



INSTITUTO DE QUÍMICA – IQ
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

GABRIELA CRISTINA RIBEIRO ANDRADE
KATIUSCIA PEREIRA DE ARAUJO
MATHEUS AGUIAR DA SILVA

**PROJETO DE OTIMIZAÇÃO PARA TORRE DE
ABSORÇÃO DE CO₂ EM CORRENTE GASOSA COM
SOLUÇÃO DILUÍDA DE NaOH.**

BRASÍLIA - DF
NOVEMBRO DE 2021

GABRIELA CRISTINA RIBEIRO ANDRADE
KATIUSCIA PEREIRA DE ARAUJO
MATHEUS AGUIAR DA SILVA

**PROJETO DE OTIMIZAÇÃO PARA TORRE DE
ABSORÇÃO DE CO₂ EM CORRENTE GASOSA COM
SOLUÇÃO DILUÍDA DE NaOH**

Projeto de Conclusão de Curso
apresentado como requisito parcial
para a conclusão do Curso de
Graduação em Engenharia
Química da Universidade de
Brasília.

Orientador: Prof. Dr. José Linares

BRASÍLIA - DF
NOVEMBRO DE 2021

GABRIELA CRISTINA RIBEIRO ANDRADE
KATIUSCIA PEREIRA DE ARAUJO
MATHEUS AGUIAR DA SILVA

PROJETO DE OTIMIZAÇÃO PARA TORRE DE ABSORÇÃO DE CO₂ EM CORRENTE GASOSA COM SOLUÇÃO DILUÍDA DE NaOH

Projeto de Conclusão de Curso apresentado como requisito parcial para a conclusão do Curso de Graduação em Engenharia Química da Universidade de Brasília.

Aprovação em: Brasília - DF, _____ de _____ de _____

BANCA EXAMINADORA

Professor: Dr José Linares

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO.....	5
PROJETO DE IMPLEMENTAÇÃO DE UMA PLANTA QUÍMICA PARA ABSORÇÃO DO CO ₂ DOS GASES DE EXAUSTÃO DE UM FORNO, COM SOLUÇÃO DILUÍDA DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO.....	7
PROJETO DO VASO DE ABSORÇÃO DE CO ₂	13
PROJETO DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO DO LÍQUIDO.....	19
PROJETO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA SOLUÇÃO DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO DILUÍDA.....	26
PROJETO DAS TUBULAÇÕES.....	31
INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE	34
INSTRUMENTOS DE SEGURANÇA.....	37
DIAGRAMAS P&D.....	38
ANÁLISE DE RESÍDUOS GERADOS.....	43
CONCLUSÃO.....	45
ESPECIFICAÇÕES DO PROCESSO.....	46
FOLHAS DE ESPECIFICAÇÕES.....	52
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	64

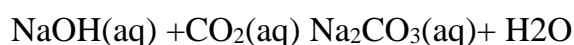
INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, em virtude do aumento considerável da concentração de gases do efeito estufa na atmosfera, dos quais o dióxido de carbono (CO₂) faz parte, vem se sentindo com cada vez mais intensidade os efeitos das mudanças climáticas. Em 2010, líderes de 191 países se reuniram para determinar os termos do acordo de Paris, evento no qual vários países se comprometeram a desenvolver estratégias para redução das emissões dos gases de efeito estufa até o ano de 2030 e para a etapa de transição para economias de zero carbono. Apesar de ser um passo importante na luta contra as mudanças climáticas, o acordo está longe de ser um consenso e muitos órgãos preveem que as metas estabelecidas não serão cumpridas.

Segundo a Lei Nº 4.136, de 05 de maio de 2008, todos os empreendimentos econômicos localizados no Distrito Federal que sejam emissores de dióxido de carbono – CO₂ são “obrigados a promover o plantio anual de 25 (vinte e cinco) mudas de espécies arbóreas, nativas ou exógenas adaptadas, bem como a promover a manutenção delas por 5 (cinco) anos consecutivos, para cada tonelada de CO₂ emitida por ano”.

Devido a esses fatores, o processo de tratamento de correntes gasosas é muito comum em indústrias químicas, com o objetivo de se adequar às exigências presentes na legislação quanto a emissão de gás carbônico na atmosfera, com o objetivo de limitar ou diminuir suas emissões e reduzir o impacto ambiental de algumas atividades industriais, para obedecer e seguir as diretrizes climáticas estabelecidas pelo governo federal.

Uma solução diluída é definida como a solução que contém uma concentração de 1% ou menor de algum soluto. Dessa forma, a equação química global que descreve o processo de absorção do CO₂ gasoso por uma solução diluída de NaOH é apresentada abaixo:



Inicialmente, ocorre a dissociação completa do NaOH em solução aquosa, por ser uma base forte. Em seguida, o CO₂ gasoso é dissolvido na solução aquosa onde reage com os íons de sódio presentes para a formação de Carbonato de sódio aquoso. Dependendo do pH da solução, outras reações podem acabar acontecendo, porém para fins práticos, por ser uma solução diluída, se assumirá que seu pH está bem próximo ao da água.

A absorção química trata-se de um processo comumente utilizado na produção, purificação e separação de misturas e concentrações gasosas, na produção de formaldeído, ácidos e amônia; na remoção de compostos tóxicos; na purificação de gases e em refinarias de petróleo, por exemplo. Este é um processo cujo objetivo é a remoção de um ou mais componentes de uma mistura gasosa por contato com uma corrente líquida. Dessa forma, em uma torre de absorção, o gás entra pelo fundo da torre, escoando em fluxo ascendente e sai pelo topo, ao passo que o solvente entra pelo topo da torre, escoando em fluxo descendente entrando em contato com o gás e sai pelo fundo com o gás absorvido (Felder et al 1991).

PROJETO DE IMPLEMENTAÇÃO DE UMA PLANTA QUÍMICA PARA ABSORÇÃO DO CO₂ DOS GASES DE EXAUSTÃO DE UM FORNO, COM SOLUÇÃO DILUÍDA DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO.

O objetivo deste trabalho é projetar uma torre de absorção gás-líquido para a remoção de CO₂ de uma corrente gasosa, utilizando uma solução de hidróxido de sódio, NaOH, diluída.

O ar a ser tratado é oriundo dos gases de exaustão de um forno de combustão, contendo então uma composição molar de 4% em CO₂ e 96% em ar. Se deseja então remover 90% do CO₂ presente na corrente de alimentação. Sendo assim, se calculam as frações molares e razões molares de CO₂ nas correntes de entrada e de saída:

$$y_{CO_2,in} = \frac{0,4}{0,96 + 0,4} = 0,04$$

$$Y_{CO_2,in} = \frac{0,04}{1 - 0,04} = 0,0417$$

$$y_{CO_2,out} = \frac{0,04}{0,96 + 0,04} = 0,00415$$

$$Y_{CO_2,out} = \frac{0,0042}{1 - 0,0042} = 0,00417$$

A partir do enunciado, também são dados os seguintes dados:

$Y_{CO_2, in}$	0,0417
$Y_{CO_2, out}$	0,00417
Velocidade mássica de circulação	3670 kg/hm ²
Vazão do gás	8000kg/h
$T_{in,NaOH}$	70 °C
$T_{out,NaOH}$	20 °C
$P_{in,NaOH}$	1,01325 Bar
$P_{out,NaOH}$	10 Bar
ΔP trocador de calor	0,7 Bar

Conhecendo a vazão de gás e a velocidade mássica de circulação é possível calcular a área da seção transversal da coluna:

$$A = \frac{8000 \text{ kg/h}}{3670 \text{ kg/km}^2} = 2,1798 \text{ m}^2$$

Tendo a área da seção transversal da coluna é possível calcular o diâmetro da coluna:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 2,1798 m^2}{\pi}} = 1,6660 m$$

Vale ressaltar então, que como a vazão de ar tratado deve ser atendida e a velocidade mássica de circulação é dada, o diâmetro da torre permanecerá fixo para qualquer dos casos a serem estudados durante a otimização desta. Em seguida, é necessário determinar a razão L/V mínima da coluna de absorção. A razão L/V é definida como sendo o volume mínimo de líquido necessário para que haja a absorção. A curva de equilíbrio do sistema é então dada a partir da lei de Henry:

$$P = Hx$$

Onde:

H=1,6 atm

x=fração molar

As razões molares são determinadas conforme abaixo:

$$X = \frac{x}{1 - x}$$
$$Y = \frac{P}{P_T - P}$$

Onde:

P_T=pressão total de 1 atm.

A partir destes dados a curva de equilíbrio é montada. Considerando então que a solução diluída de NaOH utilizada para absorção de CO₂, sabe-se que X_{CO₂, in} = 0. Como os valores de Y_{CO₂, in} e Y_{CO₂, out} são conhecidos, a razão L/V min é definida então da seguinte forma:

$$Y_{CO_2, out} = \left(\frac{L}{V}\right)_{min} X_{CO_2, out} + Y_{CO_2, in}$$

Ou seja, o valor de L/V mínimo é determinado pelo coeficiente angular formado pelos pontos (X_{CO₂, in}; Y_{CO₂, in}) e (X_{CO₂, out}; Y_{CO₂, out}). Conhecida a curva de equilíbrio, o valor de X_{CO₂, out} foi numericamente determinado como sendo de 0,0255. A partir disto, a razão L/V mínima pode ser calculada:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{Y_{CO_2, in} - Y_{CO_2, out}}{X_{CO_2, out} - X_{CO_2, in}}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{0,0417 - 0,00417}{0,0255 - 0} = 1,4678$$

A vazão molar de gás a ser tratado é de 271,58 kmol/h. Uma vez que os valores de L/V mínimo são conhecidos, as vazões de gás e de líquido isentas de soluto podem ser calculadas:

$$V' = (1 - Y_{CO_2})V$$

$$V' = (1 - 0,0417)271,58 \text{ kmol/h} = 260,72 \text{ kmol/h}$$

$$L' = V' \left(\frac{L}{V}\right)_{min}$$

$$L' = 260,72 \times 1,4678 = 382,68 \text{ kmol/h}$$

A Figura 1 mostra a curva de equilíbrio e curva para determinação da razão mínima L/V.

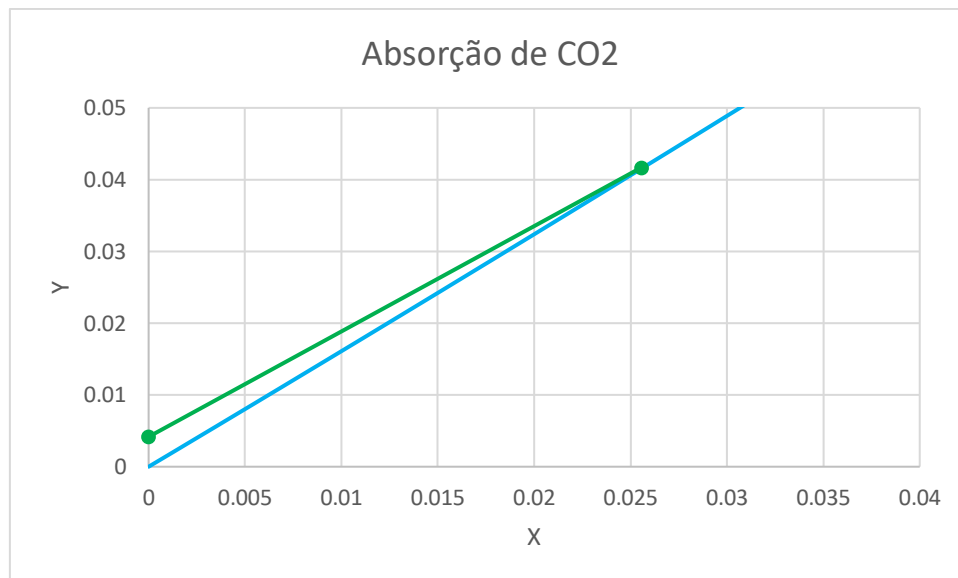


Figura 1: Determinação da razão L/V mínima

O trabalho de otimização consiste então em avaliar a razão L/V ótima da torre de absorção, que será feita tomando como parâmetro o investimento necessário para a aplicação da planta naquelas condições. A razão L/V de trabalho é determinada pela equação abaixo:

$$\left(\frac{L}{V}\right) = n \left(\frac{L}{V}\right)_{min}$$

Sendo assim, as seguintes considerações devem ser feitas:

- I. Ao se aumentar o valor de n , o número de pratos da coluna diminui, o que acarreta numa altura menor da torre e menor custo em relação ao vaso da torre de absorção.
- II. Como a vazão de gás é fixa, a única variável a ser manipulada é a vazão de líquido na alimentação da torre.
- III. Aumentando o valor de n , a vazão de líquido irá aumentar, aumentando assim o nível mínimo de líquido na coluna, definido como *holdup time*, bem como o nível máximo de líquido na coluna, definido como *surge time*.
- IV. Quando a vazão de líquido aumenta, é necessária uma bomba com uma potência maior para bombear o líquido até a torre de absorção, encarecendo o custo de implementação do sistema de bombeamento.
- V. Também relacionado a vazão de líquido, como é necessário resfriar a solução diluído de NaOH antes da sua entrada na torre, de 70°C a 20°C, ao se aumentar a vazão de líquido será necessário aumentar a área de troca de calor, encarecendo o custo de implementação do sistema de resfriamento.

Para o caso de otimização da torre de absorção, serão então estudados os custos para os valores de n de 1,05; 1,10; 1,20; 1,40; 1,60; 1,80 e 2,00. Ao se fazer isso, será observado que há um ponto mínimo entre o custo e o valor de n . Os parâmetros de referência serão então:

- I. Vazão de líquido
- II. Número de pratos
- III. Altura mínima de líquido na torre
- IV. Diâmetro das tubulações
- V. Potência requerida no sistema de bombeamento
- VI. Área de troca de calor
- VII. Investimento total para implementação da planta.

A Tabela 2 mostra os valores de referência para cada ponto do trabalho de otimização:

Tabela 2: Otimização da torre de Absorção

n	L' (kmol/h)	N pratos	H fundo(m)	H torre (m)	D tub (mm)	ΔP (N/m ²)	Potência da bomba (kW)	Área troca de calor (m ²)	Investimento total (M\$)
1,05	401,82	14	1,9661	11,84	32,84	325035,13	1,4052	13,98	14,20
1,1	420,95	10	2,0311	9,89	32,84	315718,08	1,5725	14,64	12,50
1,2	459,22	7	2,1612	8,51	35,25	303201,64	1,8154	15,97	11,27
1,4	535,76	5	2,4214	7,76	38,25	285580,373	2,2289	18,63	10,60
1,6	612,29	4	2,6816	7,52	41,06	272264,032	2,6268	21,30	10,38
1,8	688,83	4	2,9418	7,78	43,70	240117,04	3,1226	23,96	10,62
2	765,37	3	3,2020	8,90	46,21	233836,31	3,4376	26,62	11,62

A Figura 2 mostra uma representação gráfica da Tabela 2:

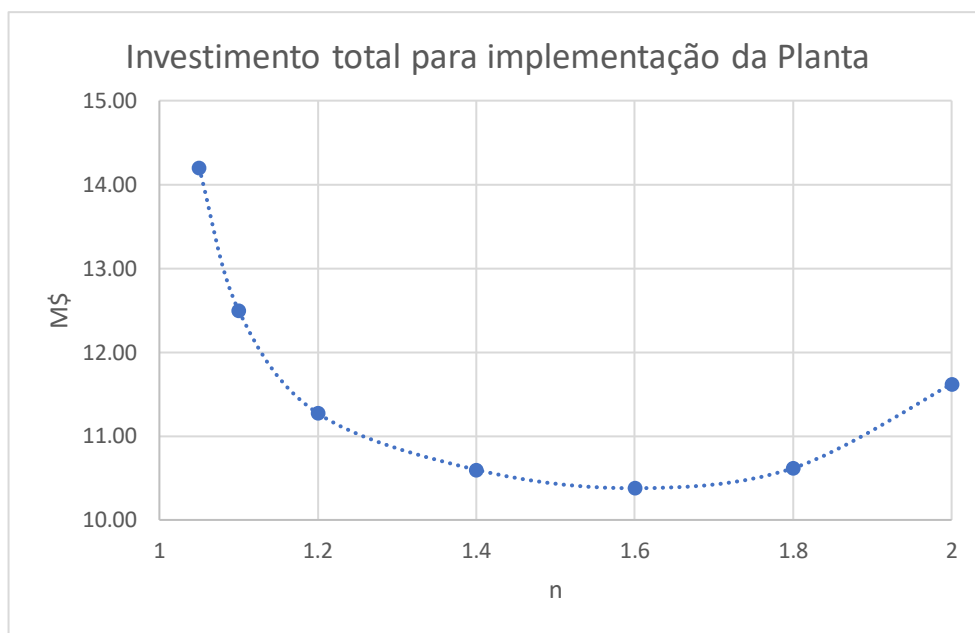


Figura 2: Investimento total para implementação da planta.

Ao se fazer este trabalho, notou-se que houve um ponto mínimo em relação ao custo em $n=1,6$, onde o custo de implementação da planta foi de 10,38 M\$. Em seguida, será escrito o trabalho de otimização no ponto onde o custo foi mínimo, sendo que o mesmo procedimento foi feito para os demais casos estudados.

Como o líquido se trata de uma solução diluída de hidróxido de sódio, sou seja, que possui uma concentração menor que 1%, se assumirá que este líquido é pouco corrosivo. Sendo assim, para a escolha do material do vaso e das tubulações, será escolhido o aço carbono.

O custo dos equipamentos será calculado a partir da equação abaixo:

$$C(\$) = a + bS^n$$

Onde:

C= custo do equipamento em dólares Gulf Coast em 2007.

a,b e n = parâmetros do equipamento

S= parâmetro de tamanho para as unidades tabelas, com sua faixa de operação.

Em seguida, é necessário atualizar o custo para os valores atuais, para isto:

$$C_{2021}(\$) = C_{2007} \frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{2007}}$$

Para este caso, sabe-se que o valor do CEPCI em 2007 é 525 e em 2021 é de 608. Sendo assim o custo dos equipamentos é calculado de acordo com a equação abaixo:

$$C_{2021}(\$) = 1,1581C_{2007}$$

Em seguida, é necessário calcular o investimento necessário para a implementação desde equipamento, que é calculado conforme a equação:

$$I(\$) = f_L C_{2021}$$

Onde:

I = Investimento requerido, em dólares Gulf Coast

f_L = fator de Lang associado ao equipamento

C_{2021} = Custo do equipamento em 2021, em dólares Gulf Coast

É a partir destas equações que o investimento requerido para implementação da planta de absorção será calculado.

PROJETO DO VASO DE ABSORÇÃO DE CO₂.

Inicialmente, será feita a determinação do número de pratos teóricos. Para isto, calcula-se o novo valor de (L/V) que é substituído na equação da linha de operação do sistema:

$$\left(\frac{L}{V}\right) = n \left(\frac{L}{V}\right)_{min}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1,6 * 1,4678 = 2,3485$$

$$Y_{CO_2,out} = \left(\frac{L}{V}\right) X_{CO_2,out} + Y_{CO_2,in}$$

$$Y_{CO_2,out} = 2,3485 X_{CO_2,out} + 0,0417$$

A partir da equação da linha de operação, o número de pratos é determinado a partir do ponto $(X_{CO_2,in}; Y_{CO_2,in})$ de forma análoga ao método de McCabe-Thiele, sendo a contagem dos pratos terminada quando $Y_{CO_2,out} \leq 0,00417$. A contagem do número de pratos foi feita e é mostrada na Figura 3:

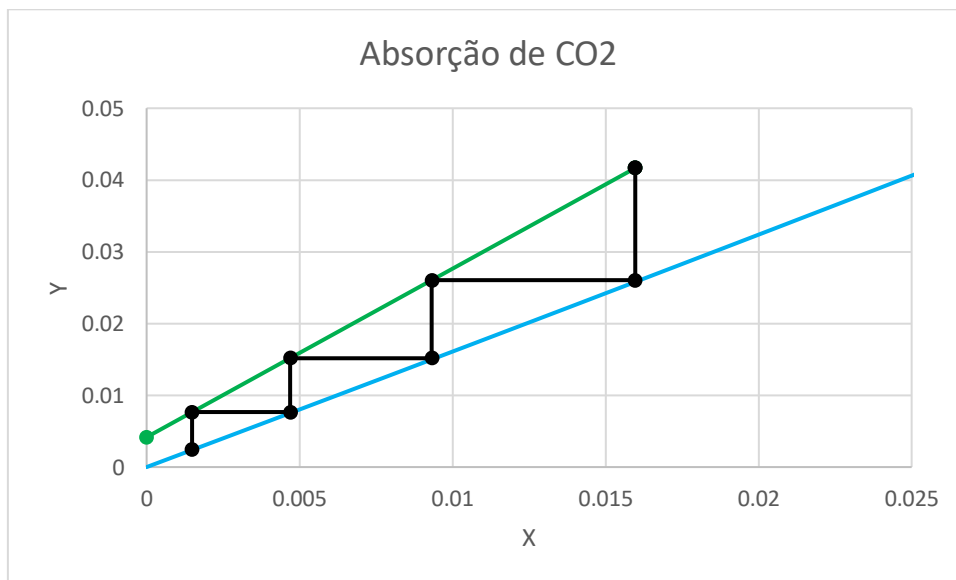


Figura 3: Contagem do número de pratos teóricos

Observa-se então que o número de pratos teóricos é de 3 pratos e um último prato fracionário. Porém, na prática, não existem pratos fracionários, sendo assim, o número de pratos é arredondado para o próximo número inteiro maior, totalizando então 4 pratos teóricos para a coluna de absorção.

Em seguida, a partir da razão (L/V) operacional, é calculada a vazão de alimentação de líquido isenta de soluto:

$$L' = V' \left(\frac{L}{V} \right)$$

$$L' = 260,72 \times 2,3485 = 612,29 \text{ kmol/h}$$

A altura da coluna será então calculada conforme a equação abaixo:

$$H = 3H_{topo} + (N - 2)H_{pratos} + H_{fundo} + H_{liq} + H_{ept}$$

Onde:

H_{topo} = folga no topo, de 0,91m

H_{pratos} = espaçamento entre os pratos, sendo esse de 0,4572m

H_{fundo} = folga entre o primeiro prato e o nível mínimo de líquido, de 0,91m

H_{liq} = Nível de líquido no fundo da coluna

H_{ept} = altura total relacionada a espessura dos pratos.

O nível mínimo de líquido na coluna é calculado com base no tempo de residência da coluna de absorção. O tempo de residência pode ser definido como o tempo mínimo que o líquido deve permanecer dentro da coluna, que é por definição o *holdup time*. Se adotará então, que o tempo de residência da coluna é de 10 minutos. Sendo assim, o nível mínimo de líquido é calculado:

$$H_{min} = \frac{4 \left(\frac{L'}{Dm} \times t_{holdup} \right)}{\pi D^2} + 0,3m$$

Onde:

L' = Vazão molar de líquido isento de soluto, em kmol/h

Dm = Densidade molar do líquido, de 56,224 kmol/m³

t_{holdup} = holdup time, em h.

Se adiciona 0,3m ao final para que possa ser possível a adição de um controlador de nível. Já o nível máximo de líquido é definido de forma análoga, porém para isso é definido o *surge time*, ou seja, o tempo que levaria, caso saída de líquido ao fundo da coluna fosse bloqueada para que a coluna fosse preenchida até esse nível. A altura máxima de líquido é calculada conforme abaixo:

$$H_{max} = \frac{4 \left(\frac{L'}{Dm} \times t_{surge} \right)}{\pi D^2} + 0,3m$$

Onde:

L' = Vazão molar de líquido isento de soluto, em kmol/h

Dm = Densidade molar do líquido, de 56,224 kmol/m³

t_{holdup} = surge time, em h.

Se adiciona 0,3m ao final para que possa ser possível a adição de um controlador de nível. Definiu-se o *surge time* como sendo de 15 minutos. Logo, as alturas mínimas e máximas de nível são calculadas:

$$H_{min} = \frac{4 \left(\frac{612,29}{56,224} \times \frac{10}{60} \right)}{\pi 1,6660^2} + 0,3m = 1,1327 m$$

$$H_{max} = \frac{4 \left(\frac{612,29}{56,224} \times \frac{15}{60} \right)}{\pi 1,6660^2} + 0,3m = 1,5490 m$$

O nível de líquido ao fundo da coluna será então de:

$$H_{fundo} = H_{min} + H_{max}$$

$$H_{fundo} = 2,6816 m$$

A espessura de cada um dos pratos é calculada conforme a equação abaixo:

$$tp = CD \sqrt{\frac{P}{f}}$$

Onde:

tp = espessura do prato teórico, em m

P = pressão interna no vaso, em kg/cm²

f = tensão de estresse, de 1,1376 kg/cm² para o aço carbono operando entre 0°C e 50°C

C = constante relacionada ao aço carbono, de 0,3.

D = diâmetro do prato de 1,6660m.

Após passar pelo sistema de bombeamento, o líquido é pressurizado até 10 Bar. Sendo assim, a pressão interna no vaso é de 10 Bar, que equivale a 10,1972 kg/cm². A pressão de projeto será então a pressão máxima de 12 kg/cm², já que este valor comporta o valor da pressão interna acrescido do limite de segurança de 1,8 kg/cm². Conhecidos todos os valores, basta calcular a espessura dos pratos:

$$tp = 0,3 * 1,6660m \sqrt{\frac{12 \text{ kg/cm}^2}{1,1376 \text{ kg/cm}^2}} = 46,66\text{mm}$$

Logo, a altura total relacionada a espessura dos pratos é calculada conforme abaixo:

$$H_{ept} = (N + 2)tp$$

$$H_{ept} = 0,28\text{m}$$

A altura da coluna será então de:

$$H = (3 * 0,91) + (4 - 2)0,46 + 0,91 + 2,68 + 0,28$$

$$H = 7,52\text{m}$$

Em seguida, calcula-se a espessura das paredes da coluna. A espessura mínima do vaso é calculada conforme abaixo:

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

Onde:

t= espessura do vaso, em mm

P= pressão de projeto, de 12 kg/cm²

S= tensão de estresse, de 1,1376 kg/cm² para o aço carbono operando entre 0°C e 50°C

E= Eficiência de solda, de 0,85.

Quando a tensão longitudinal, a espessura do vaso é calculada conforme abaixo:

$$t = \frac{PD}{4SE + 0,8P}$$

Logo:

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} = \frac{12 \text{ kg/cm}^2 * 166,60 \text{ cm}}{2 * 1,1376 \text{ kg/cm}^2 * 0,85 - 1,2 * 1,1376 \text{ kg/cm}^2} = 859,54 \text{ mm}$$

$$t = \frac{PD}{4SE + 0,8P} = \frac{12 \text{ kg/cm}^2 * 166,60 \text{ cm}}{2 * 1,1376 \text{ kg/cm}^2 * 0,85 + 0,8 * 1,1376 \text{ kg/cm}^2} = 426,25 \text{ mm}$$

Desta forma, seleciona-se o maior valor de espessura do vaso, que foi de 859,54mm. Conhecendo então a espessura do vaso, é possível calcular o seu peso:

$$W_v = 240C_w D_m (H + 0,8D_m)t$$

Onde:

C_w= Fator que leva em conta os materiais de construção, valendo 1,08 para torres de absorção.

D_m= Diâmetro interno acrescido a espessura, em m

H= altura da torre, em m

t=espessura do vaso, em mm

Logo:

$$W_v = 240 * 1,08 * 2,5256 * (7,52 + 0,8 * 2,5256) * 859,54$$

$$W_v = 5365800,04 N$$

Para converter a massa do vaso em kg, basta dividir pela aceleração gravitacional:

$$m_v = \frac{5365800,04 N}{9,82 m/s^2}$$

$$m_v = 546415,48 kg$$

$$m_v = 546,415 t$$

Para um vaso pressurizado de aço carbono, o investimento requerido é calculado com base nos dados da Tabela 3:

Tabela 3: Parâmetros para cálculo do investimento de implementação da torre de absorção em Aço Carbono.

Parâmetro	Valor
S = massa do vaso	546415,48 kg
a	1000
b	29
n	0,85
Fator de Lang	4

Já para a implementação dos pratos, o investimento requerido é calculado com base nos dados da Tabela 4:

Tabela 4: Parâmetros para cálculo do investimento de implementação de pratos tipo válvula em Aço Carbono.

Parâmetro	Valor
S = Diâmetro interno do vaso	1,6660m
a	180
b	340
n	1,90
Fator de Lang	4

O Investimento total para implementação da torre de absorção é calculado conforme abaixo:

$$I_{vaso} = f_L 1,1581(a + bS^n)$$

$$I_{vaso} = 4 * 1,1581 * (1000 + 29 * 546415^{0,85})$$

$$I_{vaso} = \$10164374$$

$$I_{pratos} = f_L N_{PT} 1,1581(a + bS^n)$$

$$I_{pratos} = 4 * 4 * 1,1481 * (180 + 340 * 1,6660^{1,90})$$

$$I_{pratos} = \$19950,7$$

$$I_{torre} = I_{vaso} + I_{pratos}$$

$$I_{torre} = \$10184324$$

Desta forma, o investimento requerido para a implementação da torre de absorção no ponto ótimo de custo é de 10,18 M\$, cerca de 98,13% do custo total de implementação da planta de absorção.

PROJETO DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO DO LÍQUIDO.

Para o projeto do sistema de bombeamento, os seguintes passos serão seguidos:

- I. Determinação do diâmetro ótimo da tubulação
- II. Determinação da velocidade do fluido
- III. Determinação das perdas de carga quanto ao atrito
- IV. Determinação das perdas de carga localizadas
- V. Determinação da perda de carga total do sistema
- VI. Cálculo da potência requerida da bomba

A representação do sistema de bombeamento é mostrada na Figura 4:

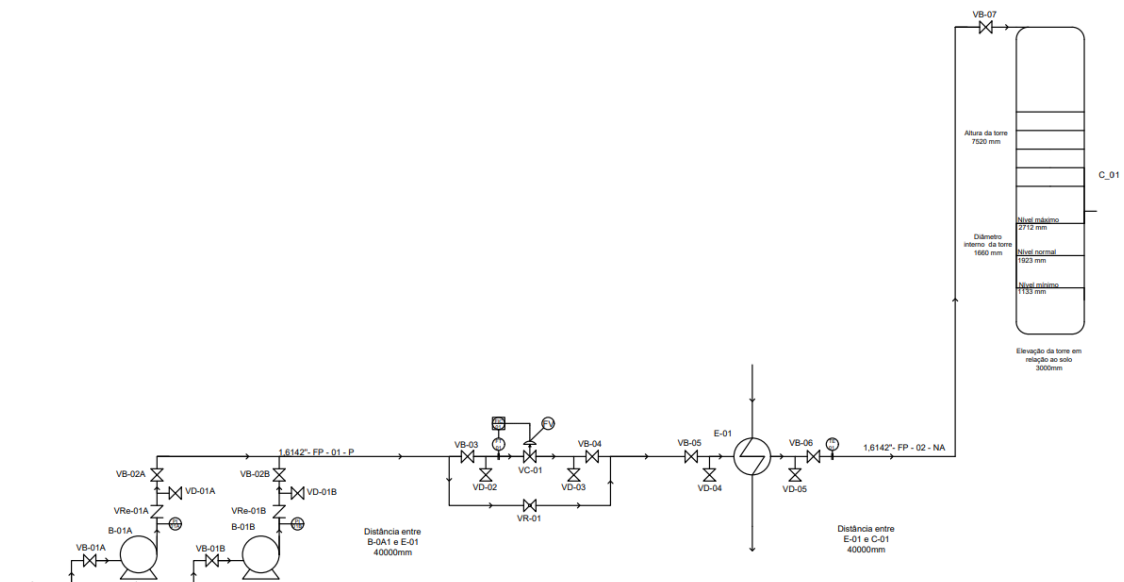


Figura 4: Sistema de bombeamento.

Para o sistema de tubulação, foi definido que o material utilizado seria Aço Carbono. Ao se projetar um sistema de bombeamento, é necessário se levar em conta que existe uma relação ótima entre o diâmetro da tubulação e a potência da bomba requerida. Isto acontece, pois, à medida que se aumenta o diâmetro, uma vez que a vazão deve permanecer constante, diminui-se a velocidade do fluido no interior do tubo, tornando o escoamento menos turbulento e mais próximo do regime laminar e desta forma, uma menor perda de carga ocorre, diminuindo os gastos com a potência da bomba. Porém, ao se fazer, o custo com o material das tubulações aumenta. De forma análoga, existe um ponto ótimo entre o diâmetro das tubulações e o custo de implementação do sistema de bombeamento.

Este fenômeno, já é bem descrito na literatura e para uma tubulação de aço carbono, o diâmetro ótimo pode ser calculado, conforme a equação abaixo:

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664G^{0,51}\rho^{-0,36}$$

Onde:

d= diâmetro ótimo de uma tubulação de aço carbono, em mm.

G= vazão do líquido bombeado, em kg/s

ρ = densidade mássica do líquido, de 1025,43 kg/m³

A equação acima é válida para diâmetros variando entre 25mm e 200mm. O diâmetro ótimo da tubulação é calculado conforme abaixo:

$$G = \frac{612,29\ kmol/h}{56,224\ kmol/m^3} = 10,89\ \frac{m^3}{h} \times 1025,43\ \frac{kg}{m^3} \times \frac{1h}{3600s} = 3,10\ kg/s$$

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664 * 3,10^{0,51} 1025,43^{-0,36}$$

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 41,06\ mm$$

A área da seção transversal da tubulação é calculada da seguinte forma:

$$A = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} 0,04106^2 = 1,324 \times 10^{-3}\ m^2$$

A velocidade do fluido no interior da tubulação é calculada conforme abaixo:

$$v = \frac{G}{\rho A}$$

$$v = \frac{3,10\ kg/s}{1025,43\ kg/m^3 * 1,324 \times 10^{-3}\ m^2} = 2,2849\ m/s$$

Conhecendo a velocidade do fluido, sabendo que $\mu=1,143 \times 10^{-3} \text{Ns/m}^2$, é possível calcular o número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu}$$

$$Re = \frac{1025,43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 2,2849 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 41,06 \times 10^{-3} \text{m}}{1,143 \times 10^{-3} \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2}} = 84146,71$$

Note então que o número de Reynolds é de 84146,71; caracterizando um regime turbulento de escoamento. A rugosidade E para tubos comerciais de aço carbono é de 0,046mm. É calculada então a rugosidade relativa:

$$\varepsilon = \frac{E}{d} = \frac{0,046 \text{ mm}}{41,06 \text{ mm}} = 0,0011$$

A perda de carga devido ao atrito é determinada a partir da equação abaixo:

$$\Delta P_f = 8f \frac{L \rho u^2}{d}$$

Conhecendo então a rugosidade relativa ε e o número de Reynolds, o fator de atrito f é calculado graficamente com o auxílio de um diagrama de Moody apresentado na Figura 5:

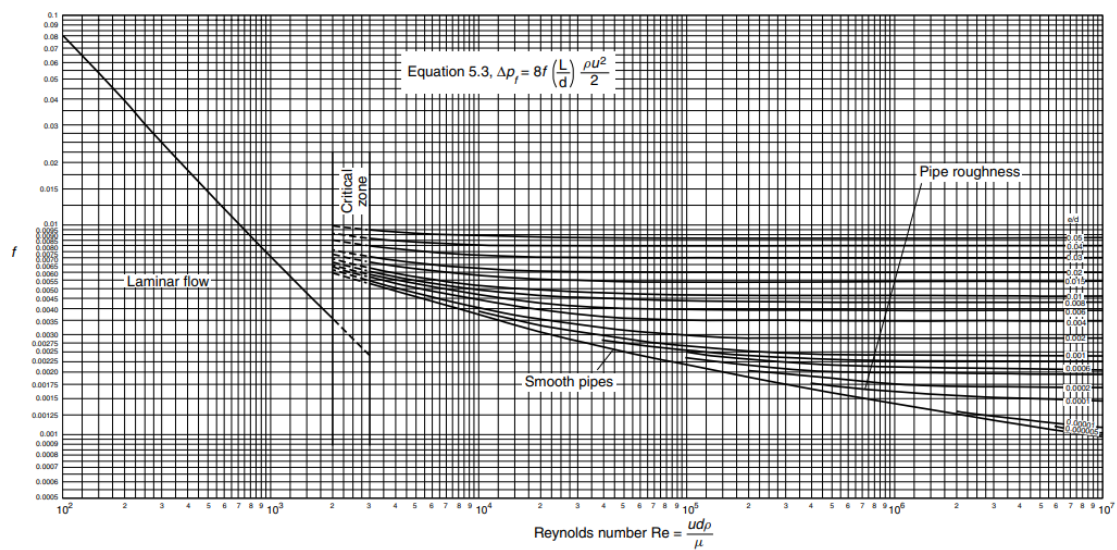


Figura 5: Diagrama de Moody.

A partir do Diagrama de Moody, se determina que o fator de atrito f é igual a 0,00275. A partir da Figura 4, se observa que o comprimento linear da tubulação é calculado conforme abaixo:

$$L_{TOTAL} = L_1 + L_2 + h_1 + H$$

Onde:

L_1 =distância entre a bomba e o resfriador, de 40m.

L_2 =distância entre o resfriador e a torre de absorção, de 40 m.

h_1 = levantamento da torre em relação ao nível da bomba, de 3 m.

H = altura da torre de absorção.

Dessa forma:

$$L_{TOTAL} = 40m + 40m + 3m + 7,52m = 90,52m$$

Logo, a perda de carga distribuída ao longo da tubulação é de:

$$\Delta P_f = 8 * 0,00275 * \frac{90,52 \text{ m}}{41,06 \times 10^{-3} \text{ m}} * \frac{1025,43 \text{ kg/m}^3 (2,28 \text{ m/s})^2}{2}$$

$$\Delta P_f = 129804,07 \text{ N/m}^2$$

Em seguida, calcula-se as perdas de carga localizada à jusante da bomba. No trecho de tubulação entre a bomba e torre de absorção, encontram-se 1 válvulas globo completamente abertas e 7 válvulas gaveta completamente aberta, um resfriador e 2 joelhos em 90°, além das perdas de cargas localizadas na entrada e na saída da bomba. A perda de carga localizada é calculada conforme a equação abaixo:

$$\Delta P_L = K \frac{\rho v^2}{2}$$

Na equação acima, K é um parâmetro obtido a partir do somatório de todas as perdas de carga localizadas relacionadas a cada singularidade. A Tabela 5 mostra os valores de K para cada singularidade:

Tabela 5: Perdas de carga devido singularidades

Singularidade	K
Entrada da bomba	0,5
Saída da bomba	1,0
Válvula totalmente aberta	6+(7x0,15)
Joelhos 90°	(0,8x2)
Somatório	10,15

As perdas de carga localizadas são então calculadas:

$$\Delta P_L = 10,15 \frac{1025,43 \text{ kg/m}^3 * (2,28 \text{ m/s})^2}{2}$$

$$\Delta P_L = 27164,13 \text{ N/m}^2$$

Também ao longo da tubulação há um resfriador, o qual a perda de carga é dada no enunciado como sendo de 0,7 Bar, ou seja, 70000 N/m². A perda de carga total ao longo da tubulação é então:

$$\Delta P_T = \Delta P_F + \Delta P_L + \Delta P_R = 129804,07 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} + 27164,13 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} + 70000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$\Delta P_T = 22698,19 \text{ N/m}^2$$

Finalmente, após conhecidas as perdas de cargas totais do sistema, é possível calcular o Head da bomba e a Potência requerida:

$$H_{pump} = \frac{\Delta P_T}{\rho g} - \frac{\Delta P}{\rho g} - \Delta z$$

$$\Delta P = (1,0325 - 10) \times 10^5 \text{ N/m}^2 = -898675 \text{ N/m}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho g} = \frac{-898675 \text{ N/m}^2}{1025,43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,82 \text{ m/s}^2} = -89,26 \text{ m}$$

$$\Delta z = 0 - (3 + H)$$

$$\Delta z = -10,52 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta P_T}{\rho g} = \frac{22698,19 \text{ N/m}^2}{1025,43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,82 \text{ m/s}^2} = 22,54 \text{ m}$$

$$H_{pump} = 22,54 - (-89,26) - (-10,52)$$

$$H_{pump} = 122,32 \text{ m}$$

Para a potência requerida do sistema:

$$g\Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_T}{\rho} - W = 0$$

$$9,82 \frac{m}{s^2} * (-10,52 m) + \frac{-898675 \frac{N}{m^2}}{1025,43 \frac{kg}{m^3}} + \frac{22698,19 \frac{N}{m^2}}{1025,43 \frac{kg}{m^3}} - W = 0$$

$$W = -551,90 J/kg$$

Para calcular a potência da bomba, a equação abaixo é usada:

$$P_{bomba} = \frac{Wv}{n}$$

Na equação acima, n é a eficiência da bomba e v a velocidade mássica do fluido. Para este caso, será assumido que a eficiência da bomba escolhida é de 0,60. Neste caso, a potência da bomba será de:

$$P_{bomba} = \frac{551,90 J/kg * 3,10 kg/s}{0,60} = 28528,0 W$$

$$P_{bomba} = 2,8528 kW$$

Agora, pode-se finalmente calcular o investimento do sistema de bombeamento.

- **Investimento para a carcaça da bomba**

De início, deve-se converter a vazão de trabalho em L/s:

$$Vazão = \frac{612,29 kmol/h}{56,224 kmol/m^3} * \frac{1h}{3600s} * \frac{1000L}{1m^3} = 3,03 L/s$$

Para a carcaça da bomba, o investimento necessário é calculado de acordo com os parâmetros da Tabela 6:

Tabela 6: Parâmetros para cálculo do investimento de implementação da carcaça de uma bomba centrífuga de um estágio.

Parâmetro	Valor
S = Vazão de trabalho	3,03 L/s
a	6900
b	206
n	0,9
Fator de Lang	4

O investimento para a carcaça da bomba pode ser calculado então:

$$I_{carcaça} = f_L 1,1581(a + bS^n)$$

$$I_{carcaça} = 4 * 1,1581(6900 + 206 * 3,03^{0,9})$$

$$I_{carcaça} = \$34547,67$$

- **Investimento para o motor da bomba**

Para o motor da bomba, o investimento necessário é calculado de acordo com os parâmetros da Tabela 7:

Tabela 7: Parâmetros para cálculo do investimento de implementação do motor à prova de explosão.

Parâmetro	Valor
S = Potência da bomba	2,8528 kW
a	-950
b	1770
n	0,6
Fator de Lang	4

O investimento para o motor da bomba pode ser calculado então:

$$I_{motor} = f_L 1,1581(a + bS^n)$$

$$I_{motor} = 4 * 1,1581(-950 + 1770 * 2,6241^{0,6})$$

$$I_{motor} = \$10226,56$$

- **Investimento total para o sistema de bombeamento**

Por razões de segurança, sempre ao se projetar sistemas de bombeamento, sempre que uma bomba é instalada em algum trecho da tubulação, uma outra bomba idêntica é instalada juntamente consigo, para que em caso de falha da bomba principal a bomba reserva possa ser acionada e o processo siga de forma contínua. Desta forma, para determinar o investimento total do sistema de bombeamento, basta somar os investimentos da carcaça e do motor da bomba e multiplicar por 2:

$$I_{total} = 2 * (I_{carcaça} + I_{motor})$$

$$I_{total} = \$89548,46$$

Desta forma, o investimento requerido para a instalação do sistema de bombeamento é de aproximadamente \$90000, ou 0,09M\$, representando cerca de 0,86% dos custos de implementação da planta de absorção.

PROJETO DO SISTEMA DE RESFRIAMENTO DA SOLUÇÃO DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO DILUÍDA.

Seguindo então com a linha de desenvolvimento seguida no projeto dos equipamentos anteriores, será necessário determinar o investimento necessário para a implementação do sistema de refrigeração. Isso será feito, a partir do cálculo da área de troca de calor:

$$Q = UA\Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T}$$

Onde:

ΔT = diferença média de temperaturas, °C

Q= calor a ser retirado, kcal/h

U=coeficiente global de troca de calor, kcal/hm²°C

A= Área de troca de calor, m²

Inicialmente, se irá calcular o calor a ser retirado do sistema. Para isso, se fará d auxílio dos dados do enunciado obtidos após simulação no software *Aspen Hysys*.

$$H_{saída_E1} = -68801,55 \text{ kcal/kmol}$$

(Entalpia do líquido na entrada do resfriador)

$$H_{entrada_E1} = -67960,92 \text{ kcal/kmol}$$

(Entalpia do líquido na saída do resfriador)

$$\Delta H = -67960,92 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}} - \left(-68801,55 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}} \right) = -840,63 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

$$Q = \Delta H * L'$$

$$Q = 840,63 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}} * 612,29 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = -514712,93 \text{ kcal/h}$$

Desta forma, para reduzir a temperatura da corrente de líquido de 70°C a 20°C, será necessário remover 514712,93 kcal/h da corrente líquida. Consultando a literatura científica, se sabe que o coeficiente global de troca de calor médio em um trocador de calor do tipo casco e tubo onde o fluido quente é água e o fluido frio é água, é de 1150 W/m²C. Convertendo esse valor, tem-se que U = 988,82 kcal/hm²C.

O próximo passo, é calcular a diferença média de temperaturas. A diferença média de temperaturas é calculada conforme a equação abaixo:

$$\Delta T = F_t \Delta T_{lm}$$

Onde:

F_t= fator de correção

ΔT_{lm}= diferença média logarítmica de temperaturas.

O cálculo da diferença média logarítmica de temperaturas é o seguinte:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left| \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right|}$$

Onde:

T₁=Temperatura de entrada do fluido quente, 70°C

T₂= Temperatura de saída do fluido quente, 20°C

t₁= Temperatura de entrada do fluido frio, 10°C

t₂= Temperatura de saída do fluido frio, 15°C.

Desta forma:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(70 - 15) - (20 - 10)}{\ln \left| \frac{70 - 15}{20 - 10} \right|} = 26,40^\circ C$$

Em seguida, é feito o cálculo do fator de correção. Para calcular o fator de correção, os parâmetros R e S abaixo devem ser calculados:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{70 - 20}{15 - 10} = 10$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{15 - 10}{70 - 10} = 0,083$$

Conhecendo R e S o fator de correção é calculado:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln \left| \frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right|}{(R - 1) \ln \left| \frac{2 - S \left[R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)} \right]}{2 - S \left[R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)} \right]} \right|}$$

$$F_T = \frac{\sqrt{(10^2 + 1)} \ln \left| \frac{(1 - 0,083)}{(1 - 10 * 0,083)} \right|}{(10 - 1) \ln \left| \frac{2 - 0,083 \left[10 + 1 - \sqrt{(10^2 + 1)} \right]}{2 - 0,083 \left[10 + 1 + \sqrt{(10^2 + 1)} \right]} \right|} = 0,93$$

A partir disto é possível calcular a diferença média de temperaturas:

$$\Delta T = F_t \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T = 0,93 * 26,40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 24,44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Em seguida, basta calcular a área de troca de calor:

$$A = \frac{Q}{U \Delta T}$$

$$A = \frac{514712,93 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{988,82 \frac{\text{kcal}}{\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} * 24,44 \text{ } ^\circ\text{C}} = 21,30 \text{ m}^2$$

Para fazer a estimativa do investimento de implementação do sistema de resfriamento, os dados da Tabela 8 serão utilizados:

Tabela 8: Parâmetros para cálculo do investimento de implementação de um trocador de calor do tipo casco e tubo.

Parâmetro	Valor
S = Área de troca de calor	21,30 m ²
a	24000
b	46
n	1,2
Fator de Lang	3,5

A estimativa do investimento inicial pode então ser feita:

$$I_{resfriador} = f_L 1,1581(a + bS^n)$$

$$I_{resfriador} = 3,5 * 1,1581 * (24000 + 46 * 21,30^{1,2})$$

$$I_{resfriador} = \$ 104600,32$$

Logo, o investimento requerido para implementar o sistema de refrigeração é de \$104600,32; ou 0,1046 M\$, o equivalente a 1% do custo de implementação da planta de absorção.

Para terminar o dimensionamento do sistema de resfriamento, falta calcular o diâmetro da carcaça do trocador de calor do tipo casco e tubo e número de tubos requeridos. Conhecida então a área de troca de calor, se irá escolher o tipo de tubos e o arranjo no interior do trocador de calor.

Como o líquido quente é uma solução diluída de NaOH e o líquido refrigerante é a água, ser irá considerar este como sendo um serviço limpo e, portanto, se irá adotar uma conformação pitch triangular, conforme mostra a Figura 6:

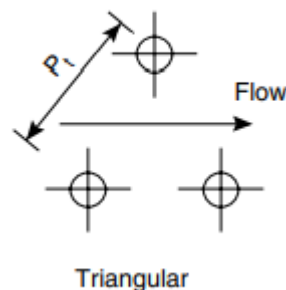


Figura 6: Triangular Pitch.

Se irão escolher tubos de 20mm de diâmetro externo d_o e diâmetro interno d_i 16 mm, compostos de uma liga cobre-níquel e 6096mm de comprimento, em conformação de uma carcaça e dois passes. Logo:

$$L = 6096 \text{ mm}$$

$$A_{tubos} = L d_o \pi$$

$$A_{tubo} = 6,096m * 20 \times 10^{-3}m * \pi$$

$$A_{tubo} = 0,3830 \text{ m}^2$$

$$N_{tubos} = \frac{A_{troca \ de \ calor}}{A_{tubo}} = 56$$

O diâmetro da carcaça é então calculado:

$$D_{bundle} = d_o \left(\frac{N_{tubos}}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

$$D_{bundle} = 20 \text{ mm} \left(\frac{56}{0,249} \right)^{\frac{1}{2,207}} = 233,79 \text{ mm}$$

PROJETO DAS TUBULAÇÕES

Neste projeto, haverá 6 tipos diferentes de tubulação conforme listado abaixo:

- I. Solução hidróxido de sódio quente antes de ser inserida no trocador de calor.
- II. Solução hidróxido de sódio resfriada antes de entrar na coluna.
- III. Tubulação com alimentação de ar contaminado
- IV. Tubulação com ar tratado
- V. Rejeito do fundo da coluna, solução de hidróxido de sódio com carbonato, para o tratamento de resíduos
- VI. Tubulação com água de refrigeração.

As duas primeiras tubulações já foram dimensionadas na etapa de projeto do sistema de bombeamento de líquido. Nesta seção estarão descritos os dimensionamentos das demais, onde todas são compostas por aço carbono. Todos os diâmetros serão calculados conforme a equação abaixo:

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664G^{0,51}\rho^{-0,36}$$

Onde:

d= diâmetro ótimo de uma tubulação de aço carbono, em mm.

G= vazão do líquido bombeado, em kg/s

ρ = densidade mássica do fluido, em kg/m³.

- **Tubulação de alimentação com ar contaminado.**

A vazão de ar contaminado é de 8000kg/h. Convertendo isto para kg/s, tem-se que G=2,22 kg/s. Sabendo que a densidade do ar contaminado é de 11,903 kg/m³, o diâmetro da tubulação é calculado:

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664(2,22)^{0,51} * (11,903)^{-0,36}$$

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 178,93\ mm$$

- **Tubulação com ar tratado.**

A vazão de ar contaminado é de 7712,72kg/h. Convertendo isto para kg/s, tem-se que $G=2,14$ kg/s. Sabendo que a densidade do ar tratado é de $11,903$ kg/m³, o diâmetro da tubulação é calculado:

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664(2,14)^{0,51} * (11,903)^{-0,36}$$

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 175,49\ mm$$

- **Tubulação do rejeito líquido ao fundo da coluna.**

A vazão de rejeito líquido é de 11453,17kg/h. Convertendo isto para kg/s, tem-se que $G=3,18$ kg/s. Sabendo que a densidade do ar tratado é de $1026,775$ kg/m³, o diâmetro da tubulação é calculado:

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 0,664(3,18)^{0,51} * (1026,775)^{-0,36}$$

$$d_{optimum,aço\ carbono} = 41,59\ mm$$

- **Tubulação com água de refrigeração.**

Para calcular o diâmetro desta tubulação, é inicialmente requerido saber a vazão de líquido refrigerante. Inicialmente, a água de refrigeração entra no trocador de calor a 10°C e sai a 15°C, onde ela diminui a temperatura da solução diluída de 70°C a 20°C. A partir disto, calcula-se a carga térmica do líquido quente:

$$Q_{load,hot} = V_{hot}k_{hot}(T_{in,hot} - T_{out,hot})$$

Onde:

$Q_{load,hot}$ = Carga térmica do líquido quente, em kW

V_{hot} = Vazão de líquido quente, em kg/s.

k_{hot} = capacidade calorífica do líquido quente, de 4,0174 kJ/kg°C

$T_{in,hot}$ = Temperatura de entrada do líquido quente, em °C

$T_{out,hot}$ = Temperatura de saída do líquido quente, em °C

Logo:

$$Q_{load,hot} = 3,10 \frac{kg}{s} * \frac{4,0174kJ}{kg^{\circ}C} * (70 - 20)^{\circ}C = 623 kW$$

Sabendo então que a carga térmica é transferida ao líquido frio e que a capacidade calorífica de líquido frio, que é 4,2 kJ/kg°C e a diferença de temperatura do líquido frio, calcula-se a vazão de líquido de refrigeração.

$$V_{cold} = \frac{Q_{load,hot}}{k_{cold}(T_{out,cold} - T_{in,cold})}$$
$$V_{cold} = \frac{623 \frac{kJ}{s}}{4,2 \frac{kJ}{kg}^{\circ}C * (15 - 10)^{\circ}C} = 29,67 kg/s$$

Conhecendo a vazão de líquido frio, de 29,67 kg/s e a densidade do líquido frio, que é de 1000 kg/m³, calcula-se o diâmetro da tubulação:

$$d_{optimum, aço carbono} = 0,664(29,67)^{0,51} * (1000)^{-0,36}$$
$$d_{optimum, aço carbono} = 58,50 mm$$

Das 6 tubulações, apenas a tubulação 1 levará isolamento para proteção pessoal, devido ao fluido que escoar em seu interior estar a 70°C. As demais não levarão nenhum tipo de isolamento. Para preenchimento nas folhas de especificação, as tubulações serão identificadas conforme o apresentado na Tabela 9:

Tabela 9: Identificação das tubulações.

Nº da tubulação	Identificação
01	1,6142''- FP-01-P
02	1,6142''-FP-02-NA
03	7,0443''-AC-03-NA
04	6,9091''-AT-04-NA
05	1,6375''-FR-05-NA
06	2,3032''-AR-06-NA

Onde:

FP= Fluido de processo

AC = Ar contaminado

AT= Ar tratado

FR= Fluido de rejeito

AR= Água de refrigeração

INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Sabe-se que os processos de escala industrial dependem de várias variáveis que necessitam ser controladas, como por exemplo, temperatura, vazão, pressão, nível, entre outras. Até meados da década de 40, essas operações eram realizadas de forma manual. Após esse período, começou-se a desenvolver sistemas de controle automático empíricos, os mesmos foram aprimorados a partir da elaboração da teoria de controle e análise dinâmica, na década de 60. Porém, somente nas décadas de 70 e 80, foi possível a inserção do controle na forma digital, a partir do desenvolvimento de algoritmos, e após a década de 90, o foco voltou-se para a aplicação de técnicas de inteligência artificial ao controle. A teoria de controle moderno está baseada na análise do domínio do tempo em sistemas de equações diferenciais (GASPAROVIC, 2014).

Um sistema de controle pode ser definido como subsistemas e processos (ou plantas) construídos com o objetivo de se obter uma saída desejada com um desempenho desejado, dada uma entrada específica, (NISE, 2012), sendo que o desempenho do controlador pode ser medido através de duas maneiras principais: a resposta transitória e o erro em regime permanente.

Na figura 1 a seguir é possível analisar um sistema de controle simples.

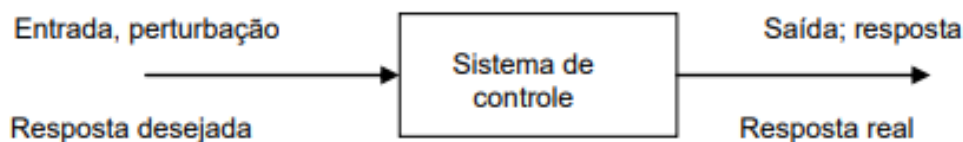


Figura 7. Diagrama simplificado de um sistema de controle. fonte: (GASPAROVIC, 2014).

CONTROLADORES PID

Os controlares são equipamentos cuja função é manter as variáveis de processo no valor desejado, de maneira automatizada, sem necessitar da inspeção humana. Seus principais objetivos são otimização do processo, automatização das operações e melhora na segurança da planta.

Existem atualmente diversos tipos de controladores, sendo um dos mais utilizados industrialmente, o controlador do tipo PID, principalmente para sistemas mais complexos, como é o caso deste projeto. No caso desses controladores, a variável de controle consiste na “soma de um termo proporcional ao erro (P), um termo proporcional à integral do erro (I), e um termo proporcional à derivada do erro (D)” (GASPAROVIC, 2014). Em outras palavras, um termo de proporcionalidade: ao erro, diretamente; à soma acumulada do erro; e à taxa de variação do erro (GASPAROVIC, 2014).

Segurança é a premissa básica no momento de projetar a instrumentação de controle do processo de uma indústria. A partir disso pode ser estabelecidos outros objetivos, como o de otimizar a operação da planta e diminuir a mão de obra. Alguns critérios que precisam ser analisados no projeto da coluna de absorção são:

- **Vazão**

Trata-se da medição das correntes de processo, ou seja, todas devem ser medidas para fechar os balanços de massa e energia globais para cada unidade.

- **Nível**

Todos os recipientes presentes no processo devem ter o controle de nível para que o fluido não transborde e nem haja o esvaziamento completo na coluna.

- **Temperatura**

Todas as correntes presentes no processo necessitam de controle de temperatura.

- **Pressão**

Todas as correntes de processo necessitam de medição de pressão nas matérias primas à entrada da planta e dos produtos terminados na saída. Faz-se necessária a medição em todos os recipientes, incluindo torres e reatores. No caso da bomba, mede-se na impulsão.

LAÇOS DE CONTROLE

- É o elemento mais simples que nos permite realizar o controle de uma variável. Seus elementos são: medidor e transmissor, esse último recebe o sinal de medida e a transforma em um sinal proporcional de natureza elétrica. O equipamento possui uma curva de calibração.

CONTROLE EM CASCATA

O controle em cascata é um dos mais eficientes e proporciona um controle mais estável se comparado a outros tipos de controles convencionais. Porém, é importante ressaltar que a escolha da técnica depende de diversos fatores, como a existência e complexidade de um modelo matemático, disponibilidade de equipamentos e dispositivos de instrumentação, precisão necessária, escolha adequada das variáveis controlada e manipulada, e também identificação de distúrbios no sistema.

O sistema com controle em cascata possui um limite de ganho maior para uma estabilidade marginal (fronteira entre estabilidade e instabilidade, ou seja, polos localizados sobre o eixo imaginário). Alguns pontos importantes a serem considerados quando escolhida essa técnica para o controle de processos são:

- a) O sistema com controle em cascata possui uma frequência última maior;
- b) O sistema com controle em cascata responde mais rápido.

No projeto e sintonia dos controladores deve-se partir da malha mais interna e em sequência fazer as sintonias dos controladores das próximas malhas até chegar à malha mais externa. Importante ressaltar que dinamicamente, quanto mais interna a malha, mais rápido deve ser o seu controle, (RIBEIRO, 2001).

VÁLVULAS

Na prática, serão utilizados instrumentos para auxiliar no controle do processo de absorção do CO₂. A válvula de controle, é conhecida como o elemento final de controle e age diretamente no agente de controle, manipulando uma variável que tenha influência significativa na controlada, ela é responsável por receber o sinal do controlador e através do atuador, o converte em força e movimento, variando a abertura para o aumento ou diminuição de vazão, (RIBEIRO, 2001).

As válvulas lineares possuem maiores aplicações devido a sua maior versatilidade de uso do que as válvulas rotativas que normalmente são mais pequenas e têm limites de quedas de pressão inferiores para que não ocorram problemas de cavitação ou flashing. Na a figura a seguir tem-se um exemplo de válvula de controle:



Figura 8. Válvula de controle do tipo linear, de globo, de sede simples. Fonte: (PINHO, 2009).

INSTRUMENTOS DE SEGURANÇA

- Alarmes

São sinais sonoros e luminosos que se recebem na sala de controle quando uma variável de processo (vazão, nível, pressão, temperatura) alcança um valor anormal (baixo, alto). Avisa ao operador de painel que deve dar atenção e possivelmente adotar alguma ação corretiva.

Procedem dos medidores do sistema de instrumentação e controle da planta. O engenheiro de processos deve indicar nas folhas normalizadas de instrumentos quais equipamentos possuem alarme e para qual variável. Aliás, costuma ser preparada uma lista dos alarmes da planta. Os alarmes mais comuns de uma planta são: alarmes para alto nível (LAH); alarme para baixo nível (LAL); alarmes de pressão; alarmes de vazão, utilizado para colocar por baixa vazão para indicar parada de uma bomba ou quando possa causar danos ao equipamento; alarmes de temperatura.

- Encravamentos

Os alarmes requerem da ação humana corretiva. No caso de variáveis aonde a segurança seja crucial, incorpora-se um segundo nível de alarme (p. ex., por muita alta temperatura, TAHH, ou por muito baixa vazão, FALL). Neste caso, ativa-se um segundo nível de ação, os encravamentos.

- Válvulas de segurança

Para que não haja estouros ou explosões devido à pressão no interior ser superior ao valor de projeto, em cada recipiente se coloca uma válvula de segurança.

DIAGRAMAS P&ID

DIAGRAMA MECÂNICO

- **Par de bombas**

Instalou-se válvulas de retenção com o objetivo de permitir a ação de uma bomba reserva em uma situação de dano da principal com a planta em funcionamento. Estas válvulas impedem que o escoamento de um fluido desde a impulsão de uma bomba no sentido da outra.

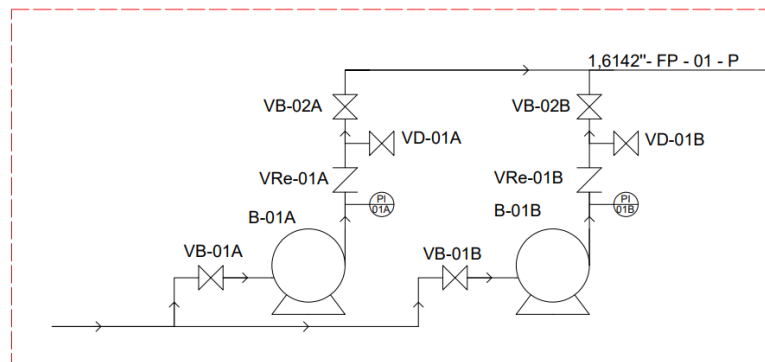


Figura 9. Diagrama mecânico para par de bombas.

- **Controle do Fluxo da Bomba Centrífuga com by-pass**

Objetiva-se controlar o fluxo da bomba centrífuga, visto que o fluxo é constante e deve-se seguir a especificação.

Para isto, projeta-se um controlador de fluxo, bem como uma linha de “by-pass” para a válvula controle em caso de falha. A linha “by-pass” é composta por uma válvula de regulação unido a válvulas de bloqueio e purga na minha principal.

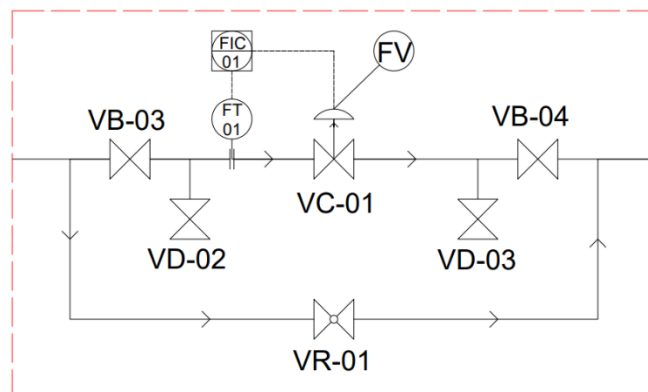


Figura 10. Diagrama mecânico para controle do fluxo da bomba centrífuga com “by-pass.

- **Controle de Temperatura da solução diluída**

Para controlar a temperatura de entrada da solução diluída, tenciona-se controlar a temperatura do fluido refrigerante do trocador de calor. Para isto, a partir da vazão de fluido de resfriamento, adiciona-se uma válvula controle e uma linha “by-pass”, previamente explicado, caso haja falha na válvula principal.

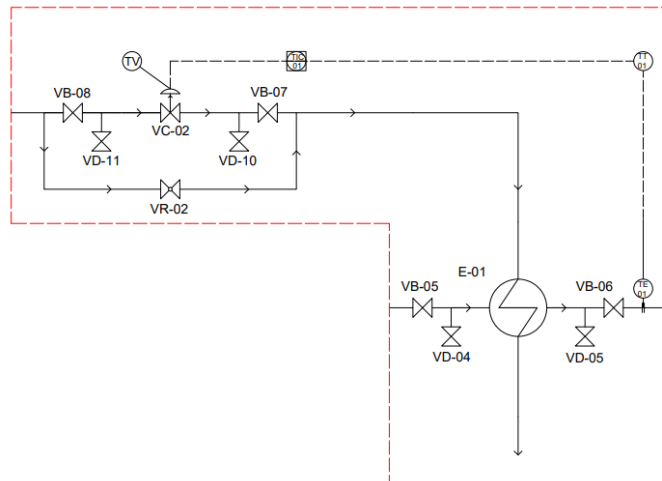


Figura 11. Diagrama mecânico para solução de hidróxido de sódio diluída

- **Controle de Pressão na torre de absorção com by-pass e sistema de segurança**

Para controlar a temperatura da torre de absorção, faz-se uso de uma válvula de controle e de uma linha by-pass.

Acoplado a coluna, tem-se um sistema de segurança, linha by-pass, a fim de que o equipamento possa ser despressurizado manualmente quando a planta necessitar de parada.

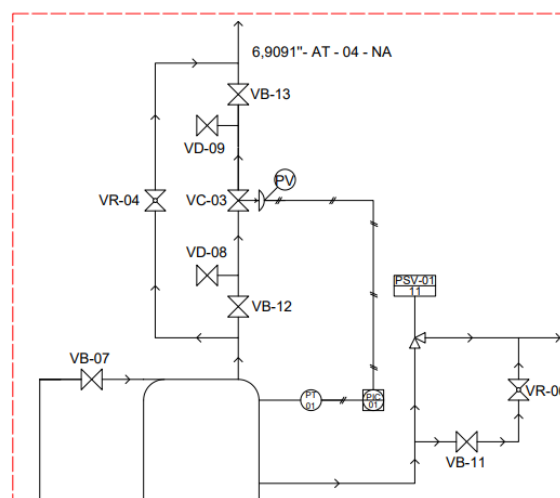


Figura 12. Diagrama mecânico para controle de pressão da coluna de absorção com by-pass e sistema de segurança para coluna

- **Controle de nível do tanque e controle manual da vazão de alimentação de gás contaminado**

Visa-se controlar o nível do tanque e para isto, adiciona-se o controlador que está conectado ao transmissor de nível. Além disto, há uma válvula controle na saída da corrente de fundo que se encontra conectada em uma linha by-pass.

Para a vazão de alimentação do gás contaminado, utiliza-se uma válvula globo para abertura.

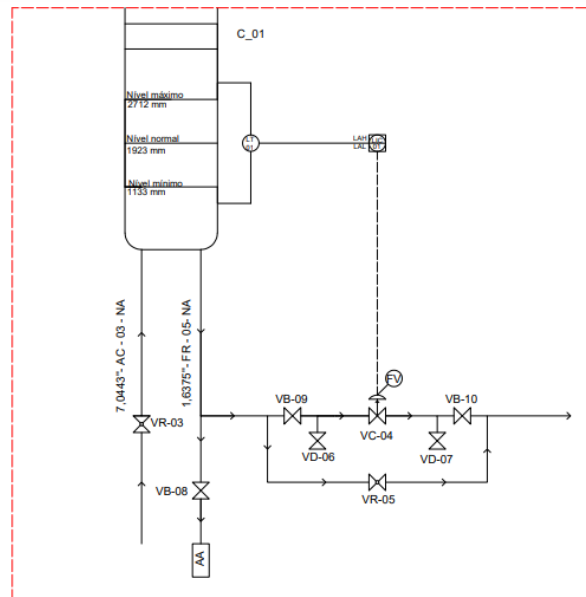


Figura 13. Diagrama mecânico para controle de pressão da coluna de absorção com by-pass e sistema de segurança para coluna

Por fim, o diagrama mecânico completo está apresentado na Figura 14, enquanto que o diagrama simplificado PFC será apresentado na Figura 15.

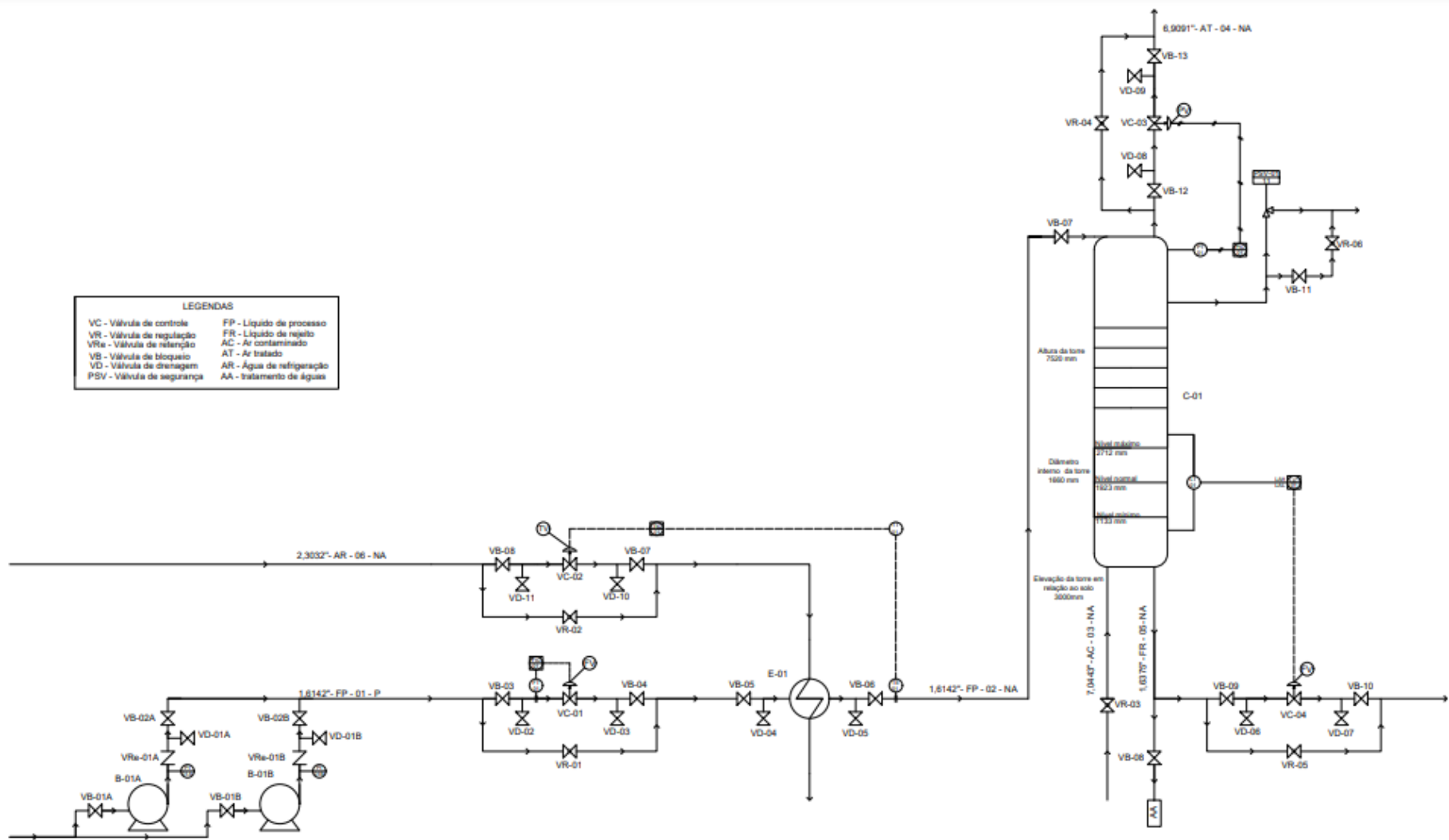


Figura 14. Diagrama mecânico da torre de absorção de co2 em corrente gasosa com solução diluída de NaOH.

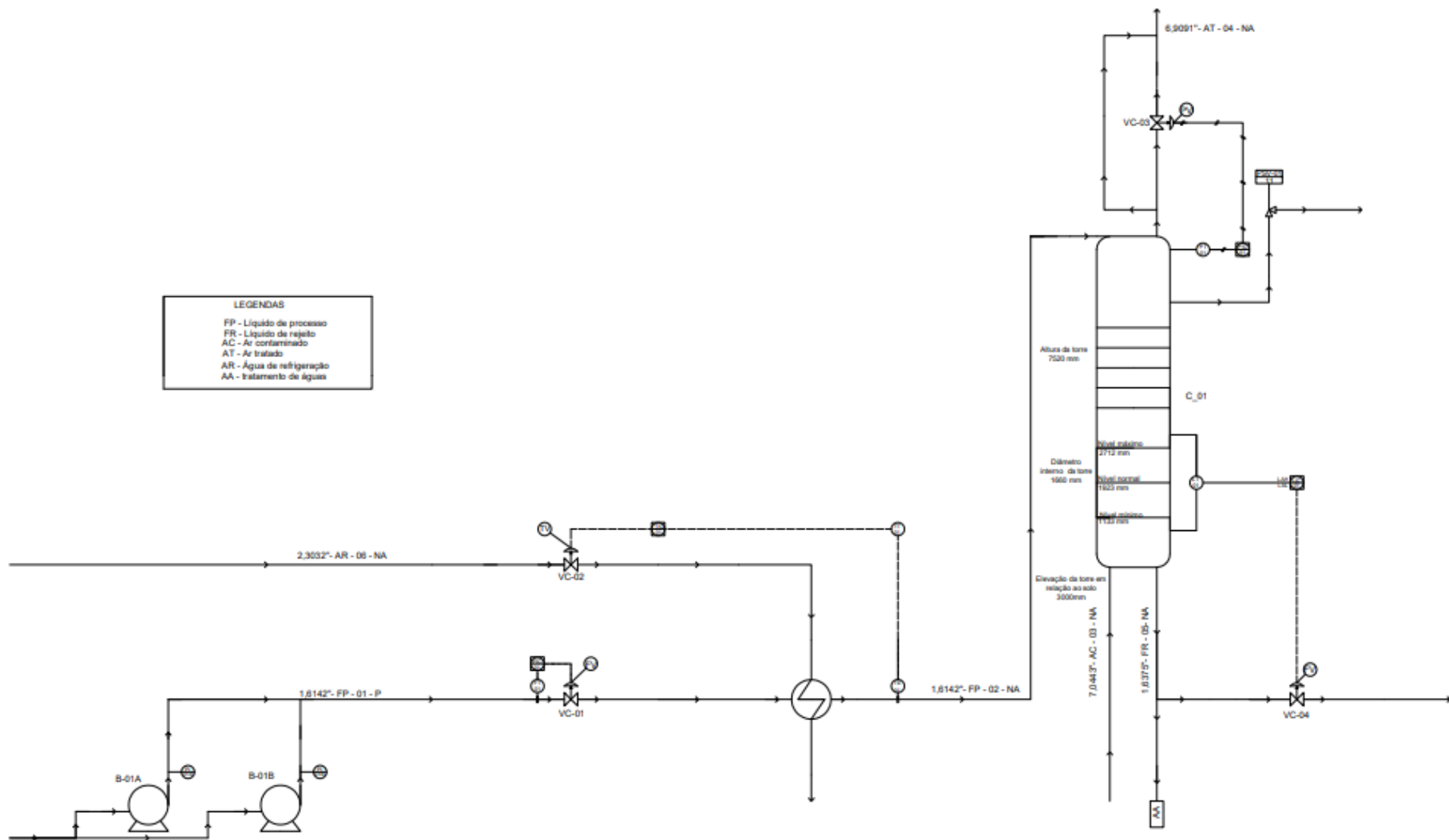


Figura 15. Diagrama PFD da torre de absorção de CO_2 em corrente gasosa com solução diluída de NaOH

ANÁLISE DOS RESÍDUOS GERADOS

Os danos ambientais cumulativos causados na maioria das vezes, imperceptíveis, provocados pela grande quantidade de poluentes menores disponibilizados ao meio ambiente de maneira constante e gradativa, são ignorados se comparados às catástrofes que ocuparam a mídia, nos últimos anos.

É importante aumentar o conhecimento e a preocupação da população do planeta sobre estas questões ambientais. Nos últimos anos, é possível observar que esta preocupação tem sido manifestada e concretizada, através da promulgação de uma série de legislações federais, estaduais e municipais.

Sistemas de gestão ambiental permitem à empresa controlar permanentemente os efeitos ambientais de todo o seu processo de produção, desde a escolha da matéria-prima até o destino final do produto e dos resíduos líquidos, sólidos e gasosos, levando-a a operar da forma mais sustentável possível.

A empresa geradora dos resíduos deve ser responsável pela separação entre resíduos perigosos e resíduos comuns. Após a identificação e a sua separação, os resíduos devem ser colocados em recipientes adequados, para que se possa ter a sua coleta, tratamento e destinação final, de acordo com suas características (CASSIANA, 2004).

A estratégia para o gerenciamento dos resíduos industriais, por exemplo, passa pela responsabilização dos 70 Infarma, v.16, nº 11-12, 2004 produtores de resíduos, através da aplicação do princípio do poluidor-pagador. Este deverá adotar medidas de redução da produção de resíduos, através da introdução de tecnologias e práticas “mais limpas”. Na impossibilidade de evitar a geração de resíduos, deve adotar medidas de valorização (reciclagem e ou valorização energética).

Em último caso, os resíduos que não sejam possíveis de reduzir ou valorizar, deverão ter um destino adequado atendendo às características de perigosidade.

No processo de absorção de CO₂, existem duas correntes de saída: Ar tratado e Carbonato de Sódio. O ar tratado voltará para o meio ambiente com 90% menos de CO₂, já o Carbonato de cálcio trata-se do produto de interesse gerado através da absorção do gás.

A absorção do gás carbônico trata-se de uma medida a reduzir as emissões desse gás poluente ao meio ambiente, dessa maneira, é preciso manusear e armazenar de maneira correta o produto que sai como corrente de saída do processo.

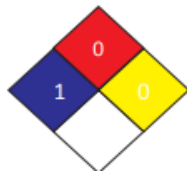
Para o tratamento de resíduos excedentes e não recicláveis, faz-se necessário contratar uma empresa idónea de tratamento de resíduos. Entrar em contato com um serviço profissional credenciado de descarte de lixo para descartar esse material.

Algumas condições de armazenamento seguro são: armazenar em local ventilado, seco, protegido do calor. Evitar o contato com água e umidade. Para embalar o produto pode-se utilizar sacos de polietileno, que devem ser dispostos sobre paletes, granel que deve ser feito em armazéns dedicados e cobertos, o piso deve estar seco e limpo e, por fim, em *big bags* que também devem ser dispostos sobre paletes.

Algumas medidas de controle de engenharia são: utilizar meios de ventilação mecânica e sistema de exaustão direta para o meio exterior. Recomenda-se instalar chuveiros de emergência e lava olhos na área de trabalho e evitar exposição desnecessária a esta substância. Na figura a seguir é possível visualizar o diagrama Hommel do produto químico que sai como rejeito no processo.

Classificação de perigo do produto químico:

DIAGRAMA DE HOMMEL



Azul - Saúde:
Vermelho - Inflamabilidade
Amarelo - Reatividade:
Específico:

1 – Produto levemente perigoso.
0 – Produto não queima.
0 – Produto estável
NA

Figura 16. Ficha de informações de segurança de produto químico - FISPQ (nbr 14725/4 2014)⁶.

CONCLUSÃO

A absorção química é processo rotineiro em indústrias químicas. O projeto de implementação de uma planta para absorção do CO₂ possui um investimento total de \$10,37 M, onde 98,13% equivalem à torre de absorção. Nota-se, portanto, que a parte mais onerosa é onde o processo químico ocorre e que o sistema de refrigeração e de bombeamento representam um custo menor que 2%. Este entendimento só se faz claro para os estudantes quando estes se deparam com a tarefa de planificar cada etapa.

Ademais, é de extrema importância a conscientização do impacto que os processos químicos causam ao meio ambiente, sendo necessário que as empresas se enquadrem às legislações vigentes do país e fomentem a criação de políticas internas com o propósito de reduzir os danos gerados pelos resíduos.

ESPECIFICAÇÕES DO PROCESSO

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Solução diluída NaOH quente	
Pressão	1	kg/cm ² g
Temperatura	70	°C
Vazão mássica	11165,15	kg/h
Vazão molar	612,29	kmol/h
Entalpia total	-0,0416	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	10,890	m ³ /h
Peso molecular	18,235	kg/kmol
Densidade	1004,062	kg/m ³
Viscosidade	1,143	cP
Condutividade térmica	0,669	W/m·°C
Calor específico	4,017	kJ/kg·°C
Tensão superficial	65,094	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	0,9954	0,99
NaOH	0,0046	0,01

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Solução diluída NaOH resfriada	
Pressão	12	kg/cm ² g
Temperatura	20	°C
Vazão mássica	11165,15	kg/h
Vazão molar	612,29	kmol/h
Entalpia total	-0,0416	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	10,890	m ³ /h
Peso molecular	18,235	kg/kmol
Densidade	1004,062	kg/m ³
Viscosidade	1,143	cP
Condutividade térmica	0,669	W/m·°C
Calor específico	4,017	kJ/kg·°C
Tensão superficial	65,094	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	0,9954	0,99
NaOH	0,0046	0,01

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Ar contaminado com CO ₂	
Pressão	12	kg/cm ² g
Temperatura	30	°C
Vazão mássica	8000	kg/h
Vazão molar	271,58	kmol/h
Entalpia total	-1,01x10 ⁻²	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Tensão superficial	Não se aplica	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	672,162	m ³ /h
Peso molecular	29,46	kg/kmol
Densidade	11,903	kg/m ³
Viscosidade	0,0182	cP
Condutividade térmica	0,025	W/m·°C
Calor específico	1,011	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,994	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
N ₂	0,7689	0,7584
O ₂	0,2044	0,2016
CO ₂	0,0267	0,0400

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Ar purificado	
Pressão	12	kg/cm ² g
Temperatura	30	°C
Vazão mássica	7712,72	kg/h
Vazão molar	267,015	kmol/h
Entalpia total	1,580x10 ⁻⁴	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Tensão superficial	Não se aplica	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	647,964	m ³ /h
Peso molecular	28,885	kg/kmol
Densidade	11,903	kg/m ³
Viscosidade	0,0182	cP
Condutividade térmica	0,025	W/m·°C
Calor específico	1,0311	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
N ₂	0,7878	0,7881
O ₂	0,2094	0,2095
CO ₂	0,0027	0,0024

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Solução diluída NaOH com Carbonato	
Pressão	12	kg/cm ² g
Temperatura	20	°C
Vazão mássica	11453,18	kg/h
Vazão molar	619,392	kmol/h
Entalpia total	-0,0428	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	11,154	m ³ /h
Peso molecular	18,491	kg/kmol
Densidade	1026,775	kg/m ³
Viscosidade	0,903	cP
Condutividade térmica	0,586	W/m·°C
Calor específico	3,704	kJ/kg·°C
Tensão superficial	7,582	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	0,9698	0,99
NaOH	0,0038	0,0085
CO ₂	0,0265	0,0015

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Água de refrigeração	
Pressão	1,013	kg/cm ² g
Temperatura	10	°C
Vazão mássica	106799	kg/h
Vazão molar	5934	kmol/h
Entalpia total	-	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	10,68	m ³ /h
Peso molecular	18,00	kg/kmol
Densidade	1000	kg/m ³
Viscosidade	0,891	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	4,2	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	Não se aplica	m ³ /h
Peso molecular	Não se aplica	kg/kmol
Densidade	Não se aplica	kg/m ³
Viscosidade	Não se aplica	cP
Condutividade térmica	Não se aplica	W/m·°C
Calor específico	Não se aplica	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	1	1

FOLHAS DE ESPECIFICAÇÕES

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	B_01A	B_01B		
Descrição	Bombeamento da solução diluída de NaOH			
Número de bombas operação / reserva	1	1		
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo em série	Contínuo em série		
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração	Impulsão		
Vazão volumétrica de operação	10,89			m³/h
Pressão		kg/cm² g		kg/cm² g
Temperatura	70	°C	70	°C
Densidade	1025,246	kg/m³	1025,246	kg/m³
Viscosidade	1,143	cP	1,143	cP
Pressão de vapor	0,318	kg/cm² g	0,318	kg/cm² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	13,07			m³/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	6,534			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1			kg/cm² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	12			
Pressão diferencial	9,20			kg/cm²
Altura diferencial	10,52			m
NPSH disponível	6,44			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1			kg/cm²
Pressão máxima na aspiração	1			kg/cm² g
Pressão máxima na impulsão	12			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1,62	1,62	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	12			kg/cm² g
Temperatura de projeto	20			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	2,624			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

Distância entre B-01A e E-01: 4000mm

Distância entre E-01 e C-01: 4000mm

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E_01			
Descrição			Sistema de resfriamento da solução NaOH diluída			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco e Tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			1 casco 2 passes			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		série
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	106799		kg/h	11165,15		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	106799	106799		11165,15	11165,15	
Temperatura	10	15	°C	70	20	°C
Pressão	12	12	kg/cm ² g	12	12	kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7138		kg/cm ²	0,7138		kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4812,10		kcal / h m ² °C	503,08		kcal / h m ² °C
Fator de deposição	-		h m ² °C / kcal	-		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	988,82				kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	26,40				°C	
F_T	0,9260					
Calor trocado	5,1471x10 ⁻⁴				Gkcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	12				kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	20				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	21,30				m ²	
Diâmetro dos tubos	20				mm	
Comprimento dos tubos	6096				mm	
Espessura dos tubos	4				mm	
Número de tubos	56					
Espaçamento entre centro dos tubos	24				mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	triangular					
Diâmetro do casco	234				mm	

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C_01		
Descrição	Coluna de Absorção de CO ₂		
Pressão no topo	10,2	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	10,2		
Pressão de projeto	12		
Temperatura no topo	20	°C	
Temperatura no fundo	30		
Temperatura de projeto	20		
Nível normal de líquido	1923	mm	
Nível máximo de líquido	2712		
Nível mínimo de líquido	1133		
Altura	7516		
Diâmetro	1666		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	11,903	kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	1026,775	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Conexão à tubulação 1,6142''- FP-02-NA
B			Conexão à tubulação 6,9091''-AT-04-NA
C			Conexão ao sensor PT-01
D			Conexão à válvula de segurança PSV-01
E			Conexão ao sensor LT 01
F			Conexão à tubulação 1,6375''-PR-05-NA
G			Conexão à tubulação 7,0443''-AC-03-NA
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p>Altura da torre 7520 mm</p> <p>Diâmetro interno da torre 1660 mm</p> <p>Nível máximo 2712 mm</p> <p>Nível normal 1923 mm</p> <p>Nível mínimo 1133 mm</p> <p>Elevação da torre em relação ao solo 3000mm</p> <p>C_01</p>			

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1,6142''-FP-01-P		
De/a	1,6142''-FP-01-P	E-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	11165,04	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10,89	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0		
Massa molar	18,235	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	1025,25	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	1,114	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	1,033		kg/cm ²
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura de operação	70		°C
Temperatura de projeto	20		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	1,6142	polegadas	
Perda de pressão	2,5	kg/cm ² /km	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1,6142'' - FP-02-NA		
De/a	E-01	C-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)			
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	1165,04	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10,89	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0		
Massa molar	18,235	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	1025,25	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	1,114	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	10,2	kg/cm ²	
Pressão de projeto	12		
Temperatura de operação	20	°C	
Temperatura de projeto	20		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	1,6142	polegadas	
Perda de pressão	2,5	kg/cm ² /km	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	7,0443"-AC-03-NA		
De/a	AC-03-NA	C-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)			
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	V		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	8000	kg/h	
Fração de vapor	1		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	672,16		
Massa molar	29,46	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	11,75	0	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,0185	0	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	10,2	kg/cm ²	
Pressão de projeto	12		
Temperatura de operação	30	°C	
Temperatura de projeto	20		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	7,0443	polegadas	
Perda de pressão	2,5	kg/cm ² /km	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	6,9091'-AT-04-NA		
De/a	C-01	AT-04-NA	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)			
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	V		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	7712,72	kg/h	
Fração de vapor	1		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	647,96		
Massa molar	28,885	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	11,903	0	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,0182	0	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	10,2		kg/cm ²
Pressão de projeto	12		
Temperatura de operação	20,45		°C
Temperatura de projeto	20		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	6,9091	polegadas	
Perda de pressão	2,5	kg/cm ² /km	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		1,6375"-FR-05-NA	
De/a		C-01	1,6375"-PR-05-NA
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)			
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		11453,18	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		11,15	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		18,491	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		0	1026,775
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0	0,903
			kg/m ³
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		10,2	
Pressão de projeto		12	
Temperatura de operação		30,28	
Temperatura de projeto		20	
		kg/cm ²	
		°C	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,6375	polegadas
Perda de pressão		2,5	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	2,3032'-AR-06-NA		
De/a	2,03032'-AR-06-NA	E-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)			
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	106798,8	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10,68	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0		
Massa molar	18,015	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	997	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0	1,002	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	10,2	kg/cm ²	
Pressão de projeto	12		
Temperatura de operação	20	°C	
Temperatura de projeto	20		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	2,3032	polegadas	
Perda de pressão	2,5	kg/cm ² /km	

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-1	01	Alarme por baixa vazão de alimentação	FIC-01
PAH-1	C-01	Alarme por alta pressão na torre de destilação	PIC-01
LAL-1	C-01	Alarme por baixo nível do vaso de absorção	LIC-01
LAH-1	C-01	Alarme por alto nível do vaso do vaso de absorção	C-01
PAHH-1	C-01	Alarme por muito alta pressão no vaso de absorção	PIC-01

ESPECIFICAÇÕES DOS ENCRAVAMENTOS				
Identificação do interruptor no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Sistemas de encravamento acionado	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
PAHH	5	SE-01	Abertura da válvula VC-03 para alívio da pressão	PIC -1 atuando diretamente sobre PV
PSV	C-1			

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE SEGURANÇA

Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Caso de descarga	Vazão de descarga / kg/h	Pressão de acionamento / kg/cm²	Função
PSV-1	C-01	Proteger a coluna	-	11	Proteger a coluna
VC-01	1,6142''- FP-01-P	Controlar a vazão	11165,04	-	Controlar a vazão
VC-02	2,3032''- AR-06-NA	Controlar a vazão	106798,8	-	Controlar a vazão
VC-03	6,9091''-AT-04-NA	Controlar a vazão	7712,72	-	Controlar a vazão
VC-04	1,6375''- FR-05-NA	Controlar a vazão	11453,18	-	Controlar a vazão
VB-01A	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-02A	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-01B	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-02B	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-03	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-04	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-05	1,6142''- FP-01-P	Bloquear a vazão	11165,04	-	Bloquear a vazão
VB-06	1,6142''-FP-02-NA	Bloquear a vazão	1165,04	-	Bloquear a vazão
VB-07	1,6142''- FP-02-NA	Bloquear a vazão	1165,04	-	Bloquear a vazão
VB-08	1,6375''-FR-05-NA	Bloquear a vazão	11453,18	-	Bloquear a vazão
VB-09	1,6375''-FR-05-NA	Bloquear a vazão	11453,18	-	Bloquear a vazão
VB-10	1,6375''-FR-05-NA	Bloquear a vazão	11453,18	-	Bloquear a vazão
VB-11	6,9091''-AT-04-NA	Bloquear a vazão	7712,72	-	Bloquear a vazão
VB-12	6,9091''-AT-04-NA	Bloquear a vazão	7712,72	-	Bloquear a vazão
VB-13	6,9091''-AT-04-NA	Bloquear a vazão	7712,72	-	Bloquear a vazão
VD-01A	1,6142''- FP-01-P	Drenar o fluxo	11165,04	-	Drenar o fluxo
VD-01B	1,6142''- FP-01-P	Drenar o fluxo	11165,04	-	Drenar o fluxo
VD-02	1,6142''- FP-01-P	Drenar o fluxo	11165,04	-	Drenar o fluxo
VD-03	1,6142''- FP-01-P	Drenar o fluxo	11165,04	-	Drenar o fluxo
VD-04	1,6142''- FP-01-P	Drenar o fluxo	11165,04	-	Drenar o fluxo
VD-05	1,6142''- FP-02-P	Drenar o fluxo	1165,04	-	Drenar o fluxo
VD-06	1,6375''-FR-05-NA	Drenar o fluxo	11453,18	-	Drenar o fluxo
VD-07	1,6375''-FR-05-NA	Drenar o fluxo	11453,18	-	Drenar o fluxo
VD-08	6,9091''-AT-04-NA	Drenar o fluxo	7712,72	-	Drenar o fluxo
VD-09	6,9091''-AT-04-NA	Drenar o fluxo	7712,72	-	Drenar o fluxo
VD-10	2,3032''-AR-06-NA	Drenar o fluxo	106798,8	-	Drenar o fluxo
VD-11	2,3032''-AR-06-NA	Drenar o fluxo	106798,8	-	Drenar o fluxo
VRe-01A	1,6142''- FP-01-P	Reter o fluxo	11165,04	-	Reter o fluxo
VRe-01B	1,6142''- FP-01-P	Reter o fluxo	11165,04	-	Reter o fluxo
VR-01	1,6142''- FP-01-P	Regular o fluxo	11165,04	-	Regular o fluxo
VR-02	2,3032''-AR-06-NA	Regular o fluxo	106798,8	-	Regular o fluxo
VR-03	7,0443''-AC-03-NA	Regular o fluxo	8000	-	Regular o fluxo
VR-04	6,9091''-AT-04-NA	Regular o fluxo	7712,72	-	Regular o fluxo
VR-05	1,6375''-FR-05-NA	Regular o fluxo	11453,18	-	Regular o fluxo
VR-06	6,9091''-AT-04-NA	Regular o fluxo	7712,72	-	Regular o fluxo

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMEZ, P., G. *Estudo da Absorção de CO₂ de gases exaustos de usinas termelétricas em reator cilíndrico contendo solução de NaOH*. Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2013.

CASSIANA MAZZER, O. A. C. (2004). *Introdução à gestão ambiental de resíduos*. Infarma, paginas 67–77.

CSM Produtos Químicas. *Ficha de dados de segurança Carbonato de Sódio*. (2015). Disponível em: <http://csm pq.com.br/wp-content/uploads/2017/11/FISPQ-11-Carbonato-de-S%C3%B3dio-07_2015.pdf>. Acessado em 31 de outubro de 2021.

de Pinho, J. M. M. N. M. (2009). *Estudo e determinação experimental dos parâmetros de funcionamento de uma válvula de controle*. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, pages 3–6.

FELDER, Richard M.; ROUSSEAU, Ronald W.; BASÍN, María Eugenia Costas. *Principios elementales de los procesos químicos*. Addison-Wesley Iberoamericana, 1991.

GASPAROVIC, C. L. M. (2014). *Simulação e controle de uma coluna de absorção para purificação de biogás: Avaliação da viabilidade técnica e econômica do processo*.

Ministério do Meio Ambiente. *Política Nacional sobre mudança do clima*. (2010). Disponível em: <https://antigo.mma.gov.br/clima/politica-nacional-sobre-mudanca-do-clima.html>>. Acessado em 31 de outubro de 2021.

NISE, N. S. (2012). *Engenharia de sistemas de controle*. LTC, Rio de Janeiro, 6 edition.

Organização das Nações Unidas, Brasil. (2021). *Novas metas de países para o clima são passo importante, mas insuficiente*. Disponível em: <<https://brasil.un.org/pt-br/144885-novas-metas-de-paises-para-o-clima-sao-passo-importante-mas-insuficiente>>. Acessado em 01 de novembro de 2021.

RIBEIRO, M. A. (2001). *Controle de processos*. In Teoria e Aplicações, páginas 3.9–3.22, Salvador, BA.

SEADER, J.,D., HENLEY, E.,J., ROPER, D.,K. *Separation Process Principles: Chemical and Biochemical Operations*. (2011). WILEY, San Francisco, 3rd Edition.

Sigma Aldrich. *Ficha de dados de segurança Carbonato de Sódio*. (2011). Disponível em: <<https://sites.ffclrp.usp.br/cipa/fispq/Carbonato%20de%20sodio.pdf>>. Acessado em 31 de outubro de 2021.

SINOTT, R.,K. Coulson & Richardson series. *Chemical Engineering Design*. ELSEVIER, San Francisco, 6th Edition.