar seus limites, tanto superior como inferior.

Tabela 31. Folha de especificação dos alarmes.

ESPECIFICAÇÕES DOS ALARMES			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
FAL-01	2	Alarme por baixa vazão na impulsão da bomba P-1	FIC-01
LAH-03	C-1	Alarme por alta pressão na torre de absorção	LC-03
LAL-03	C-1	Alarme por baixo nível na torre absorção	LC-03

A planta conta com alguns sistemas de válvulas, como por exemplo na bomba, figura 8. Esse conjunto de válvula garante que não aconteça fluxo reverso na bomba, e caso aconteça alguma falha na bomba principal permite o travamento da bomba,

mudando o fluido de processo para a bomba secundária, além de permitir sua descarga para manutenção.

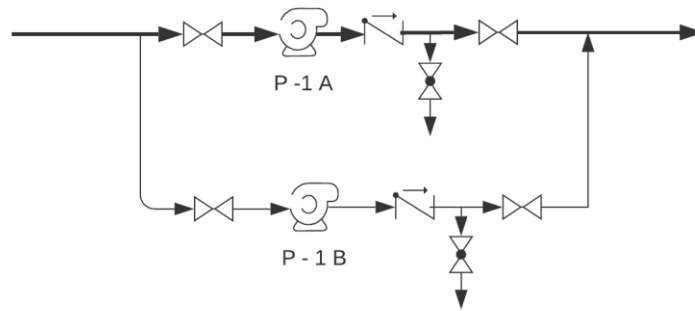


Figura 8. Conjunto de válvulas da bomba.

Os trocadores de calor também possuem um conjunto de válvulas, figura 9, que permitem a sua descarga.

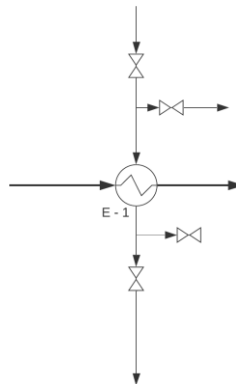


Figura 9. Conjunto de válvulas do trocador de calor.

Na figura 10 é possível entender o sistema “*by-pass*” nas válvulas de controle. Quando por algum motivo a válvula de controle fecha, é possível continuar o processo desviando o fluxo por outro caminho, além de desviar o caminho, realizar a purga da válvula para manutenção.

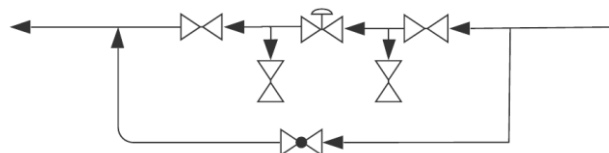


Figura 10. Sistema “*by-pass*”

O fundo da torre conta, caso precise, com um sistema de purga ligada a um sistema de tratamento de resíduos, figura 11. No limite de bateria foi colocado um sistema de descarga com uma flange cega, figura 12.

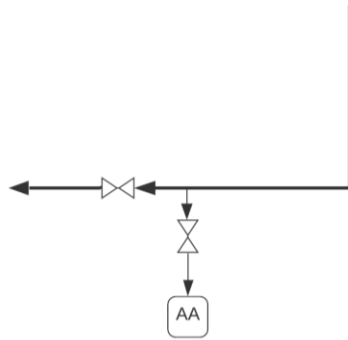


Figura 11. Descarga para um sistema de tratamento de efluentes.

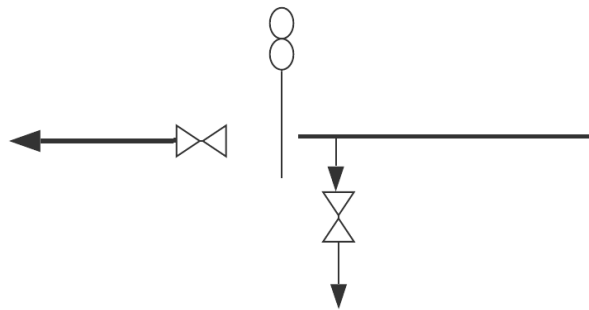


Figura 12. Descarga da bateria com flange cega.

5. Tubulações

O diâmetro das tubulações que transportam líquido foram estimados usando um método aproximado. Para usar o método consideramos que todos os fluidos líquidos da planta possuem uma velocidade de 2 [m/s]. Usando a equação [26] podemos determinar a seção transversal do tubo, e conseqüentemente o seu diâmetro.

$$S_t = \frac{L'}{v_{fluido}} \quad [26]$$

S_t - Seção transversal do tubo [m²]

L' - Vazão volumétrica do fluido (líquido) que circula na tubulação [m³/h]

v_{fluido} - Velocidade do fluido que circula na tubulação [m/s]

$$D_t = \sqrt{\frac{4S_t}{\pi}} \quad [27]$$

D_t - Diâmetro estimado para o tubo [m]

Algumas tubulações precisam de isolamento térmico, ou sistemas de aquecimento. Isso tudo depende da temperatura do fluido circulante e a sua natureza. Fluidos que circulam com uma temperatura superior a 60°C precisam ser isoladas por proteção pessoal. Acima de 100°C já se faz necessário um isolamento por conservação de calor. Para temperaturas inferiores a 60°C não é preciso nenhum tipo de isolamento da tubulação. A nomenclatura da tubulação é dada pela junção de suas características, o primeiro caractere representa o diâmetro da tubulação em polegadas. Segundo o tipo de fluido, no trabalho encontraremos a sigla "P" para fluidos de processo e "AR" para água de refrigeração. O terceiro é o número da tubulação. Quarto o tipo de isolamento, sendo "NA" para nenhum tipo de isolamento, "P" isolamento por proteção pessoal.

Tabela 32. Informações das tubulações em que a corrente que circula é líquida.

Tubulação	Descrição	Diâmetro [pol]	Tipo de fluido	Temperatura do fluido [°C]	Tipo de isolamento	Nome
1	Fluido de <i>NaOH</i> diluída na entrada da bomba P-1	1	P	70	P	1" - P - 1 - P
2	Fluido de <i>NaOH</i> diluída na saída da bomba P-1	1	P	70	P	1" - P - 2 - P
3	Fluido de <i>NaOH</i> diluída na saída do trocador de calor E-1	1	P	20	NA	1" - P - 3 - NA
4	Fluido água de refrigeração na entrada do trocador E-1	3	AR	10	NA	3" - AR - 4 - NA
5	Fluido água de refrigeração na saída do trocador E-1	3	AR	15	NA	3" - AR - 5 - NA
6	Fluido de <i>NaOH</i> com gás carbônico, corrente de fundo do vaso C-1.		P	30	NA	1" - P - 6 - NA

Para as tubulações que transportam as correntes gasosas, o processo de estimativa do diâmetro foi completamente diferente. Um valor inicial para o diâmetro é escolhido, depois calcula-se a seção transversal do tubo. Como conhecemos a vazão volumétrica do gás podemos calcular a velocidade em que ele circula na tubulação de acordo com a equação [28]. A equação de “*Weymouth*” [29] consegue determinar a perda de carga em correntes gasosas, porém ela é dependente do fator de atrito da tubulação com o gás. O fator de atrito foi calculado com a equação empírica de “*Chen*” [30], consideramos que a tubulação é fabricada de aço comercial com uma rugosidade de 0,046 [mm], e o número de Reynolds foi calculado com a equação [31]. A ferramenta *Solver* do Excel foi utilizada para encontrar um valor de diâmetro em que a perda de carga seja de 0,5 [kg/cm²], valor aceitável.

$$S_t = \frac{V'}{v_{fluido,g}} \quad [28]$$

S_t - Seção transversal do tubo [m^2]

V' - Vazão volumétrica do fluido que circula na tubulação [m^3/h]

$v_{fluido,g}$ - Velocidade do fluido (gasoso) que circula na tubulação [m/s]

$$P_1^2 - P_2^2 = \frac{4RT}{M} f \rho (v_{fluido,g}^2) \frac{L}{D_t} \quad [29]$$

P_1 - Pressão do início da tubulação [kg/cm^2]

P_2 - Pressão do final da tubulação [kg/cm^2]

R - Constante universal dos gases [$m^3.Pa/K.mol$]

T - Temperatura do fluido que circula no tubo [K]

M - Massa molar do fluido que circula no tubo [g/mol]

f - Fator de atrito

ρ - Densidade do fluido que circula no tubo [g/m^3]

L - Comprimento da tubulação = 40 [m]

D_t - Diâmetro da tubulação [m]

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left\{ \frac{1}{3,7065} \left(\frac{\varepsilon}{D_t} \right) - \frac{5,0452}{Re} \log \left[\frac{1}{2,8257} \left(\frac{\varepsilon}{D_t} \right)^{1,1098} + \frac{5,8506}{Re^{0,8981}} \right] \right\} \quad [30]$$

ε - Rugosidade do material [mm]

Re - Número de Reynolds

$$Re = \frac{v_{fluido,g} D_t}{\nu_c} \quad [31]$$

ν_c - Viscosidade cinemática [m/s^2]

Tabela 33. Informações das tubulações em que a corrente que circula é gasosa.

Tubulação	Descrição	Diâmetro [pol]	Tipo de fluido	Tipo de isolamento	Nome
7	Gás contaminado a ser tratado	2	P	NA	2" - P - 7 - NA
8	Gás descontaminado - produto de topo	2	P	NA	2" - P - 8 - NA

6. Diagrama Mecânico de Processos

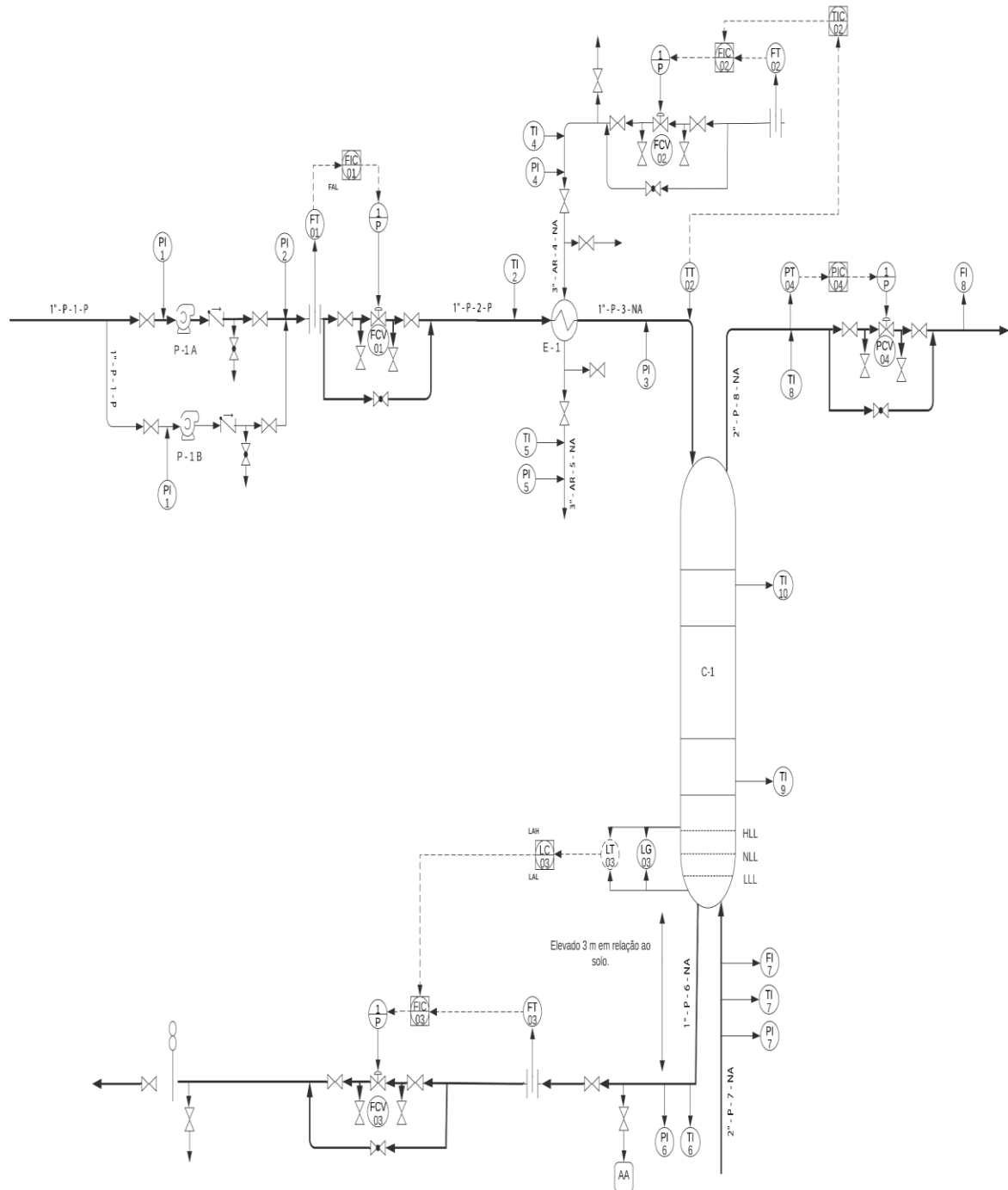


Figura 13. Diagrama mecânico de processos.

7.Referências

[1] TOWLER Gavin, SINNOTT Ray. Chemical Engineering Design: principles, practice and economics and process design. Butterworth-Heinemann. 13 janeiro 2012.

[2] CNI - Confederação Nacional da Indústria, c2021. Indicadores CNI. Disponível em: <<http://www6.sistemaindustria.org.br/gpc/externo/listaResultados.faces?codPesquisa=140>>. Acesso em: 20 de set. de 2021.^[1]