

Universidade de Brasília

Instituto de Química



Projeto de Engenharia Química

Prof. Jose Joaquin Linares Leon

Projeto de Conclusão de Curso

Título: *Retirada de amônia em corrente gasosa por absorção em uma coluna contracorrente*

Autores:

Assis Carlos B. Valente 16/0151121

João Pedro de Carvalho Campos 16/0127459

Natália Rosa dos Santos 16/0015901

Brasília
1º de novembro de 2021

Agradecimentos

Gostaríamos de começar este trabalho agradecendo aos nossos colegas de curso e professores por toda a ajuda e suporte durante a graduação, facilitando os momentos difíceis e desafios que enfrentamos durante o curso.

Além disso, gostaríamos de agradecer principalmente aos nossos pais e familiares por todo o apoio emocional durante esta difícil jornada que se mostrou desafiadora e recompensante.

Sumário

1	Introdução	4
1.1	Motivação	4
1.2	Objetivo	4
1.3	Descrição da planta e processo	5
1.4	Balanco de massa	7
2	Procedimento de simulação	10
2.1	Definição de componentes	10
2.2	Definição do pacote termodinâmico	10
2.3	Definição das correntes de operação do sistema	11
2.4	Definição da coluna de absorção	13
3	Simulação	14
3.1	Cenário 1	15
3.1.1	1ª simulação	15
3.1.2	2ª simulação	18
3.1.3	3ª simulação	21
3.2	Cenário 2	24
3.2.1	1ª simulação	24
3.2.2	2ª simulação	27
3.2.3	3ª simulação	30
3.3	Cenário 3	32
3.3.1	1ª simulação	33
3.3.2	2ª simulação	36
3.3.3	3ª simulação	38
3.4	Cenário 4	41
3.4.1	1ª simulação	41
3.4.2	2ª simulação	44
3.4.3	3ª simulação	47
4	Dimensionamento da Coluna	50
4.1	Demonstração Algébrica	50
4.2	Cálculos de custos	54
5	Trocador de Calor	57
5.1	Demonstração Algébrica	57
5.2	Cálculos de custos	59

6	Sistema de Controle	61
6.1	Definição das variáveis controladas e manipuladas	61
6.2	Sistema de segurança	62
7	Sistema de Tubulação	63
7.1	Avaliação do diâmetro da tubulação	63
7.2	Dimensionamento do comprimento da tubulação	66
7.3	Cálculo de custo	67
8	Sistema de bombeamento	69
8.1	Bomba Centrífuga e suas características	69
8.2	Cálculo de custo do sistema de bombeamento	71
8.3	Resultados da simulação	71
9	Avaliação integrada dos cenários expostos	72
10	Diagrama Mecânico de Processo	77
10.1	Folhas de Especificação	78

1 Introdução

1.1 Motivação

O processo de descontaminação de uma corrente gasosa por absorção é muito comum no âmbito de processos industriais. Sua aplicação decorre de diversos fatores, tais como a necessidade de utilizar uma corrente gasosa mais purificada em um processo químico, a necessidade de recuperação de produtos na forma gasosa, ou o tratamento de compostos indesejáveis antes do descarte de, em casos que o efluente precise apresentar um certo grau de pureza para se adequar às leis estabelecidas para esse tipo de atividade.

No desenvolvimento deste projeto, é estabelecido um processo para absorção por corrente de água da amônia gasosa ($NH_{3(g)}$) que se encontra em alta concentração, na mistura com ar. A amônia é um gás irritante e pode causar danos aos seres humanos ao ser inalada ou entrar em contato com mucosas (olhos, nariz e boca por exemplo). Esse composto é utilizado em diversos processos industriais, como a produção de fertilizantes, na refrigeração industrial e na indústria têxtil.

A atuação da amônia como agente de refrigeração tem sido amplamente aplicada por ser um método mais econômico, dentre as opções disponíveis no mercado. Além disso, a refrigeração a partir de amônia não gera impactos sobre estruturas metálicas e também não agrava o efeito estufa e não degrada a camada de ozônio.

O Ministério do Trabalho regulamenta a exposição de trabalhadores a ambientes que contenham amônia gasosa por meio da Norma Regulamentadora NR15 - ATIVIDADES E OPERAÇÕES INSALUBRES, Anexo 11. O texto deixa explícito que para uma jornada de trabalho de 48 h semanais, a concentração máxima permitida no ambiente é de 20 ppm (ou 14 mg/m^3).

1.2 Objetivo

Neste projeto será realizado o dimensionamento e otimização do sistema de purificação que será capaz de recuperar 95% em massa de amônia proveniente de corrente gasosa com vazão 3000 kg/h composta por 12% de amônia em base molar.

O projeto será estabelecido pela definição de melhores cenários para colunas de absorção, sistema de tubulação e bombeamento, bem como projeção de trocadores de calor, sistema de controle e sistema de segurança da planta química.

1.3 Descrição da planta e processo

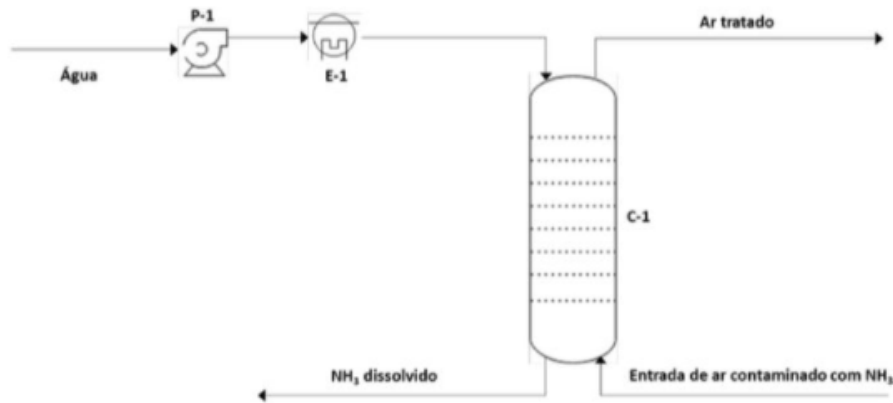


Figura 1: Esboço da planta química

A operação de absorção é o processo em que uma corrente de mistura gasosa entra em contato com uma corrente líquida de solvente, com o objetivo de dissolver na corrente solvente um ou mais componentes da corrente gasosa. [Treybal, 1981]. Nessa operação, dois fatores importantes são a afinidade entre soluto e solvente e a diferença de concentração de soluto entre as correntes.

Dado que a absorção é uma operação definida a partir do fenômeno de transferência de massa [Treybal, 1981], é necessário que haja contato significativo entre as fases e que se apresente um gradiente de concentração do soluto entre as correntes que percorrem a coluna de absorção, uma vez que a diferença de concentrações é imprescindível para a difusão do soluto da fase gasosa para a fase líquida.

Em termos da afinidade entre soluto e solvente, é importante avaliar o fator de solubilidade do soluto na fase líquida. Esse fator é entendido pela aproximação do estado de equilíbrio termodinâmico, que prevê a relação entre fração molar do soluto na fase líquida e sua respectiva pressão parcial, especificado pela lei de Henry. [Treybal, 1981]

Um terceiro fator de avaliação é a volatilidade da corrente líquida. É desejável obter um solvente com baixa pressão de vapor, de forma que a corrente gasosa ao interagir com a corrente líquida obtenha baixo arraste do solvente à fase gasosa.

Em Green e Perry (2008), são definidos os seguintes critérios de seleção de solventes:

- Solvente com alta solubilidade para o componente alvo na corrente gasosa;
- Solvente com alta seletividade para o soluto desejado, em detrimento das outras espécies presentes na corrente gasosa;
- Baixa volatilidade;
- Baixo custo unitário, devido a grande demanda;
- Baixa corrosividade;
- Alta estabilidade química, ser inerte;
- Baixa viscosidade;
- Baixa tendência de formação de espuma;
- Não inflamável.

A operação é geralmente realizada em colunas ou torres que possuem geometria cilíndrica, instaladas verticalmente, na qual são utilizados pratos ou recheio, capazes de promover o contato entre as correntes de solvente e soluto. [Green and Perry, 2008].

Na parte superior da coluna, acima de seu primeiro prato ou recheio, é realizada a inserção da corrente líquida de solvente. Como a corrente que passará pelo processo de limpeza é gasosa, a sua entrada se dá no fundo da coluna, pois sabe-se que naturalmente, por diferença de densidade, o gás tende a subir a coluna, logo, como o input de líquido ocorre na parte superior da coluna, temos um sistema em contracorrente.

A disposição em contracorrente se dá pela necessidade de manter uma eficiência de transferência de massa ao longo de toda a coluna, pois, à medida que a corrente gasosa, concentrada no composto alvo a ser removido, sobe a coluna, a corrente líquida desce essa coluna entrando em contato durante todo o percurso com a fase mais concentrada, assim, por um processo de difusão entre fases, esse soluto tende a ir em direção à fase líquida.

Há casos em que a transferência de soluto entre a corrente gasosa e a corrente líquida é realizada pela ocorrência de reação química em que os diferentes reagentes se encontram em correntes distintas [Green and Perry, 2008]. A absorção da amônia gasosa pela corrente de água, caso tratado neste projeto, apresenta a especificidade de reação química entre a amônia dissolvida e a

água. Entretanto, para alcançar o objetivo de otimização do sistema, proposto neste projeto, não será necessário realizar a análise dos impactos da reação química nas definições do sistema.

A descrição dos parâmetros que serão mantidos constantes durante toda a simulação está apresentada na tabela abaixo:

Símbolo	Descrição	Valor	Unidade
Corrente contaminada			
m_G	Vazão mássica	3000	kg/h
y_{O_2}	Composição molar de O_2 na corrente gasosa	18,5	%
y_{N_2}	Composição molar de N_2 na corrente gasosa	69,5	%
y_{NH_3}	Composição molar de NH_3 na corrente gasosa	12	%
ρ_G	Densidade molar	40,4383	mol/m^3
Corrente líquida			
ρ_L	Densidade molar	55912,8	mol/m^3

Tabela 1: Definição de parâmetros para simulação

1.4 Balanço de massa

As equações de balanço de massa serão fundamentais para descrever o processo de absorção, uma vez que essas equações fornecem a descrição matemática das correntes e composições e do fenômeno de transporte que estabelece a operação.

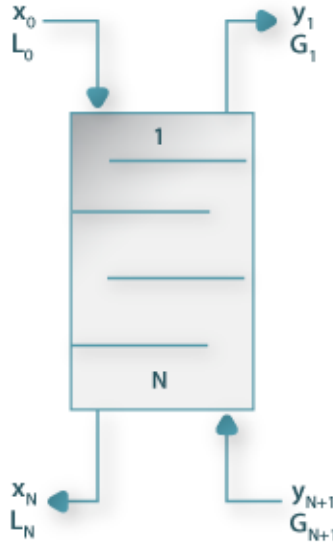


Figura 2: Esquema simplificado da coluna de absorção (Fonte: Poral Laboratórios Virtuais de Processos Químicos)

A partir do balanço de massa global para a coluna de absorção que contém N pratos:

$$\begin{aligned}
 [Acumulo] &= [Entrada] - [Saida] + [Gerado] \\
 0 &= (V_{n+1} + L_0) - (V_1 + L_n) + 0
 \end{aligned} \tag{1}$$

Em que a corrente líquida é inserida no ponto 0 e coletada no ponto N após o processo, enquanto a corrente gasosa é inserida no ponto N+1 e coletada no ponto 1. Para o desenvolvimento e avaliação do projeto, será considerado o sistema em regime permanente, no qual não há acúmulo nem geração de matéria no processo.

Pelo balanço de massa para o componente i, em uma coluna que contém n pratos, é possível descrever:

$$(V_{n+1} \cdot y_{i,n+1} + L_0 \cdot x_{i,0}) - (V_1 \cdot y_{i,1} + L_n \cdot x_{i,n}) = 0 \tag{2}$$

O rearranjo da equação acima, evidenciando a fração molar do soluto na corrente gasosa de entrada, temos:

$$y_{i,n+1} = \frac{L_n x_{i,n}}{V_{n+1}} + \frac{V_1 y_{i,1} - L_0 x_{i,0}}{V_{n+1}} \tag{3}$$

Em Geankoplis (1993), a equação acima apresentada é conhecida como linha de operação da coluna de absorção, em que são conhecidos os parâmetros V_1 , $y_{i,1}$, L_0 , e $x_{i,0}$. Para o caso analisado, são também conhecidos V_{n+1} e $y_{i,n+1}$. [Geankoplis, 1993]

Assim, rearranjando os termos da equação, é possível obter a relação L/V_{min} , em que, dada a vazão mássica da corrente gasosa V e a eficiência esperada do processo é possível dimensionar a corrente de solvente L mínima necessária para atingir o objetivo proposto.

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \left(\frac{L_n x_{i,n} + V_1 y_{i,1}}{V_{n+1}} - y_{i,n+1}\right) \frac{1}{x_{i,0}} \quad (4)$$

2 Procedimento de simulação

A simulação será feita no Software COCO (CAPE OPEN TO CAPE OPEN) para 4 cenários distintos, sendo em cada cenário utilizado uma torre de absorção com número de pratos distintos. A descrição de cada cenários é apresentado abaixo:

Distribuição de cenários	
simulação	Número de Pratos na Coluna de Absorção
Cenário 1	2
Cenário 2	4
Cenário 3	8
Cenário 4	10

Tabela 2: Descrição dos cenários

2.1 Definição de componentes

Inicialmente à escolha dos componentes devemos obter um pacote de propriedades dentro do Software do COCO (CAPE OPEN TO CAPE OPEN) para acessar a base de dados com as informações de cada componente necessário no processo. Dessa forma, define-se como pacote de propriedades a opção *TEA (CAPE-OPEN 1.1)*. A partir desse banco de dados selecionamos quais serão os compostos químicos da simulação, assim, teremos as informações físico-químicas para a realização das demais etapas.

Descrição de componentes do COCO System		
Fórmula Química	Default Name	CAS
H_2O	Water	7732 – 18 – 5
N_2	Nitrogen	7727 – 37 – 9
O_2	Oxgen	7782 – 44 – 7
NH_3	Ammonia	7664 – 41 – 7

Tabela 3: Componentes da simulação

2.2 Definição do pacote termodinâmico

O pacote termodinâmico é escolhido baseado nos componentes que fazem parte da simulação. Inicialmente trabalharemos para a simulação da fase

líquida e da fase vapor com a equação de Soave Redlich Kwong, pois apresentam boa predição da fase vapor em termos de entalpia e coeficiente de fugacidade. Como essa corrente será utilizada posteriormente para os cálculos de custo da coluna, definiu-se como pacote termodinâmico um modelo que conseguisse representar bem essa variável. A equação está representada abaixo:

$$p = \frac{RT}{\bar{V} - b} - \frac{a}{\sqrt{T}[\bar{V}(\bar{V} + b)]} \quad (5)$$

Onde a e b são obtidos pela derivação das equações de estado em condições críticas:

$$a = 0.42748 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{p_c} \quad (6)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{p_c} \quad (7)$$

2.3 Definição das correntes de operação do sistema

O sistema consiste de um arranjo de quatro correntes. A primeira corrente possui água líquida (solvente) para inicialização do processo de transferência de massa por osmose com a segunda corrente, de gás contaminado com amônia, assim, ao sair da coluna, a terceira corrente, de gás tratado, deverá conter concentração menor de amônia, já a corrente líquida de saída deve possuir concentração elevada de amônia, sendo assim chamada de corrente de amônia dissolvida.

Corrente de água (solvente)			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_1	Pressão	101.325	kPa
T_1	Temperatura	25	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de água	Variável	kg/h
MW_L	Massa molar	0.01802	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	100	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	0	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 4: Composição da corrente 1 - Água

Corrente de gás contaminado			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_1	Pressão	101.325	kPa
T_1	Temperatura	28.38	°C
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	223.49	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.38	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	3000.00	kg/h
MW_G	Massa molar	0.02743	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	0	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	12	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	69.5	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	18.5	%

Tabela 5: Composição da corrente 2 - Gás Contaminado

As duas correntes de entrada do sistema descritas nas tabelas acima funcionarão como *inputs* da simulação do sistema. Como já descrito anteriormente, o objetivo da coluna de absorção é manter uma eficiência de 95% para limpeza da corrente gasosa em termos do componente de amônia, logo, para cada cenário com diferentes pratos teóricos da coluna iremos calcular qual deve ser a vazão de líquido mínima para que tal condição seja antigida e dessa forma poderemos obter a relação $(L/V)_{min}$ em cada caso e aplicar diferentes simulações para valores superiores ao obtido nessa razão. Para toda a simulação, será considerado que o processo é adiabático e todos os

cenários estão descritos para o regime permanente.

As correntes de saída 3 (corrente gasosa) e 4 (corrente líquida) serão apresentadas posteriormente na etapa de resultados de simulação para cada um dos cenários especificados anteriormente. Dentro de cada um desses cenários será possível avaliar qual situação apresentará menor custo e maior eficiência no processo para consolidação da coluna e do processo.

2.4 Definição da coluna de absorção

A coluna de absorção modelada no COCO (CAPE OPEN TO CAPE OPEN) está apresentada abaixo:

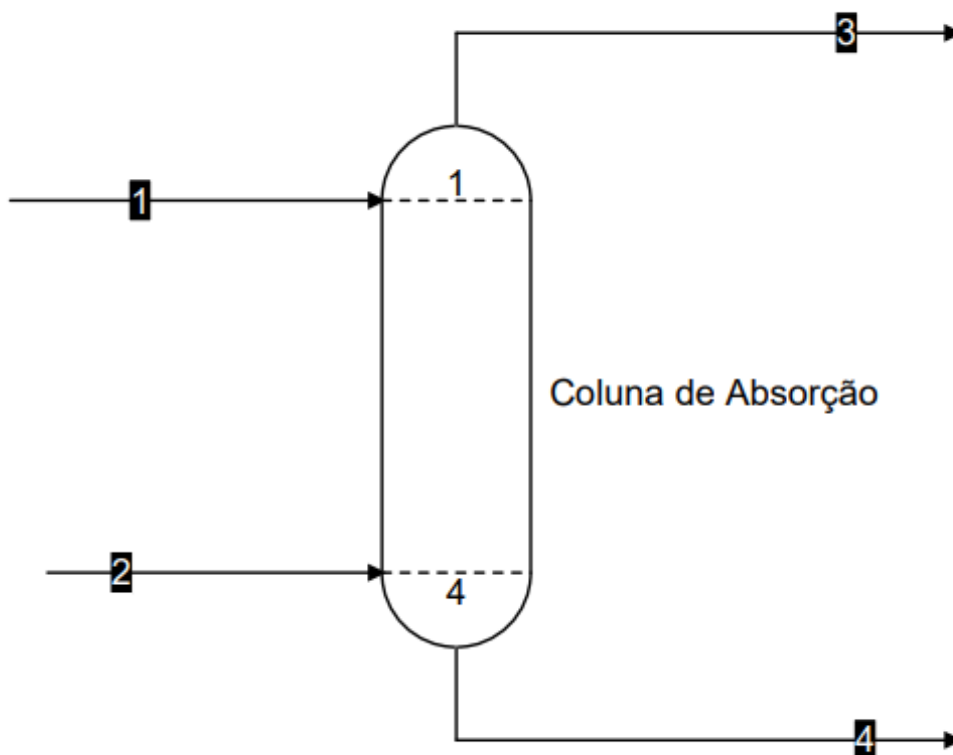


Figura 3: Esboço da coluna no COCO System

Observação: O esboço da coluna apresenta 4 pratos teóricos, porém esse é apenas um caso dentre os que serão estudados. Para cada caso a coluna apresentará o seu número correto de pratos teóricos.

A coluna foi modelada no Software conforme descrição da tabela abaixo:

Propriedades da Coluna de Absorção no COCO System	
Variável	Descrição
Tipo de Simulação	Equilibrium Column
Operação	Simple Absorber/Stripper
Número de Estágios	Variável
Alimentação de líquido	Primeiro Estágio
Alimentação de vapor	Último Estágio
Pressão da Coluna	Constante
Pressão no topo	1 atm

Tabela 6: Configuração da coluna

3 Simulação

Nesta etapa iremos dividir cada cenário em 3 partes. Para cada cenário serão obtidos por estudo paramétrico as relações entre o fluxo da corrente líquida e a corrente gasosa de forma a determinar qual seria essa relação $(L/V)_{min}$ que satisfaça a condição da planta de uma eficiência de 95% para remoção de amônia da corrente gasosa. Determinado esse valor, anotaremos quais foram os outputs da simulação e realizaremos mais 2 modelagens com incrementos de 20% e 40%, respectivamente, na relação $(L/V)_{min}$.

Na primeira simulação de cada cenário é preciso realizar o estudo paramétrico, assim, fixam-se as condições de fluxo de entrada de amônia da corrente gasosa e o fluxo saída de amônia na corrente líquida para que a eficiência seja de 95%, ou seja:

$$\frac{m_{NH_3\text{Corrente4}}}{m_{NH_3\text{Corrente2}}} = 0.95 \quad (8)$$

Como o fluxo de amônia na corrente 2 é constante e igual a 223.49kg/h , temos que o fluxo mássico mínimo de amônia na corrente 4 para o estudo paramétrico deve ser de 212.32kg/h . em todos os cenários.

3.1 Cenário 1

Conforme estabelecido, o cenário 1 será avaliado a partir de uma coluna de absorção contendo 2 pratos teóricos. A seguir estão os dados obtidos nas simulações do sistema.

3.1.1 1ª simulação

Inicialmente o estudo paramétrico foi desenvolvido, a partir da alteração da vazão mássica da corrente de água (corrente 1)

Mass flow stream 1	Mass flow Ammonia stream 4
kg / h	kg / h
9200	212.13315
9210	212.16131
9220	212.18823
9230	212.21815
9240	212.24652
9250	212.27446
9260	212.30197
9270	212.32906
9280	212.35721
9290	212.3846
9300	212.41191

Para que o projeto alcance os objetivos de descontaminação, é necessário obter a vazão mássica de amônia na corrente 4 a 212.32 kg/h , assim, o valor da vazão mássica da corrente 1 deve ser de 9265 kg/h , logo, $(L/V)_{min} = 3,088$.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	28.265	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	51.49	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	11.17	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2839.17	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.4456	mol/m ³
MW_G	Massa molar	0.02846	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.87	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.66	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	76.19	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.28	%

Tabela 7: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101,325	kPa
T_4	Temperatura	31,55	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	9213,509	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	212,31	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0,001	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0,007	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	9425,83	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54986,9	mol/m ³
MW_L	Massa molar	0.01799	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	97.62	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	2.38	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 8: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

O perfil de transferência de massa dos componentes da coluna é descrito no seguinte gráfico:

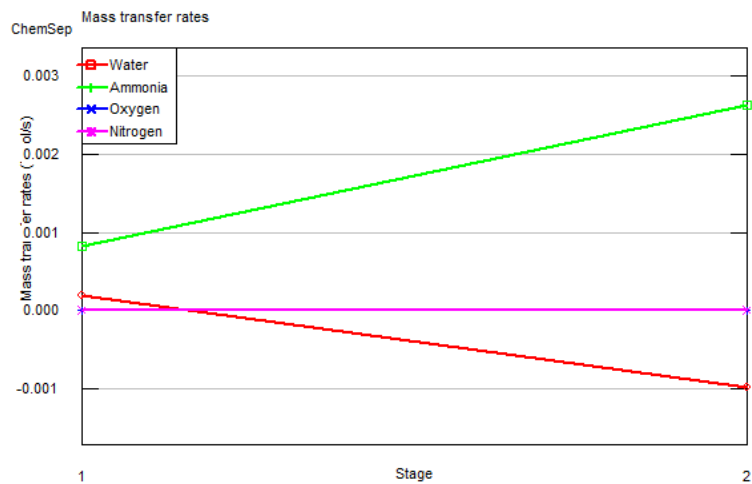


Figura 4: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como a seguir:

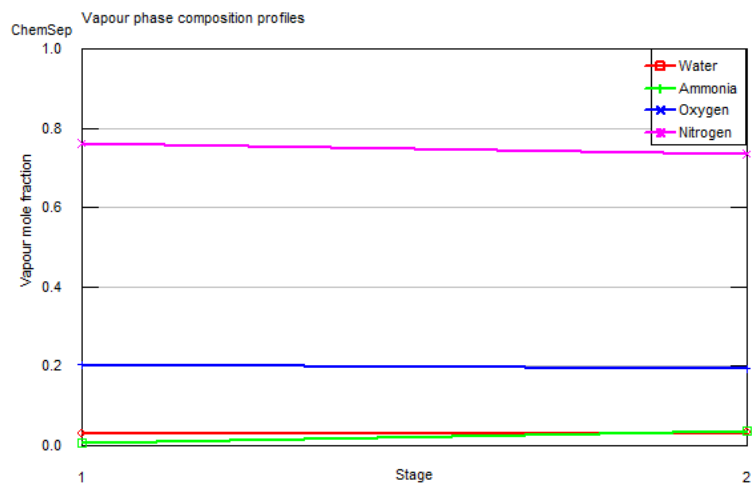


Figura 5: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

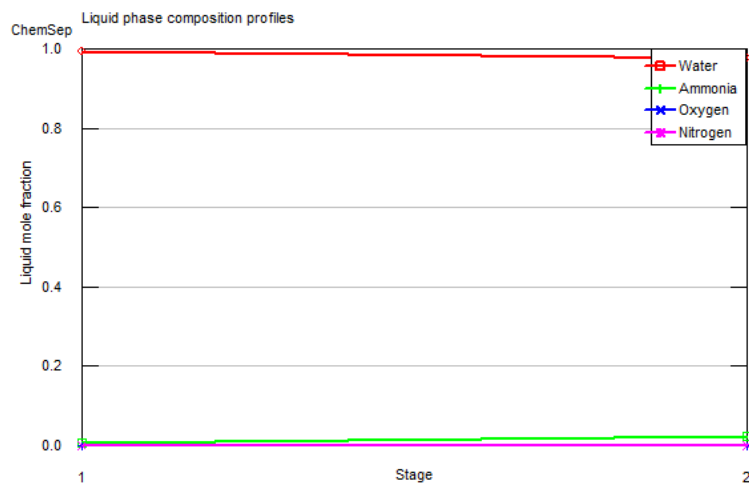


Figura 6: Composição da fase líquida

3.1.2 2ª simulação

Na 2ª simulação, a razão L/V será aumentada em 20% de $(L/V)_{min}$, logo, assumindo que $L/V = 3,7056$ e, assim, $L = 11118kg/h$.

Para a nova simulação, foram mantidas todas os parâmetros, exceto a vazão mássica da corrente de solvente (corrente 1). Os resultados estão expostos a seguir.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	27.392	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	48.67	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	7.34	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2832.52	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40,5627	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02851	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.72	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.43	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	76.49	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.36	%

Tabela 9: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	30.812	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	11069.328	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	216.147	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.001	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.009	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	11285.485	kg/h
ρ_L	Densidade molar	55115	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01799	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	97.97	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	2.02	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 10: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

O perfil de transferência de massa dos componentes da coluna é descrito no seguinte gráfico:

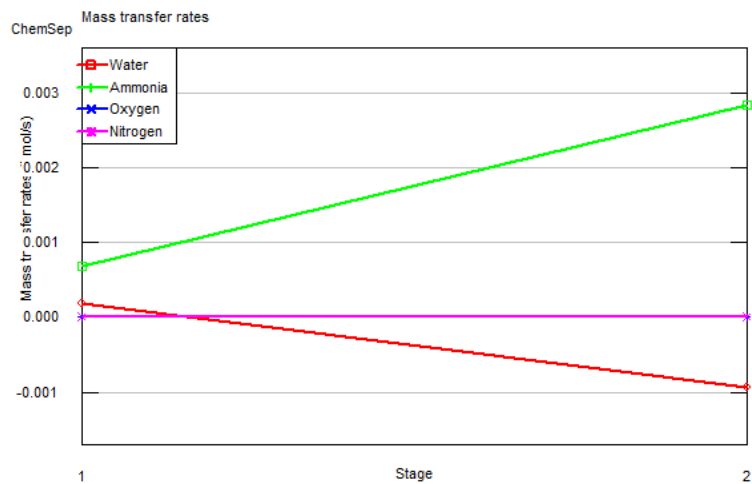


Figura 7: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como segue:

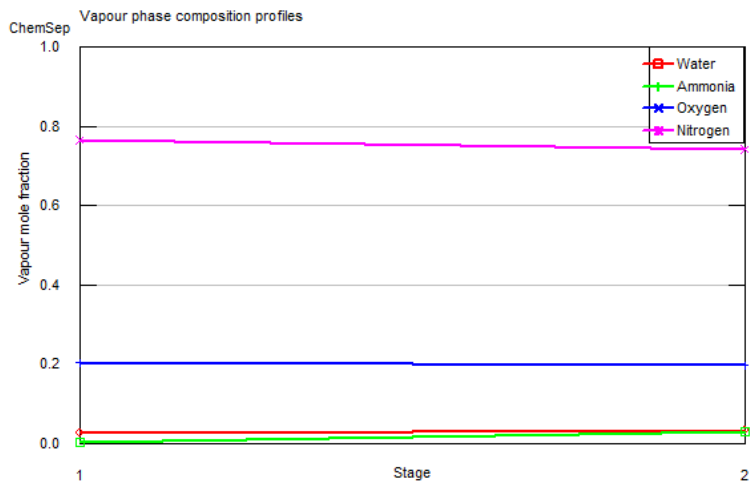


Figura 8: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

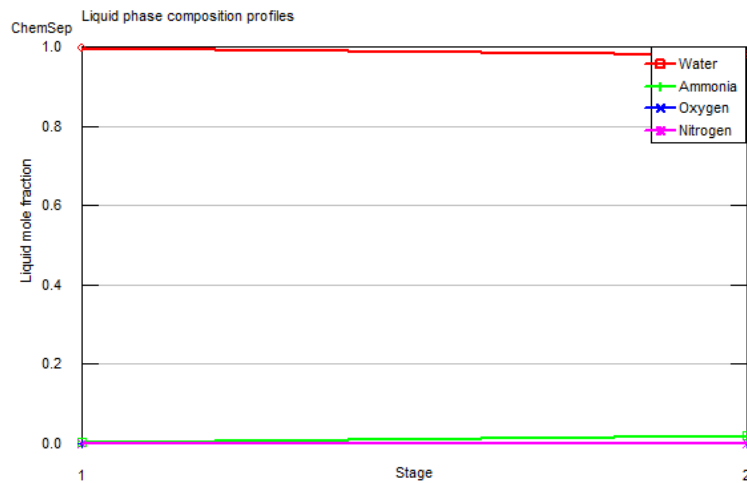


Figura 9: Composição da fase líquida

3.1.3 3ª simulação

Para a terceira simulação, foi executado o incremento de 40% da razão $(L/V)_{min}$. Com isso, o valor de L obtido é igual a 12971 kg/h.

Para a nova simulação, foram mantidos todas os parâmetros, exceto a vazão mássica da corrente de solvente (corrente 1). Os resultados estão expostos a seguir.

O perfil de transferência de massa dos componentes da coluna é descrito no seguinte gráfico:

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	26.808	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	46.87	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	5.15	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2828.51	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40,6415	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02853	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.62	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.30	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	76.66	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.41	%

Tabela 11: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	30.172	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	12924.132	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	218.342	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.001	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.009	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	13142.485	kg/h
ρ_L	Densidade molar	55215.1	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01799	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	98.24	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	1.75	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 12: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

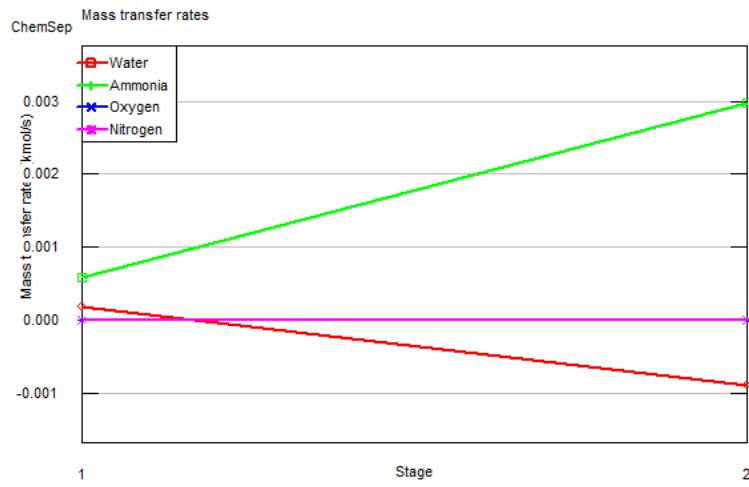


Figura 10: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como segue:

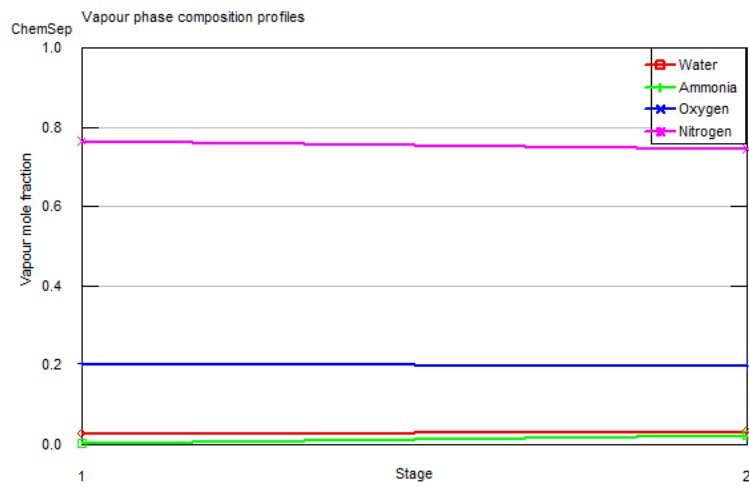


Figura 11: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

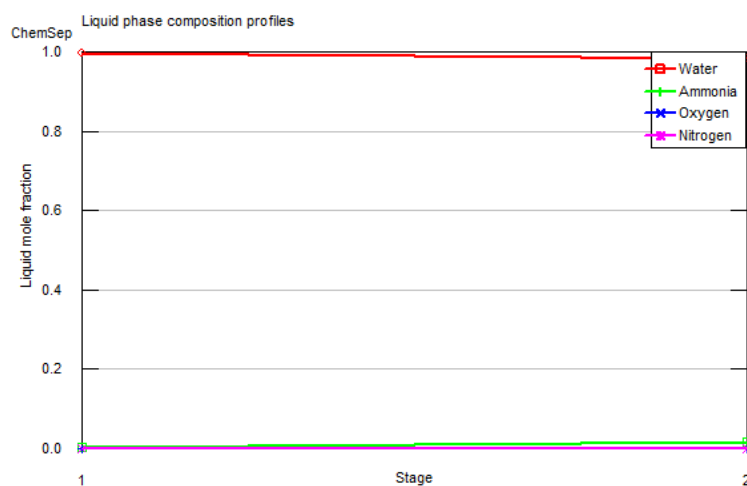


Figura 12: Composição da fase líquida

3.2 Cenário 2

3.2.1 1ª simulação

Para o caso da coluna com 4 pratos teóricos, o estudo paramétrico está apresentado abaixo:

Mass flow Water stream 1	Mass flow Ammonia stream 4
kg / h	kg / h
5400	211.63436
5410	211.74384
5420	211.85251
5430	211.96036
5440	212.0674
5450	212.17364
5460	212.27906
5470	212.38368
5480	212.48749
5490	212.5905
5500	212.6927

Dessa forma, podemos perceber que o valor do fluxo da corrente líquida deve estar entre 5460 kg/h e 5470 kg/h , logo, adotaremos $(L/V)_{min} = 1.822$ para essa primeira simulação.

A simulação apresentou os resultados nas tabelas abaixo:

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	29.9046	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	57.17	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	11.16	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2844.83	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.2269	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02843	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	3.17	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.7	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	75.96	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.22	%

Tabela 13: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	35.1268	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	5407.83	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	212.33	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0008	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.005	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	5620.17	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54399.1	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01797	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.01	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.99	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 14: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

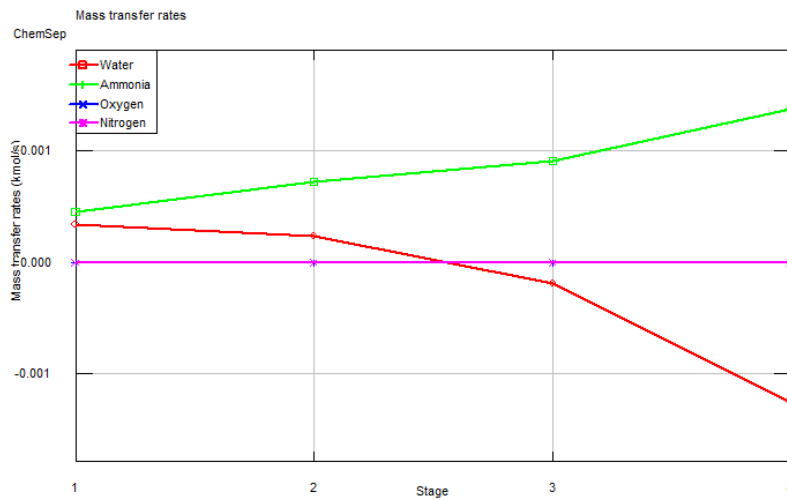


Figura 13: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

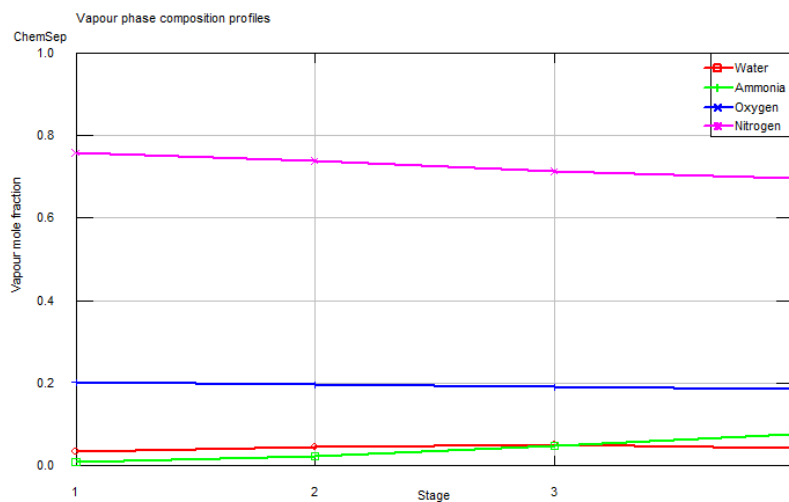


Figura 14: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

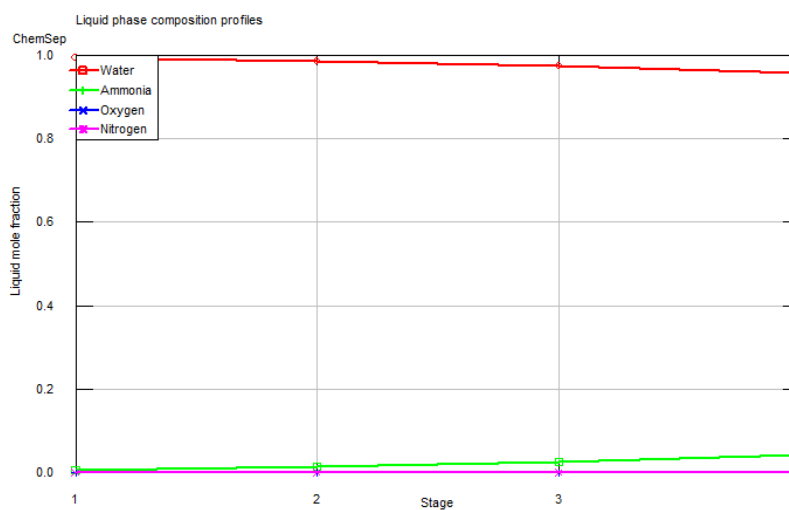


Figura 15: Composição da fase líquida

3.2.2 2ª simulação

Considerando agora o aumento de 20% em $(L/V)_{min}$ temos que $L = 6558 \text{ kg/h}$. Os valores da simulação estão apresentados abaixo:

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	27.39	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	48.65	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	3.87	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2829.02	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.563	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02853	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.72	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.23	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	73.65	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.40	%

Tabela 15: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	34.86	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	6509.35	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	219.62	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0009	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.006	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	6728.98	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54556.5	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01798	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.56	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.44	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 16: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

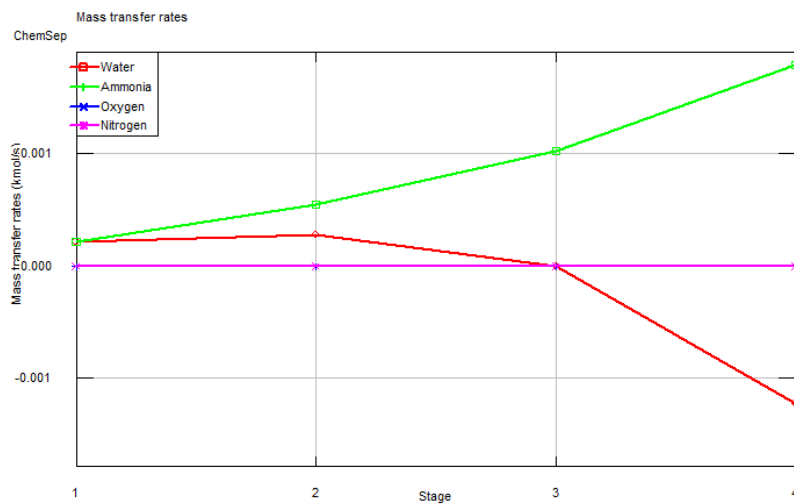


Figura 16: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

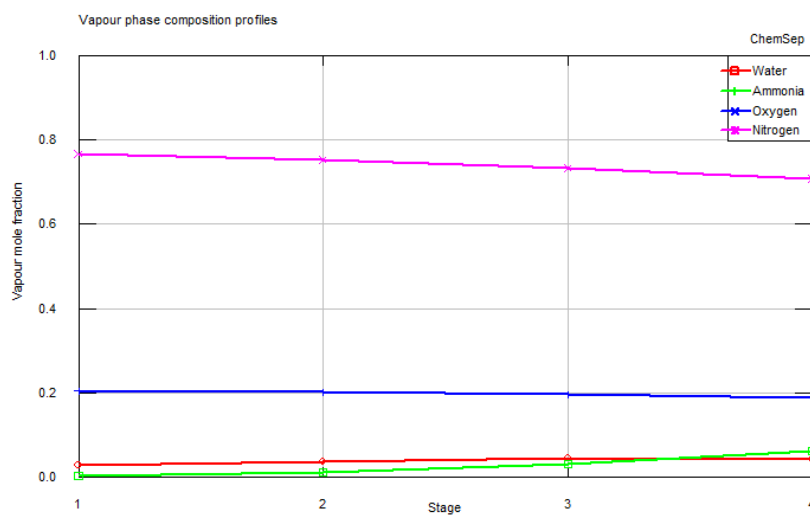


Figura 17: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

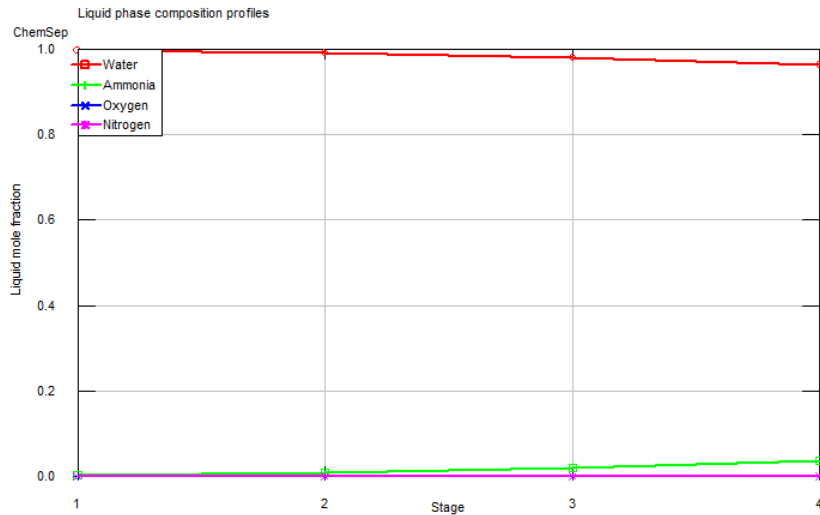


Figura 18: Composição da fase líquida

3.2.3 3ª simulação

Considerando o aumento de 40% em $(L/V)_{min}$ temos que $L = 7651 \text{ kg/h}$.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	26.15	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	44.92	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	1.51	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2822.93	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.7301	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02857	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.52	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.09	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	76.91	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.47	%

Tabela 17: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	33.98	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	7606.08	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	221.99	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.001	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.006	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	7828.07	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54716.1	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01799	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	97.01	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	2.99	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 18: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

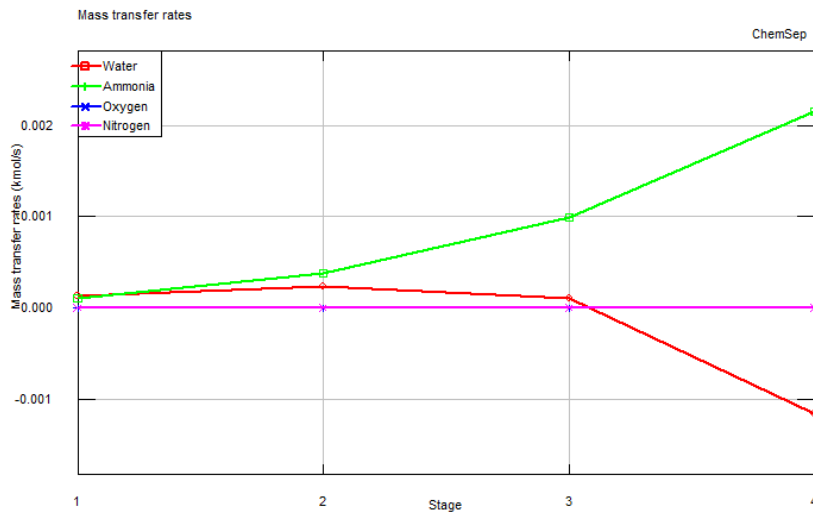


Figura 19: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

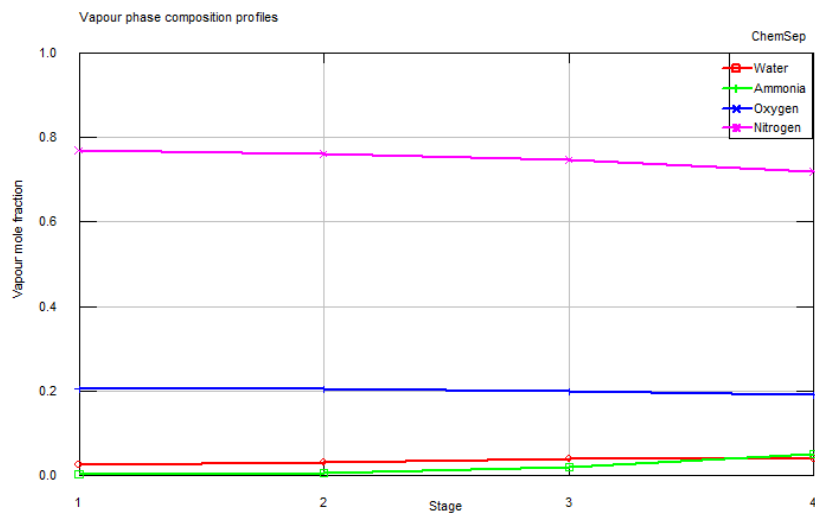


Figura 20: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

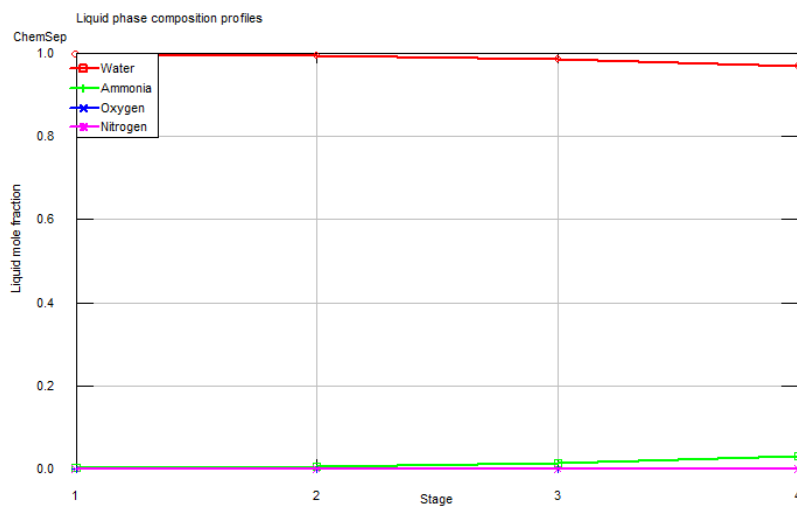


Figura 21: Composição da fase líquida

3.3 Cenário 3

O cenário 3 foi estabelecido para uma torre de absorção que contém 8 pratos teóricos. Os dados obtidos da simulação estão expostos a seguir.

3.3.1 1ª simulação

A partir da estimação de um valor inicial para a vazão mássica de corrente 1, foi desenvolvido o estudo paramétrico na simulação, conforme dados a seguir:

Mass flow stream 1	Mass flow Ammonia stream 4
kg / h	kg / h
4800	210.81234
4810	210.9926
4820	211.17225
4830	211.35129
4840	211.52971
4850	211.70751
4860	211.88466
4870	212.06117
4880	212.23703
4890	212.41222
4900	212.58674

De acordo com a especificação do projeto, a remoção de amônia deve resultar que na corrente 4 a vazão mássica desse componente deve ser de 212.32 kg/h . Assim, dado o estudo paramétrico, teremos que a vazão escolhida para a vazão mássica da corrente 1 é $L = 4885 \text{ kg/h}$, logo, temos que $(L/V)_{min} = 1.628$.

A seguir se encontram os resultados obtidos para o caso:

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	30.967	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	61.14	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	11.17	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2848.81	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.0865	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02841	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	3.38	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.65	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	76.79	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.17	%

Tabela 19: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	35.70	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	4823.86	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	212.32	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0007	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.004	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	5036.19	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54250.3	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01797	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	95.55	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	4.44	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 20: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

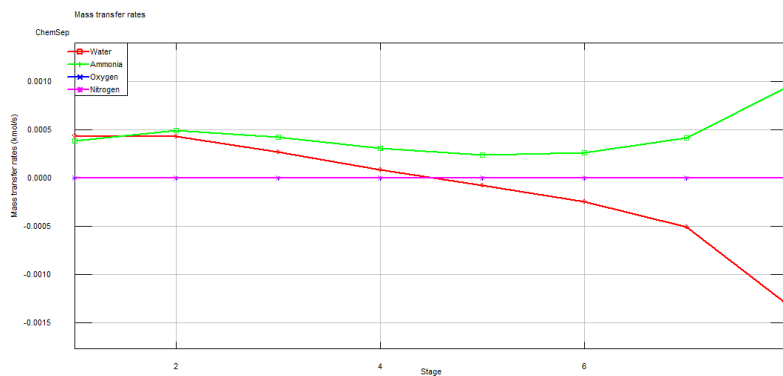


Figura 22: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

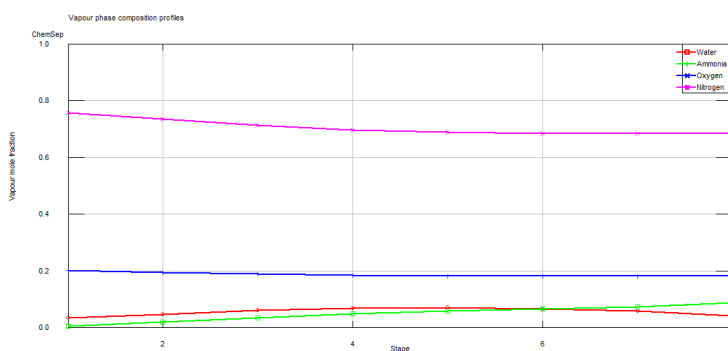


Figura 23: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

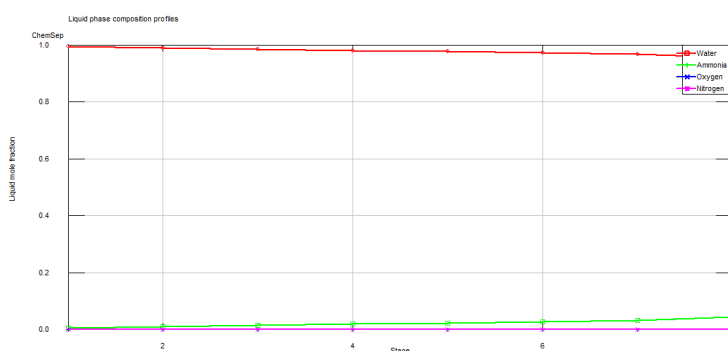


Figura 24: Composição da fase líquida

3.3.2 2ª simulação

A segunda simulação será executada de forma que a razão L/V será aumentada em 20% de $(L/V)_{min}$, logo, assumindo que $L/V = 1,9536$ e, assim, $L = 5862\text{kg/h}$.

Os dados das correntes de saída são apresentados a seguir:

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	25.587	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	43.30	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	0.38	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2820.19	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.8072	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02858	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.43	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.02	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	77.03	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.50	%

Tabela 21: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	36.842	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	5818.69	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	223.11	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0008	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.005	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	6041.81	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54348.9	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01798	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.10	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.89	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 22: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

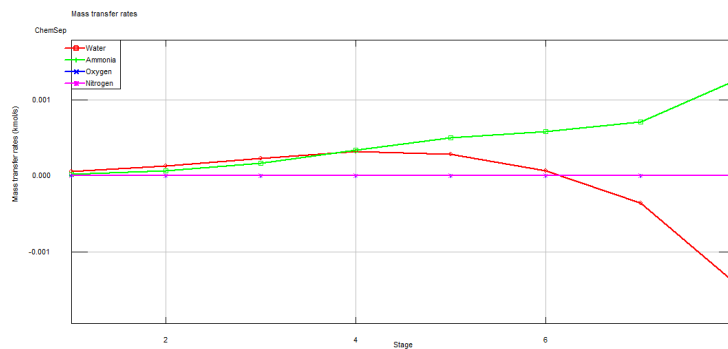


Figura 25: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

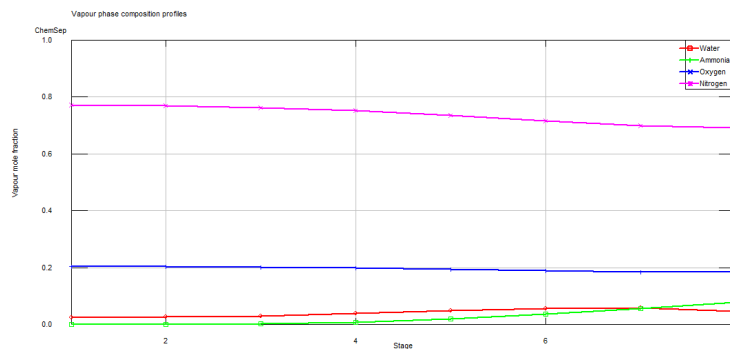


Figura 26: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

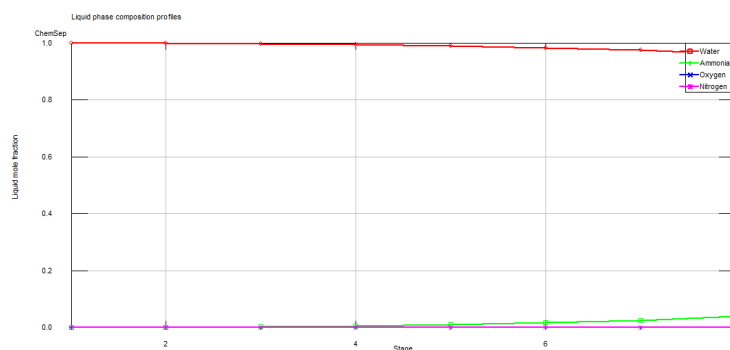


Figura 27: Composição da fase líquida

3.3.3 3ª simulação

Para a terceira simulação, foi executado o incremento de 40% da razão $(L/V)_{min}$. Com isso, o valor de L obtido é igual a 6839 kg/h. Para a nova simulação, foram mantidos todos os parâmetros, exceto a vazão mássica da corrente de solvente (corrente 1). Os resultados estão expostos a seguir.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	25.047	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	41.81	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	0.018	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2818.33	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.881	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02859	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.35	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	$1.08 \cdot 10^{-5}$	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	77.11	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.53	%

Tabela 23: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	35.412	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	6797.19	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	223.47	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0009	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.006	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	7020.67	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54555.6	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01798	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.63	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.36	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 24: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

A taxa de transferência de massa apresentou o comportamento abaixo:

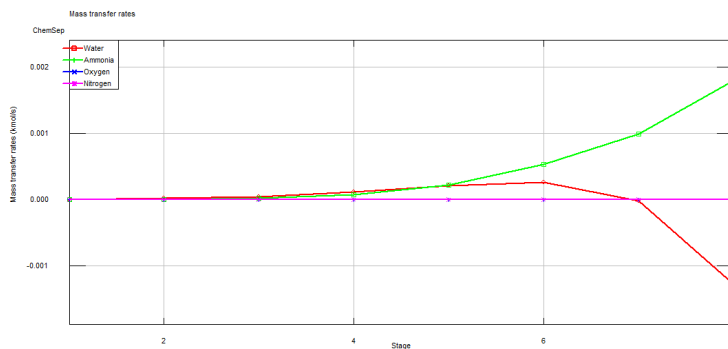


Figura 28: Transferência de massa na coluna

A composição molar da fase gasosa apresentou o comportamento abaixo:

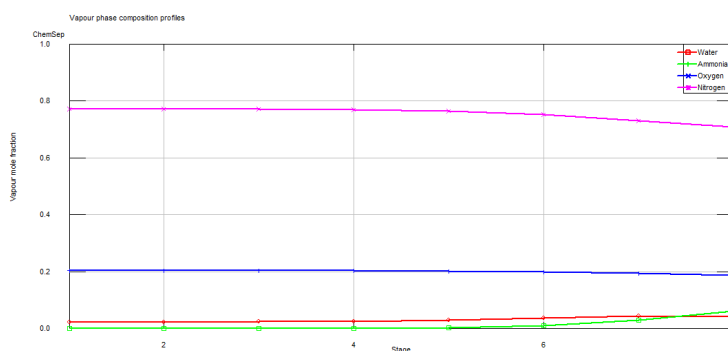


Figura 29: Composição da fase gasosa

A composição molar da fase líquida apresentou o comportamento abaixo:

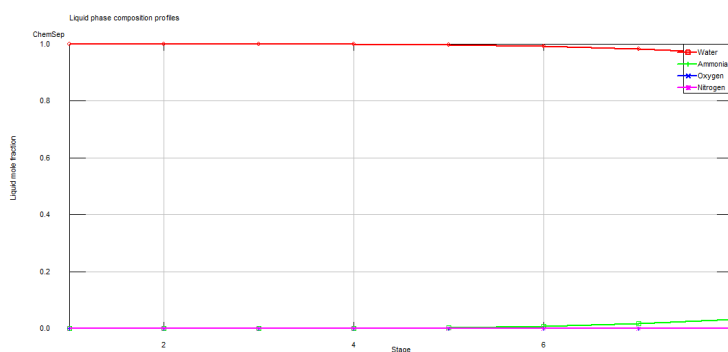


Figura 30: Composição da fase líquida

3.4 Cenário 4

Conforme estabelecido, o cenário 4 será avaliado a partir de uma coluna de absorção contendo 10 pratos teóricos. A seguir estão os dados obtidos nas simulações do sistema.

3.4.1 1ª simulação

Inicialmente o estudo paramétrico foi desenvolvido a partir da alteração da vazão mássica da corrente de água (corrente 1).

Mass flow Water stream 1	Mass flow Ammonia stream 4
kg / h	kg / h
4800	211.27822
4810	211.45911
4820	211.63949
4830	211.81938
4840	211.99877
4850	212.17764
4860	212.356
4870	212.53382
4880	212.71112
4890	212.88788
4900	213.06408

Para que o projeto alcance os objetivos de descontaminação é necessário obter a vazão mássica de amônia na corrente 4 a 212.32 kg/h , assim, o valor da vazão mássica da corrente 1 deve ser de 4855 kg/h , logo, $(L/V)_{min} = 1,618$. A seguir serão exibidos os resultados das correntes de saída na simulação.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	31.1363	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	61.79	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	11.22	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2849.51	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.0646	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02840	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	3.42	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.66	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	75.76	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.17	%

Tabela 25: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	35.67	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	4793.21	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	212.27	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0007	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.004	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	5005.49	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54244.7	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01797	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	95.52	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	4.48	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 26: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

Perfil de transferência de massa dos componentes da coluna:

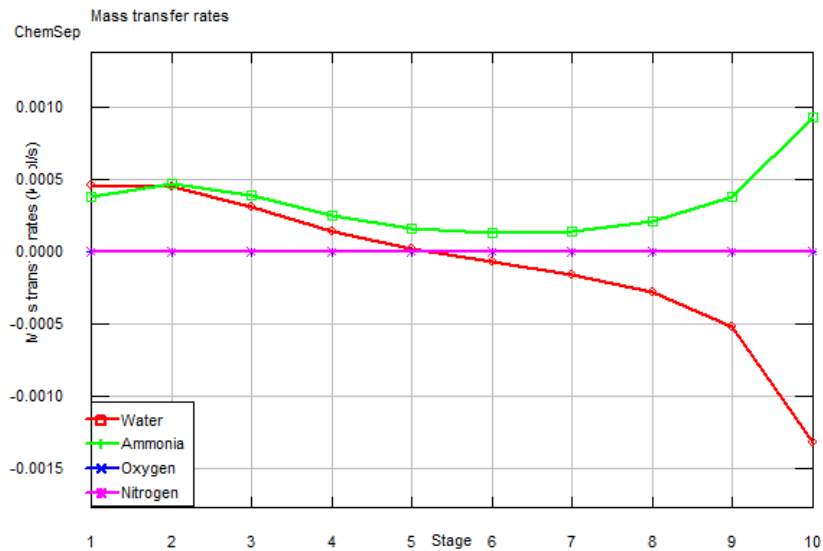


Figura 31: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como a seguir:

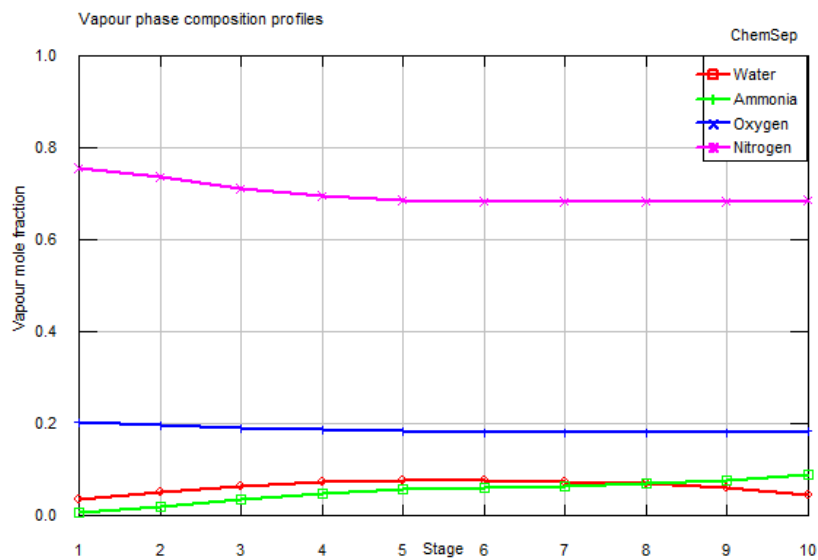


Figura 32: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

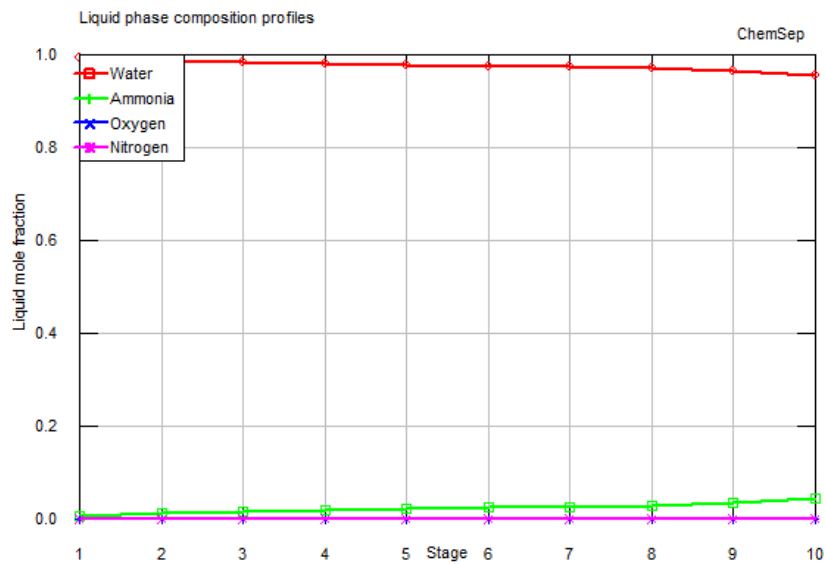


Figura 33: Composição da fase líquida

3.4.2 2ª simulação

A razão L/V será aumentada em 20% de $(L/V)_{min}$, logo, assumindo que $L/V = 1,942$ e, assim, $L = 5826 kg/h$. Os valores obtidos para as correntes de saída da torre estão apresentadas na página seguinte.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	25.15	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	42.09	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	0.06	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2818.66	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.867	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02859	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.37	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0.0036	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	77.10	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.52	%

Tabela 27: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	37.082	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	5783.906	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	223.431	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0008	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.005	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	6007.34	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54331	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01798	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.07	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.93	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 28: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

O perfil de transferência de massa dos componentes da coluna é descrito no seguinte gráfico:

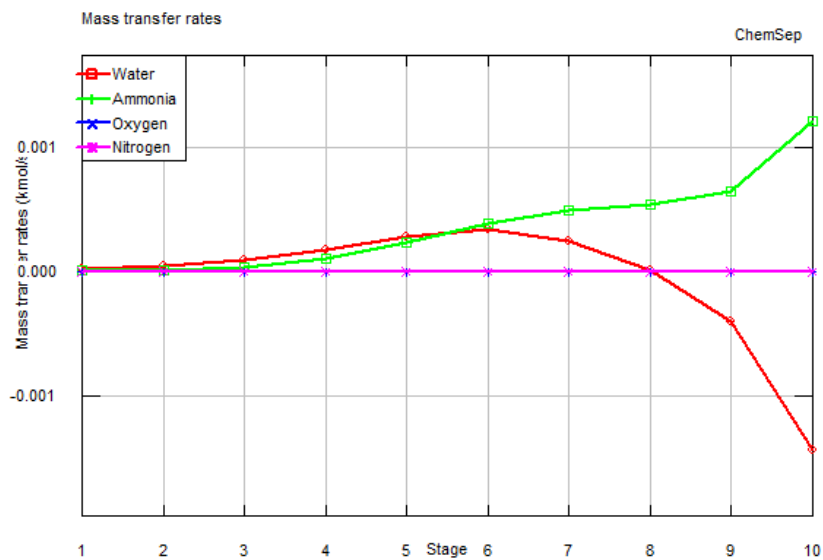


Figura 34: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como segue:

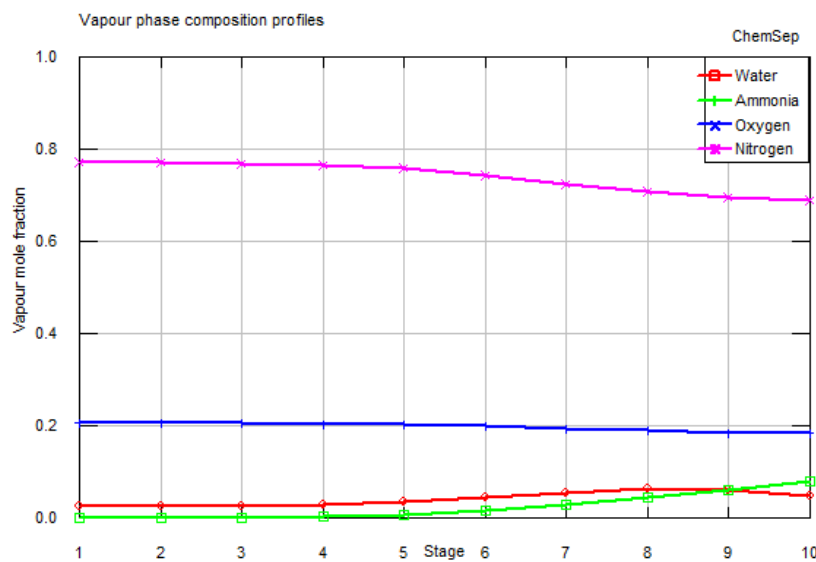


Figura 35: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

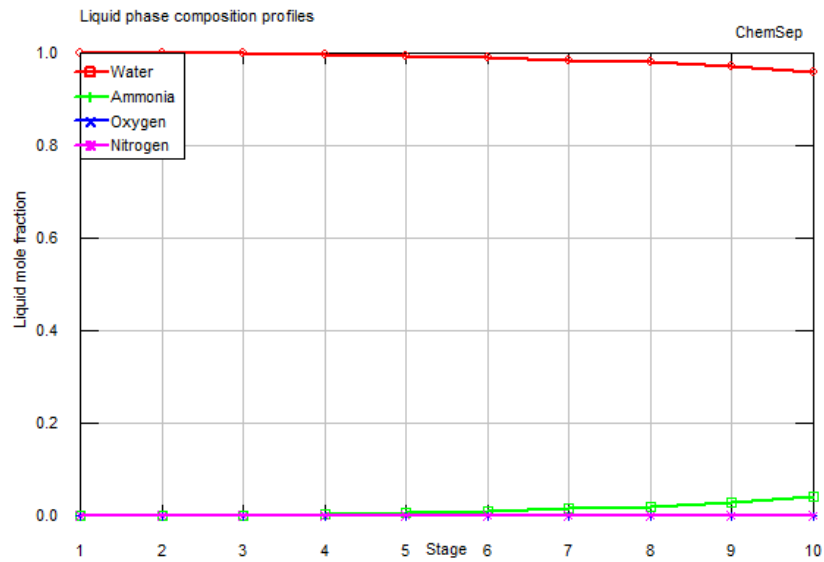


Figura 36: Composição da fase líquida

3.4.3 3ª simulação

Na 3ª simulação, a razão L/V será aumentada em 40% de $(L/V)_{min}$, logo, assumindo que $L/V = 2.266$ e, assim, $L = 6798 \text{ kg/h}$. Os valores obtidos para as correntes de saída da torre estão apresentadas na página seguinte.

Corrente de gás limpo			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_3	Pressão	101.325	kPa
T_3	Temperatura	25.005	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	41.70	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	0.0012	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	2129.13	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	647.37	kg/h
m_G	Fluxo mássico total	2818.20	kg/h
ρ_G	Densidade molar	40.8868	mol/m^3
MW_G	Massa molar	0.02860	kg/mol
y_{H_2O}	Composição molar da água	2.35	%
y_{NH_3}	Composição molar da amônia	0	%
y_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	77.12	%
y_{O_2}	Composição molar de oxigênio	20.53	%

Tabela 29: Composição da corrente 3 - Gás Limpo

Corrente de Amônia dissolvida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
P_4	Pressão	101.325	kPa
T_4	Temperatura	35.485	°C
m_{H_2O}	Fluxo mássico de H_2O	6756.3	kg/h
m_{NH_3}	Fluxo mássico de NH_3	223.49	kg/h
m_{N_2}	Fluxo mássico de N_2	0.0009	kg/h
m_{O_2}	Fluxo mássico de O_2	0.006	kg/h
m_L	Fluxo mássico total	6979.797	kg/h
ρ_L	Densidade molar	54547.1	mol/m^3
MW_L	Massa molar	0.01798	kg/mol
x_{H_2O}	Composição molar da água	96.61	%
x_{NH_3}	Composição molar da amônia	3.38	%
x_{N_2}	Composição molar de nitrogênio	0	%
x_{O_2}	Composição molar de oxigênio	0	%

Tabela 30: Composição da corrente 4 - Amônia dissolvida

O perfil de transferência de massa dos componentes da coluna é descrito no seguinte gráfico:

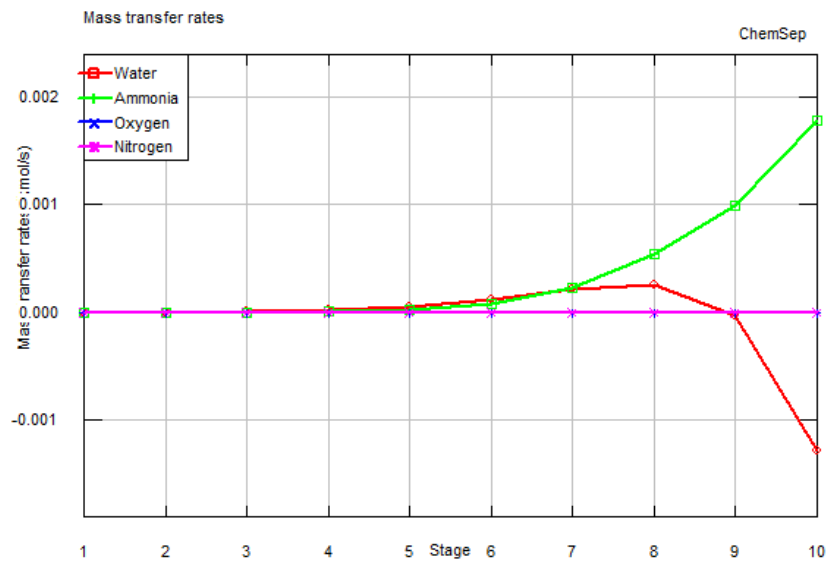


Figura 37: Transferência de massa na coluna

O perfil de composição da fase gasosa é apresentado como segue:

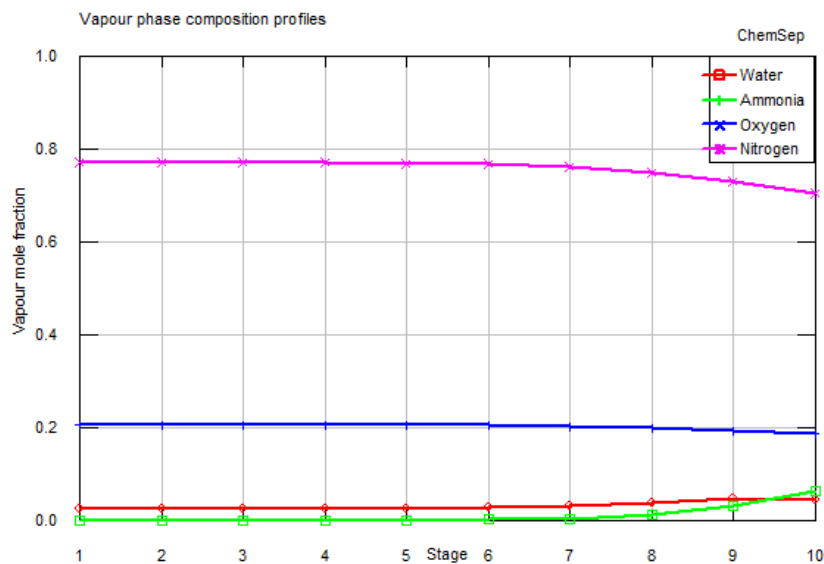


Figura 38: Composição da fase gasosa

A evolução das frações molares na fase líquida é apresentada a seguir:

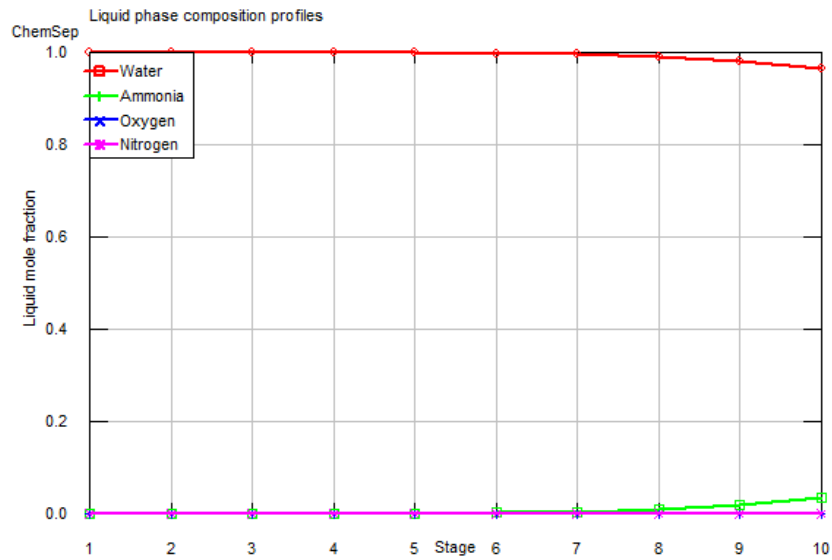


Figura 39: Composição da fase líquida

4 Dimensionamento da Coluna

Em posse do banco de dados simulado no COCO (CAPE OPEN TO CAPE OPEN) System podemos projetar o dimensionamento da coluna para atender aos requisitos especificados para cada um dos cenários. O procedimento aplicado a essa etapa do projeto consistirá em uma demonstração algébrica da análise e posteriormente a utilização do software Matlab para otimização dos cálculos para todos os cenários.

4.1 Demonstração Algébrica

1 - Primeiramente determina-se a velocidade limite a partir da relação entre as densidades das corrente gasosa e corrente líquida. Esse método utiliza a equação de York para estimar a velocidade máxima de ascensão da corrente gasosa.

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (9)$$

Onde $k = 0.23 [ft/s]$.

2 - Em posse da velocidade limite determina-se a área mínima (A_{min}), definida como a menor área capaz de proporcionar a velocidade limite calculada anteriormente a partir do fluxo da corrente gasosa.

$$A_{min} = \frac{m_G}{1097.28\rho_G.v_{lim}} \quad (10)$$

A unidade de área expressa pela equação 6 fornece um valor em m^2 .

3 - Como a torre de absorção possui base cilíndrica, pode-se determinar a partir da equação anterior o diâmetro da coluna.

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4A_{min}}{\pi}} \quad (11)$$

Para trabalharmos com uma margem de segurança operacional na coluna de absorção acrescentaremos um aumento de 20% no diâmetro mínimo obtido anteriormente, assim:

$$D_{real} = 1,2D_{min} \quad (12)$$

E dessa forma temos uma atualização para o valor de área que será utilizada dada por:

$$A = \frac{\pi D_{real}^2}{4} \quad (13)$$

4 - A partir do diâmetro mínimo podemos obter o valor de altura mínima de líquido a partir da tabela abaixo.

Low Liquid Level Height	
Vessel Diameter	Vertical LLL
≤ 4 ft	15 in
6 ft	15 in
8 ft	15 in
10 ft	6 in
12 ft	6 in
16 ft	6 in

Tabela 31: *LLL* para pressões de projeto inferiores a 300 psia.

5 - Determinação de altura para Holdup Time: Essa altura é determinada a partir do nível de líquido que é retirado da coluna quando a alimentação

de corrente líquida é fechada e deixa-se o líquido sair pela coluna. Para um sistema na presença de bombas esse tempo é tabelado para 5 minutos, assim:

$$V_{Holdup} = \frac{m_L}{\rho_L} t_{Holdup} \quad (14)$$

$$h_{Holdup} = \frac{V_{Holdup}}{A_{min}} \quad (15)$$

6 - Determinação de altura para Surge Time: Essa altura é determinada a partir do nível de líquido que é colocado na coluna quando a alimentação de corrente líquida é aberta e é fechada a saída de líquido durante um intervalo de tempo (Surge time). Para um sistema na presença de bombas esse tempo é tabelado para 2 minutos, assim:

$$V_{Surge} = \frac{m_{L1}}{\rho_{L1}} t_{Surge} \quad (16)$$

$$h_{Surge} = \frac{V_{Surge}}{A_{min}} \quad (17)$$

Além das alturas já especificadas até essa etapa do projeto devem também somar uma distância entre os pratos da coluna, afinal, ela deve possuir estrutura física capaz de suportar a quantidade de pratos (N) em cada um dos cenários calculados anteriormente. Assumiremos que a distância entre dois pratos será de 1.5 pés.

Em Towler e Sinnott (2008), é explícito que a estimativa em torno da quantidade de estágios teóricos é baseada no cenário em que o equilíbrio químico é atingido em todos os estágios, o que forneceria a maior eficiência possível. Entretanto, conforme descrito, o equilíbrio químico na prática não é atingido no processo. Assim, se faz necessário corrigir a quantidade real de pratos necessários, por meio da avaliação da eficiência global da coluna.[Towler and Sinnott, 2008]

A eficiência global do processo será considerada em 80%, valor que condiz com o estabelecido para procesos em geral por Towler e Sinnott (2008). Assim, a correção de número de pratos reais para cada cenário é:

$$E_o = \frac{N_{teorico}}{N_{real}} = 0.8 \quad (18)$$

Deve ser escolhido o primeiro número inteiro maior que N_{real} para os casos.

Em posse de todas as alturas, acrescenta-se 0.91 m do primeiro prato até o topo e do último prato até o fundo como uma medida de segurança da coluna, logo:

Avaliação número de pratos real		
Cenário	Teórico	Real
1	2	3
2	4	5
3	8	10
4	10	13

Tabela 32: Correção de número real de pratos para projeto da coluna

$$h_{coluna} = h_{Holdup} + h_{Surge} + h_{LLL} + 0.4572 \frac{(N-1)}{0.8} + 2(0.91) [m] \quad (19)$$

7 - Agora que as dimensões da coluna estão bem definidas, pode-se determinar outros parâmetros como a espessura, tipo de material, e o peso específico.

$$e = \frac{1000P_D \left(\frac{D}{2}\right)}{S_t \cdot E - 0.6P_D} + CA \quad (20)$$

Onde:

- P_D é a pressão de projeto, ou seja, a pressão de operação definida para a torre de absorção. (Pressão da Coluna + 1.8 kgf/cm^2)
- S_t é uma constante que depende do material. Para o projeto em questão será utilizado material de aço carbono. O valor para essa variável é de 1055 para valores de pressão e temperatura moderada
- CA é uma variável referente ao âmbito da segurança, pois ela adiciona uma sobre-espessura para corrosão. Por se tratar de uma operação de serviço limpo, ou seja, de baixa corrosão, adicionaremos 3 mm para a espessura

8 - Com todas as dimensões definidas calcula-se o peso.

$$W = 24.6D[h_{coluna} + 0.8D][e + X] \quad (21)$$

Onde:

X é um fator de complexidade com valor 2 para casos menos complexos e 4 para os casos mais complexos. Por se tratar de uma torre de absorção que opera em grandes fluxos dentro de um intervalo de tempo, assumiremos

$X = 4$. Esse fator possui uma relação diretamente proporcional ao custo, ou seja, quanto maior a complexidade da planta, maior será o custo intrínscico a ela.

9 - Ao final da análise pode-se dizer que o custo da coluna é uma função de todos os parâmetros calculados anteriormente.

$$C = C(h_{coluna}, D, e, P, Material, N_{Pratos}) \quad (22)$$

Esse custo será então dado por:

$$C = -2500 + 200W^{0,6} \quad (23)$$

10 - O custo por prato, considerando o modelo de pratos de válvulas, é descrito pela função em Towler (2008):

$$C_{prato} = 130 + 146D^2 \quad (24)$$

Dessa forma, após trazer esses custos a valor presente, o custo total para a etapa da torre de absorção será dado por:

$$C_{total} = C + N_{pratos} \cdot C_{prato} \quad (25)$$

4.2 Cálculos de custos

Para que fosse feita uma análise de forma otimizada dos custos referentes a todas as simulações realizadas anteriormente optou-se por elaborar uma rotina no Software Matlab capaz de realizar as contas conforme procedimento descrito no item anterior. A rotina está apresentada no Anexo A do projeto.

Cada um dos cenários apresenta inputs distintos para a função, de forma que esses valores foram inseridos no código conforme o cenário especificado.

Os resultados para a simulação em cada cenário estão apresentados nas tabelas a seguir.

Cenário 1			
Variável	1ª simulação	2ª simulação	3ª simulação
v_{lim} [ft/s]	6.7386	6.7307	6.7280
D [m]	0.7821	0.7798	0.7784
A [m ²]	0.4804	0.4776	0.4758
h_{LLL} [m]	0.3810	0.3810	0.3810
V_{Holdup} [m ³]	0.7941	0.9485	1.1026
h_{Holdup} [m]	1.6530	1.9861	2.3172
V_{Surge} [m ³]	0.3067	0.3680	0.4294
h_{Surge} [m]	0.6385	0.7706	0.9024
h_{coluna} [m]	5.0640	5.5293	5.9920
e [mm]	3.4509	3.4495	3.4487
W [kg]	815.5793	879.2816	943.4251
C [\$(2006)]	8666.3	9181.7	9685.8
C_{pratos} [\$(2006)]	438.6	437.6	436.9

Tabela 33: Resultados para o cenário 1

Cenário 2			
Variável	1ª simulação	2ª simulação	3ª simulação
v_{lim} [ft/s]	6.7242	6.6923	6.6855
D [m]	0.7862	0.7813	0.7787
A [m ²]	0.4855	0.4794	0.4762
h_{LLL} [m]	0.3810	0.3810	0.3810
V_{Holdup} [m ³]	0.4786	0.5717	0.6627
h_{Holdup} [m]	0.9858	1.1925	1.3917
V_{Surge} [m ³]	0.1809	0.2171	0.2533
h_{Surge} [m]	0.3726	0.4528	0.5318
h_{coluna} [m]	5.2739	5.5608	5.8390
e [mm]	3.4532	3.4504	3.4489
W [kg]	850.9097	885.7392	922.0190
C [\$(2006)]	8954.1	9233.1	9519.2
C_{pratos} [\$(2006)]	881	876.5	874.1

Tabela 34: Resultados para o cenário 2

Cenário 3			
Variável	1ª simulação	2ª simulação	3ª simulação
v_{lim} [ft/s]	6.7253	6.6536	6.6591
D [m]	0.7883	0.7793	0.7779
A [m ²]	0.4881	0.4769	0.4752
h_{LLL} [m]	0.3810	0.3810	0.3810
V_{Holdup} [m ³]	0.4305	0.5152	0.5964
h_{Holdup} [m]	0.8820	1.0803	1.2551
V_{Surge} [m ³]	0.1617	0.1940	0.2264
h_{Surge} [m]	0.3313	0.4069	0.4764
h_{coluna} [m]	7.4147	7.6886	7.9330
e [mm]	3.4545	3.4492	3.4484
W [kg]	1163.1	1187	1219.4
C [\$(2006)]	11317	11486	11714
C_{pratos} [\$(2006)]	1765.8	1749.3	1746.5

Tabela 35: Resultados para o cenário 3

Cenário 4			
Variável	1ª simulação	2ª simulação	3ª simulação
v_{lim} [ft/s]	6.7280	6.6465	6.6569
D [m]	0.7886	0.7788	0.7778
A [m ²]	0.4885	0.4763	0.4751
h_{LLL} [m]	0.3810	0.3810	0.3810
V_{Holdup} [m ³]	0.4279	0.5125	0.5931
h_{Holdup} [m]	0.8760	1.0759	1.2483
V_{Surge} [m ³]	0.1607	0.1929	0.2250
h_{Surge} [m]	0.3290	0.4049	0.4736
h_{coluna} [m]	8.5495	8.8252	9.0664
e [mm]	3.4546	3.4490	3.4484
W [kg]	1327.7	1348.3	1380.7
C [\$(2006)]	12459	12597	12814
C_{pratos} [\$(2006)]	2208	2185.5	2183.3

Tabela 36: Resultados para o cenário 4

5 Trocador de Calor

O trocador de calor será colocado depois do sistema de bombeamento e antes da entrada na coluna, assim, ele receberá a corrente líquida de água que atuará como solvente na etapa de absorção da coluna. O trocador de calor utilizará como fluido refrigerante *chilled water* com entrada a $T_1 = 10\text{ }^\circ\text{C}$ e saída $T_2 = 15\text{ }^\circ\text{C}$, de forma a garantir uma corrente de entrada na coluna de $t_2 = 25\text{ }^\circ\text{C}$ e que entrou no trocador a $t_1 = 70\text{ }^\circ\text{C}$.

A primeira etapa para o projeto do trocador de calor será a elaboração das especificações de corrente, fornecendo seus valores de temperatura e fluxos. O trocador de calor será modelado em modo contracorrente.

O modelo do trocador em contracorrente está apresentado abaixo:

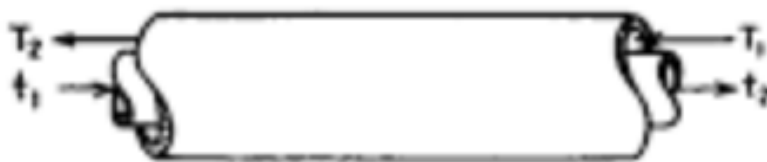


Figura 40: Esboço do trocador em contracorrente

5.1 Demonstração Algébrica

Do balanço de energia temos que:

$$m_{cw} \cdot c_{p_{cw}} T_1 + m_L \cdot c_{p_L} t_1 = m_{cw} \cdot c_{p_{cw}} T_2 + m_L \cdot c_{p_L} t_2 \quad (26)$$

Portanto,

$$m_{cw} = \frac{m_L \cdot c_{p_L} (t_1 - t_2)}{c_{p_{cw}} (T_2 - T_1)} \quad (27)$$

Em posse das propriedades das correntes do trocador podemos calcular a quantidade energia necessária para que se atenda as condições de troca térmica desejadas. A equação que descreve esse procedimento está apresentada abaixo.

$$Q = U A F_T \Delta T_{ml} \quad (28)$$

Onde,

1 - Q : Quantidade de calor trocado.

$$Q = m_{cw} \cdot c_{p_{cw}} \cdot (T_2 - T_1) \quad (29)$$

2 - O coeficiente global de troca térmica é dado por:

$$U = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + r_c + r_f \quad (30)$$

Sendo h_c o coeficiente individual de transmissão de calor para o fluido quente (corrente líquida), r_c uma resistência pelas incrustações que se depositam no lado quente, denominada fator de depósito, h_f o coeficiente individual de transmissão de calor para o fluido frio (*chilled water*) e r_f a resistência do fluido frio.

3 - A : Área de troca térmica a ser modelada para o trocador de calor.

4 - F_t : Fator de correção dado por uma função da configuração do trocador e do número de carcaças. O fator de correção pode ser determinado graficamente ou via equação abaixo.

$$F_T = \frac{\sqrt{2}W_1}{\ln \frac{\frac{1}{W_1} + \frac{1}{\sqrt{2}}}{\frac{1}{W_1} - \frac{1}{\sqrt{2}}}} \quad (31)$$

Onde,

$$W_1 = \frac{P}{N - N \cdot P} \quad (32)$$

Sendo N o número de carcaças a ser modelado para obtenção do menor custo e P dado por:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (33)$$

Ou seja, P é uma relação percentual entre a quantidade de energia que foi trocada para resfriar a corrente líquida e a quantidade de energia total para a troca.

ΔT_{ml} : Função que expressa a diferença de temperatura entre as correntes do trocador.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (34)$$

Dessa forma, para cada um dos cenários teremos as seguintes correntes especificadas:

Corrente Líquida			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
m_L	Vazão mássica	Variável	kg/h
t_1	Temperatura na entrada	70	$^{\circ}C$
t_2	Temperatura na saída	25	$^{\circ}C$

Tabela 37: Corrente de solvente na entrada no trocador

Corrente de Chilled Water			
Variável	Descrição	Valor	Unidade
m_t	Vazão mássica	Variável	kg/h
T_1	Temperatura na entrada	10	$^{\circ}C$
T_2	Temperatura na saída	15	$^{\circ}C$

Tabela 38: Corrente de água de resfriamento na entrada no trocador

5.2 Cálculos de custos

Nessa etapa iremos realizar os cálculos de custo de acordo com a modelagem descrita na demonstração algébrica para cada um dos cenários. Para otimizar o processo foi utilizado o código no Software Matlab descrito no Anexo B do relatório.

Em todas as simulações de todos os cenários, o modelo utilizado divergiu para número irreais de Área e número de tubos para trocador de calor com uma e duas carcaças, desta forma, foram feitas as simulações para todos os cenários com três, quatro e cinco carcaças.

A tabela a seguir demonstra o procedimento utilizado, quais parâmetros foram achados e levados em conta para o cálculo do custo. Os cálculos de custo foram realizados com base no encontrado em Towler e Sinnott (2008).

Cenário 1 (3 carcaças)			
Variáveis	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
ΔT_{ml}	30.79	30.79	30.79
F_T	0.8	0.8	0.8
$m_{CW} (kg/h)/10^5$	0.84	1.00	1.17
$Q (kJ/h)/10^6$	1.69	2.03	2.37
$Area (m^2)$	19.02	22.82	26.63
$Numero Tubos (3/4")$	53	63	73
$Custo [\$](2007)$	4304.5	4863.2	5417.3

Cenário 1 (4 carcaças)			
Variáveis	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
ΔT_{ml}	30.79	30.79	30.79
F_T	0.9	0.9	0.9
$m_{CW} (kg/h)/10^5$	0.84	1.00	1.17
$Q (kJ/h)/10^6$	1.69	2.03	2.37
$Area (m^2)$	16.99	20.39	23.79
$Numero Tubos (3/4")$	47	56	65
$Custo [\$](2007)$	4004.7	4506.7	5004.5

Cenário 1 (5 carcaças)			
Variáveis	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
ΔT_{ml}	30.79	30.79	30.79
F_T	0.94	0.94	0.94
$m_{CW} (kg/h)/10^5$	0.84	1.00	1.17
$Q (kJ/h)/10^6$	1.69	2.03	2.37
$Area (m^2)$	16.29	19.54	22.8
$Numero Tubos (3/4")$	45	54	63
$Custo [\$](2007)$	3899.9	4382.1	4860.3

Tabela 39: Custo trocador de calor no cenário 1

Esta simulação foi repetida para os quatro cenários, de forma que foi possível chegar à conclusão de que, para todos os cenários, o trocador de calor com cinco carcaças era o que apresentava o menor custo para todas as simulações. Na tabela abaixo estão os custos simulados para o trocador de calor com cinco carcaças em cada cenário.

Custo por cenário do trocador de calor com 5 carcaças [\$(2007)]			
Cenários	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
<i>Cenario 1</i>	3899.9	4382.1	4860.3
<i>Cenario 2</i>	2894.3	3186.3	3476
<i>Cenario 3</i>	2738.2	3000.7	3261
<i>Cenario 4</i>	2730.1	2991.1	3250.1

Tabela 40: Custos trocador de calor com 5 carcaças

Em termos de perda de carga para o trocador de calor define-se um valor de 0.7 kgf/cm^2 para fluidos moderadamente viscosos.

6 Sistema de Controle

6.1 Definição das variáveis controladas e manipuladas

O sistema de controle visa manter as condições necessárias dos inputs para que o processo não sofra variações muito grandes e possa funcionar sempre em volta de seu ponto ideal, garantindo assim a eficiência desejada.

Desta forma, para garantir tais condições, foram implementados na entrada de Chilled Water uma válvula e um sensor de temperatura, para que a água esteja sempre na temperatura ideal. Na corrente de gás contaminado foi implementado um sensor de vazão que envia o sinal para um controlador implementado junto a uma válvula na corrente de solvente, para que a vazão de líquido seja aquela desejada para que se mantenha o $(L/V)_{min}$, já que a vazão mássica de vapor na entrada da coluna não é controlada. A vazão de líquido na entrada da coluna é a variável manipulada que influencia nesta razão.

Assim, é possível separar as variáveis do processo em duas categorias, variáveis manipuladas (as que serão afetadas diretamente pela ação do controlador) e as variáveis controladas (as que serão mantidas no padrão desejado a partir da ação do controlador nas variáveis manipuladas).

Variáveis Processo	
Variável Controlada	$(L/V)_{min}$
Variável Manipulada	Vazão Entrada coluna
Variável Controlada	Temperatura entrada coluna
Variável Manipulada	Vazão Chilled Water

Equipamentos de controle	
FC-01	Controlador de vazão de corrente solvente
FI-01	Sensor de vazão de corrente gás contaminado
FCV-001	Válvula para corrente solvente
FC-02	Controlador de vazão de Chilled Water
TI-02	Sensor de temperatura líquido entrada controlador
FCV-002	Válvula para corrente de Chilled Water

A perda de carga para a válvula do sistema de controle definida anteriormente é dada por $0.7kgf/cm^2$ ou 20% da perda de carga de todo o sistema exceto a válvula. Por se tratar de um sistema de pouca perda de carga, o valor de $0.7kgf/cm^2$ será o maior dado para essa variável, assim, essa perda de carga será adotada para modelar o sistema de bombeamento.

6.2 Sistema de segurança

A determinação de ações para garantir a segurança do projeto perpassa todas as definições estabelecidas. O objetivo do sistema de segurança deve ser priorizado, de forma a minimizar os riscos presentes na planta.

Considerando o sistema exposto, é necessário adotar uma série de medidas para garantir a segurança do processo. A partir da avaliação do sistema e os possíveis riscos, são propostos os seguintes alarmes:

- Alarme de Nível: será instalado alarme de nível na base da coluna de absorção, de forma que será possível verificar níveis abaixo do normal (LAL) e acima do normal (LAH) estabelecido para o nível de acúmulo de fundo da coluna;
- Alarme de Vazão: proposta de instalação de alarme de baixa vazão (FAL) para a corrente de água de resfriamento e para a corrente de solvente, pois ambas atuam diretamente na eficiência e segurança do processo;

- Alarme de Pressão: será instalado alarme de alta pressão (PAH) e muito alta pressão (PAHH) nos indicadores de pressão no comprimento da coluna, dado que é necessário agir caso a pressão se eleve de forma a atingir a pressão de desenho estabelecida.

No caso de atuação de encravamento, foi estabelecida a seguinte proposta:

- Encravamento por pressão muito alta: Relacionado ao alarme de muito alta pressão (PAHH), o encravamento SE-1 deverá atuar sobre a válvula de controle do fluxo de gás contaminado, promovendo o fechamento da válvula quando houver o acionamento de PAHH.

7 Sistema de Tubulação

O dimensionamento do sistema de tubulação no projeto deve levar em conta os fatores de espaçamento entre equipamentos em uma mesma linha de tubos, bem como a otimização entre o diâmetro interno dos tubos, velocidade de escoamento e perda de carga decorrente do transporte de fluido.

7.1 Avaliação do diâmetro da tubulação

Conforme descrito em Towler e Sinnott (2008), o diâmetro da tubulação para a planta química pode ser estimado a partir da velocidade típica apresentada [Towler and Sinnott, 2008]. Esta velocidade deve ser estimada a fim de evitar corrosão e minimizar a perda de carga. No caso em questão, o dimensionamento será realizado de acordo com a fase presente em cada corrente.

Para as correntes líquidas - corrente de solvente e corrente de solução de amoníaco - a velocidade de escoamento será considerada em 2 *m/s*. Conforme avaliado anteriormente, a vazão mássica da corrente solvente varia de 1297 *kg/h* no cenário 1 até 4855 *kg/h* no cenário 4, sendo que em todos a densidade da corrente solvente é constante igual a 55912.8 *mol/m³* ou 1007.28 *kg/m³*. A partir desse valor será obtido o diâmetro da tubulação, como segue:

$$Q = \frac{m_{H_2O}}{MW_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}} = v \cdot S \quad (35)$$

$$S = \frac{m_{H_2O}}{MW_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \cdot v} = \frac{\pi d_1^2}{4} \quad (36)$$

$$d_l = \sqrt{\frac{4 \cdot \tilde{m}_{H_2O}}{\pi \cdot MW_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \cdot v}} \quad (37)$$

Em que S é a área de seção transversal do tubo utilizado e d o diâmetro interno estimado para a tubulação.

A corrente de solução de amônia apresenta, em todos os casos, vazão mássica total ligeiramente maior que a vazão mássica de entrada de solvente. Dado que a perda de carga na corrente líquida após a absorção não interfere no processo, então o diâmetro de tubulação será mantido como determinado para a corrente de solvente.

A partir do valor obtido para o diâmetro interno da tubulação, é necessário aproximar o valor para o diâmetro comercial mais próximo, maior que o valor obtido do dimensionamento.

Cenário 1				
Simulação	$m_{H_2O}(kg/h)$	d (mm)	d (pol)	$d_{tubulacao}(pol)$
Simulação 1	9265	40.33	1.59	2
Simulação 2	11118	44.18	1.74	2
Simulação 3	12971	47.72	1.88	2
Cenário 2				
Simulação	$m_{H_2O}(kg/h)$	d (mm)	d (pol)	$d_{tubulacao}(pol)$
Simulação 1	5465	30.97	1.22	1. 1/2
Simulação 2	6558	33.93	1.34	1. 1/2
Simulação 3	7651	36.65	1.44	1. 1/2
Cenário 3				
Simulação	$m_{H_2O}(kg/h)$	d (mm)	d (pol)	$d_{tubulacao}(pol)$
Simulação 1	4885	29.28	1.15	1. 1/2
Simulação 2	5862	32.08	1.26	1. 1/2
Simulação 3	6839	34.65	1.36	1. 1/2
Cenário 4				
Simulação	$m_{H_2O}(kg/h)$	d (mm)	d (pol)	$d_{tubulacao}(pol)$
Simulação 1	4855	29.19	1.15	1. 1/2
Simulação 2	5826	31.98	1.26	1. 1/2
Simulação 3	6798	34.55	1.36	1. 1/2

Tabela 41: Diâmetro estimado para tubulação em cada cenário

Para as correntes gasosas - Corrente de gás contaminado com amônia e corrente de gás tratado - a velocidade de escoamento esperada é de 15 m/s a 30 m/s . Para o cálculo de diâmetro da tubulação de gases, será selecionada a velocidade 20 m/s .

$$d_g = \sqrt{\frac{4 \cdot m_{NH_3}}{\pi \cdot MW_{NH_3} \rho_{NH_3} \cdot v}} \quad (38)$$

Dado que a vazão mássica da corrente contaminada m_{NH_3} é constante, bem como a densidade, igual a 1.109 kg/m^3 , então há apenas uma solução para o diâmetro da tubulação para a corrente gasosa. $d_g = 218.7 \text{ mm} = 8.61''$. Assim, será necessário tubulação de 8'' de diâmetro para as correntes de gás na planta. O mesmo resultado será aplicado na corrente de gás tratado, sem perdas de eficiência para o processo.

7.2 Dimensionamento do comprimento da tubulação

A tubulação utilizada para a corrente de água (solvente) levará em consideração o distanciamento de 40 m entre cada um dos equipamentos, assim, considerando que na linha há uma bomba, um trocador de calor, a coluna de absorção e devemos considerar a tubulação de condução de água na entrada da bomba, temos que:

$$L = 40 + 40 + 40 + h_{coluna}$$

$$L = 120 + h_{coluna} \quad (39)$$

Na linha de fornecimento de água para o processo, a avaliação da perda de carga referente à tubulação leva em conta as perdas por atrito com a parede dos tubos e também os presentes acidentes na linha, como a presença de válvulas, mudanças de direção da tubulação, reduções e ampliações de diâmetro.

A estimativa de perdas de carga devido a acidentes na tubulação é descrita em Towler (2008). O método estima o comprimento equivalente da perda de carga devido a cada tipo de acessório adicionado e relaciona com o diâmetro da tubulação [Towler and Sinnott, 2008]. Para o caso em questão, será considerado que após a bomba o sistema apresenta 2 joelhos 90°, uma redução de diâmetro na entrada e uma ampliação de diâmetro na saída.

Comprimento equivalente de tubulação			
Acessório	Razão diâmetro	Diâmetro (pol)	$L_{equivalente}(m)$
Joelhos 90°	2 X 40	1.1/2	3.048
Redução entrada	25	1.1/2	0.952
Ampliação saída	50	1.1/2	1.905
Joelhos 90°	2 X 40	2	4.064
Redução entrada	25	2	1.27
Ampliação saída	50	2	2.54

Assim, nos cenários em que o diâmetro interno do tubo for de 1.1/2", será acrescentado 5.905 m ao comprimento do tubo, enquanto que nos casos nos quais o diâmetro adequado for de 2", será acrescentado 7.874 m ao comprimento final

A perda de carga da tubulação em $[kgf/m^2]$ está associada ao seu comprimento total com a relação indicada abaixo.

$$L_{total} = L + L_{equivalente}$$

$$\Delta P_{tubulacao} = \frac{2}{1000} L_{total} \quad (40)$$

A partir das equações apresentadas acima, é possível determinar a perda de carga em cada um dos cenários, conforme exposto na tabela a seguir.

Cenário 1				
Simulação	d (pol)	L (m)	$L_{equivalente}(m)$	$\Delta P(kgf/m^2)$
Simulação 1	2	125.064	7.874	0.266
Simulação 2	2	125.5293	7.874	0.267
Simulação 3	2	125.992	7.874	0.268
Cenário 2				
Simulação	d (pol)	L (m)	$L_{equivalente}(m)$	$\Delta P(kgf/m^2)$
Simulação 1	1.1/2	125.2739	5.905	0.262
Simulação 2	1.1/2	125.5608	5.905	0.263
Simulação 3	1.1/2	125.839	5.905	0.263
Cenário 3				
Simulação	d(pol)	L (m)	$L_{equivalente}(m)$	$\Delta P(kgf/m^2)$
Simulação 1	1.1/2	127.4147	5.905	0.267
Simulação 2	1.1/2	127.6886	5.905	0.267
Simulação 3	1.1/2	127.933	5.905	0.268
Cenário 4				
Simulação	d(pol)	L (m)	$L_{equivalente}(m)$	$\Delta P(kgf/m^2)$
Simulação 1	1.1/2	128.5495	5.905	0.269
Simulação 2	1.1/2	128.8252	5.905	0.269
Simulação 3	1.1/2	129.0664	5.905	0.269

Tabela 42: Perda de carga devido a tubulação em cada cenário

7.3 Cálculo de custo

A determinação do custo de processo passa pela definição de custo de tubulação. Um fator importante nesse cálculo é definir o material que será utilizado para a tubulação, conforme características de acidez, alcalinidade,

corrosividade, temperatura e viscosidade do fluido transportado. Para as correntes de água (solvente e água de resfriamento), amônia gasosa e solução de amoníaco, a tubulação será construída em aço carbono.

Em Towler e Sinnott (2008), o custo com tubulação, em dólares, é determinado conforme a equação, para tubulações até 8" em aço carbono na base de Janeiro de 2006:

$$\frac{C}{L} = 880.d^{0,74} \quad (41)$$

Em que d é o diâmetro interno, em metros e L é o comprimento estimado para a tubulação em metros. A relação acima apresentada estima os custos referentes a tubulação, válvulas, juntas, tintas e isolamentos, sendo desnecessário recalculá-los com tais itens.

A tabela a seguir demonstra os resultados para a estimação de custo com tubulação para cada cenário proposto.

Cenário 1			
Simulação	d (pol)	L (m)	Custo (\$)
Simulação 1	2	125.064	12132.61
Simulação 2	2	125.5293	12177.75
Simulação 3	2	125.992	12222.63
Cenário 2			
Simulação	d (pol)	L (m)	Custo (\$)
Simulação 1	1.1/2	125.2739	9822.629
Simulação 2	1.1/2	125.5608	9845.125
Simulação 3	1.1/2	125.839	9866.938
Cenário 3			
Simulação	d (pol)	L (m)	Custo (\$)
Simulação 1	1.1/2	127.4147	9904.48
Simulação 2	1.1/2	127.6886	10011.96
Simulação 3	1.1/2	127.933	10035.83
Cenário 4			
Simulação	d (pol)	L (m)	Custo (\$)
Simulação 1	1.1/2	128.5495	10079.47
Simulação 2	1.1/2	128.8252	10101.08
Simulação 3	1.1/2	129.0664	10120.00

Tabela 43: Custo estimado para tubulação em cada cenário

8 Sistema de bombeamento

A ideia principal para o projeto está na implementação de uma planta química com objetivo de reduzir os custos. Pensando primeiramente nesse aspecto, podemos definir que uma bomba que pode vir a ser estudada para atender o projeto é a bomba centrífuga, pois no mercado é o tipo de bomba que apresenta o menor custo.

Além dos requisitos de custo é preciso verificar se a bomba atende as condições de operação da planta. As bombas centrífugas conseguem operar desde uma quantidade pequena de vazão até milhares de m^3/h em um intervalo muito forte de pressões. Como no estudo indicado nesse relatório as pressões estão em torno de 1 atmosfera e as vazões máximas estudadas ficaram na faixa de $12000 m^3/h$, pode-se considerar a utilização dessa bomba.

8.1 Bomba Centrífuga e suas características

O sistema de bombeamento depende da altura da coluna como indicado na imagem abaixo:

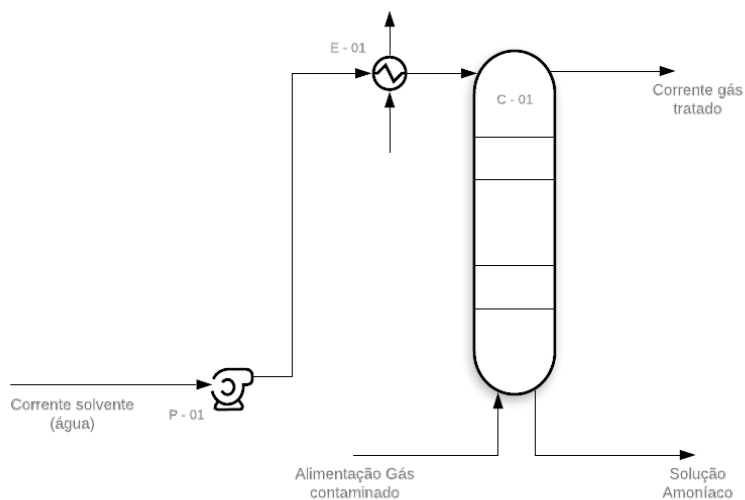


Figura 41: Sistema de bombeamento

A partir da Equação de Bernoulli temos que:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{V_2^2}{2g} + h_{coluna} + \sum mca \quad (42)$$

Como o diâmetro da tubulação é constante durante todo o percurso da corrente líquida, temos que:

$$P_1 = P_2 + \rho \cdot g \cdot (h_{coluna} + \sum mca) \quad (43)$$

Onde $\sum mca$ refere-se ao somatório de perdas de carga após a bomba.

Dessa forma, temos que esse somatório de perdas de carga estão atrelados à tubulação utilizada, o trocador de calor e o atuador da malha de controle (válvula).

$$\sum mca = (\Delta P_{trocador} + \Delta P_{valvula} + \Delta P_{tubulacao}) \cdot 10^{-3} \quad (44)$$

Onde todas as unidades de pressão estão em kgf/m^2 .

Determinada a pressão na saída da bomba é possível calcular o diferencial de pressão que ela deve fornecer desde a aspiração do líquido até a sua saída.

$$\Delta P = P_1 - P_{entrada} \quad (45)$$

Onde $P_{entrada} = 1 \text{ atm}$.

Em posse do diferencial de pressão que a bomba deve oferecer podemos determinar a sua potência com uma relação entre seu fluxo volumétrico e o diferencial de pressão.

$$W_{absorvida} = \frac{m_L}{\rho_L} \Delta P \quad (46)$$

A última etapa consiste na determinação da eficiência da bomba. Cada bomba possui uma curva característica H (m) vs Q (m^3/h) que é capaz de identificar os pontos de vazão e carga que a bomba deve fornecer. A partir desses valores é possível encontrar a eficiência da bomba (η) e então determinar a sua potência hidráulica.

Como no primeiro momento não estamos em posse da curva da bomba por estarmos na fase de modelagem, assumiremos um valor de (η)=70% e então calcularemos os parâmetros da bomba. Ao final, para se atender tais condições de vazão, altura de coluna de água e eficiência deveremos modelar o diâmetro do rotor da bomba.

$$W = \frac{W_{absorvida}}{\eta} \quad (47)$$

E por último determina-se a potência do motor elétrico da bomba dada por:

$$W_{motor} = \frac{W}{\eta_{motor}} \quad (48)$$

Sendo η_{motor} um valor entre (90-95%). Para o estudo consideraremos em um cenário mais conservador uma bomba com a menor eficiência do motor, assim, $\eta_{motor} = 90\%$.

8.2 Cálculo de custo do sistema de bombeamento

O custo da bomba é obtido através de dois fatores, explicitados em Towler e Sinnott (2008)

- Fluxo oferecido pela bomba

$$C = 3300 + 48.Q^{1,2} \quad (49)$$

- Potência do motor (kW)

$$C = 920 + 600.W^{0,7} \quad (50)$$

8.3 Resultados da simulação

A simulação para a determinação do custo da bomba por cenário de simulação foi feita a partir da otimização no Software Matlab com a rotina apresentada no Anexo C.

Custos do Sistema de bombeamento (\$)			
Cenários	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Cenário 1	4728.7	4825.1	4922.4
Cenário 2	4547.8	4608.6	4669.9
Cenário 3	4519.1	4574.3	4630.0
Cenário 4	4517.6	4572.6	4628.0

Tabela 44: Custo da bomba por cenário de simulação em 2006

9 Avaliação integrada dos cenários expostos

Conforme descrito no decorrer do projeto, os custos para cada equipamento está atrelado a algum ano em específico, dessa forma, esse custo deve ser trazido a valor presente de forma a fornecer um valor real e em mesma base de cálculo para comparação.

Para determinação do valor presente de um determinado custo devemos trazer no decorrer do tempo a taxa de custo (i) desse ano, ou seja, a valorização ou desvalorização da moeda.

O raciocínio consiste em buscar um dado de custo (C_n) em um determinado ano (n) no passado e trazer para o ano de 2021 (C_{2021}), para isso, utilizaremos da fórmula de valor presente, conforme descrito em Towler e Sinnott (2008).

$$C_{2021} = C_n \cdot \frac{i_{custo2021}}{i_{custon}} \quad (51)$$

Os índices de custo para cada ano estão apresentadas na tabela abaixo de acordo com a *Chemical Engineering Plant Cost Index* - CEPCI.

Índice de Custo	
Ano (n)	i_{custon}
2006	499.6
2007	525.4
2021	702.3

Tabela 45: Índice de custo por ano

Dessa forma, uma visão geral para o projeto em termos de custos por simulação está apresentada na tabela abaixo.

Observação: A geração dos dados foi feita a partir do código no Anexo D.

Cenário 1			
Equipamento	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Custo da Coluna	12799.0	13522.0	14230.0
Custo do Trocador	5213.0	5875.5	6496.7
Custo da Bomba	6647.2	6782.8	6919.5
Custo da Tubulação	17055.0	17119.0	17182.0
Custo Total	41714.0	43281.0	44828.0

Tabela 46: Custo ajustado para 2021

Cenário 2			
Equipamento	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Custo da Coluna	13825.0	14211.0	14610.0
Custo do Trocador	3868.8	4259.1	4646.4
Custo da Bomba	6393.0	6478.4	6564.6
Custo da Tubulação	13808.0	13840.0	13870.0
Custo Total	37895.0	38788.0	39691.0

Tabela 47: Custo ajustado para 2021

Cenário 3			
Equipamento	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Custo da Coluna	18391.0	18605.0	18922.0
Custo do Trocador	3660.1	4011.0	4359.0
Custo da Bomba	6352.6	6430.2	6508.5
Custo da Tubulação	13923.0	14074.0	14108.0
Custo Total	42327.7	43120.0	43987.0

Tabela 48: Custo ajustado para 2021

Cenário 4			
Equipamento	Simulação 1	Simulação 2	Simulação 3
Custo da Coluna	20618.0	20780.0	21082.0
Custo do Trocador	3649.3	3998.2	4344.4
Custo da Bomba	6350.5	6427.8	6505.7
Custo da Tubulação	14169.0	14199.0	14226.0
Custo Total	44787.0	45405.0	46158.0

Tabela 49: Custo ajustado para 2021

Durante a modelagem foram considerados alguns custos operacionais que irão influenciar o custo total do projeto, assim, para uma análise final, temos de somar a esses custos operacionais o custo determinado nas tabelas anteriores para todos os cenários de forma anualizada. Para isso consideraremos um período de 3 anos para a aplicação desses investimentos, de tal forma que o custo total anualizado será dado na tabela abaixo.

Em Towler e Sinnott (2008), é explícito que as operações das plantas químicas apresentam funcionamento em torno de 90 e 95% do período disponível no ano, assim, a quantidade de horas operativas é estimada em 8000 h/ano [Towler and Sinnott, 2008].

Em última análise, em posse dos custos operacionais de projeto para todos os cenários, podemos calcular um indicador de custo por eficiência, ou seja, determinar em cada cenários de projeto, qual seria o custo atrelado para aumentar a eficiência do projeto em 1%. Esse dado também é importante pois podemos visualizar se é vantajoso ou não inserir um acréscimo de eficiência em termos de custo.

Custos Operacionais [\$/ano]			
Simulações	Custo Anualizado	Custo de Chilled Water	Custo Total
Cenário 1			
Simulação 1	13905.0	72280.0	86185.0
Simulação 2	14427.0	86740.0	101167.0
Simulação 3	14943.0	101200.0	116143.0
Cenário 2			
Simulação 1	12632.0	42637.0	55269.0
Simulação 2	12929.0	51165.0	64094.0
Simulação 3	13230.0	59692.0	72922.0
Cenário 3			
Simulação 1	14109.0	38112.0	52221.0
Simulação 2	14373.0	45735.0	60108.0
Simulação 3	14632.0	53357.0	67989.0
Cenário 4			
Simulação 1	14929.0	37878.0	52807.0
Simulação 2	15135.0	45454.0	60589.0
Simulação 3	15386.0	53037.0	68423.0

Tabela 50: Custos Operacionais

Esses dados estão apresentados na tabela abaixo.

Indicador de Custo por Eficiência			
Simulações	Custo Total [\$/ano]	Eficiência [%]	Custo/%
Cenário 1			
Simulação 1	86185.0	95	907.2
Simulação 2	101167.0	96.71	1046.1
Simulação 3	116143.0	97.70	1118.8
Cenário 2			
Simulação 1	55269.0	95	581.78
Simulação 2	64094.0	98.27	652.23
Simulação 3	72922.0	99.33	734.14
Cenário 3			
Simulação 1	52221.0	95	549.69
Simulação 2	60108.0	99.83	602.11
Simulação 3	67989.0	99.99	679.96
Cenário 4			
Simulação 1	52807.0	95	555.86
Simulação 2	60589.0	99.97	606.07
Simulação 3	68423.0	100	684.23

Tabela 51: Custos Operacionais

Em posse dos dados de custo podemos afirmar que o cenário 1, onde temos 2 pratos teóricos, se mostrou inviável economicamente para implementação no projeto, pois, por ter um baixo número de pratos, a vazão de líquida na entrada teria de ser muito alta, o que acabou impactando no custo de fluido refrigerante para troca térmica com essa quantidade significativa de solvente, e portanto, o cenário 2 pode ser descartado em qualquer situação frente aos demais.

Outro ponto importante do estudo é perceber que o aumento da vazão de entrada gera na eficiência da coluna um comportamento assintótico, ou seja, em um determinado ponto, independente de quanto inserirmos a mais de líquido na coluna, a eficiência se manterá e o custo apenas aumentará, e portanto, há um aumento considerável em termos monetários para que se eleve a eficiência em 1%.

Ao final, o cenário de melhor custo para atender às especificações de projeto foi o cenário 3, com uma disposição de 8 pratos teóricos.

10 Diagrama Mecânico de Processo

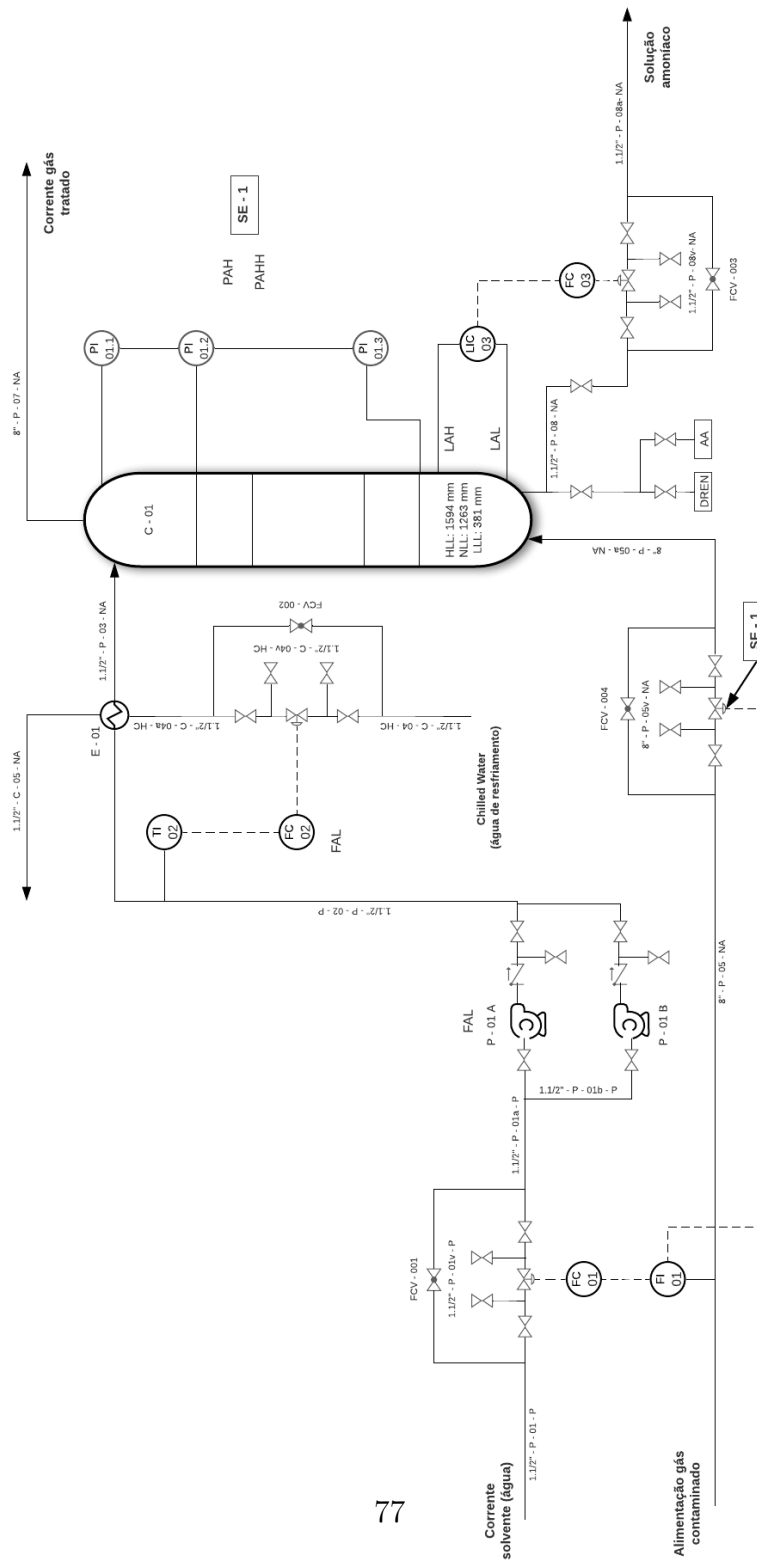


Figura 42: Diagrama mecânico de processo

10.1 Folhas de Especificação

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Corrente Solvente (Água)	
Pressão	1.03	kgf/cm ²
Temperatura	25	°C
Vazão mássica	4885	Kg/h
Vazão molar	271.16	Kmol/h
Entalpia total	-3.0448	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4.85	m ³ /h
Peso molecular	18.015	Kg/kmol
Densidade	1007.28	Kg/m ³
Viscosidade	0.8974	cP
Condutividade térmica	0.6102	W/m.°C
Calor específico	4.8164	kJ/kg.°C
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	1	1

Figura 43: Corrente 1

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Gás Contaminado	
Pressão	1.03	kgf/cm ²
Temperatura	28.38	°C
Vazão mássica	3000	Kg/h
Vazão molar	109.35	Kmol/h
Entalpia total	2400.19	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2704.1	m ³ /h
Peso molecular	27.43	Kg/kmol
Densidade	1.11	Kg/m ³
Viscosidade	0.018	cP
Condutividade térmica	0.026	W/m.°C
Calor específico	1.095	kJ/kg.°C
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Amônia	0.12	0.075
Oxigênio	0.185	0.2158
Nitrogênio	0.695	0.7092

Figura 44: Corrente 2

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Gás Tratado	
Pressão	1.03	kgf/cm ²
Temperatura	30.97	°C
Vazão mássica	2848.81	Kg/h
Vazão molar	100.28	Kmol/h
Entalpia total	4005.71	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2182.15	m ³ /h
Peso molecular	28.41	Kg/kmol
Densidade	1.14	Kg/m ³
Viscosidade	0.019	cP
Condutividade térmica	0.026	W/m·°C
Calor específico	1.037	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	0.034	0.0215
Amônia	0.007	0.0039
Oxigênio	0.202	0.2273
Nitrogênio	0.757	0.7473

Figura 45: Corrente 3

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Solução Amoníaco	
Pressão	1.03	kgf/cm ²
Temperatura	35.70	°C
Vazão mássica	5036.19	Kg/h
Vazão molar	280.23	Kmol/h
Entalpia total	-3.046	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	5.17	m ³ /h
Peso molecular	17.97	kg/kmol
Densidade	974.95	kg/m ³
Viscosidade	0.656	cP
Condutividade térmica	0.618	W/m·°C
Calor específico	4.843	kJ/kg·°C
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Água	0.956	0.958
Amônia	0.044	0.042

Figura 46: Corrente 4

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-01			
Descrição			Trocador de Calor: Líquido-Líquido			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-Tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			Placas e Marcos			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		5 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	4885		Kg/h			Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0				
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h			Kg/h
Vazão de líquido	4885	4885				
Temperatura	70	25	°C			°C
Pressão	1.03	1.03	kgf/cm ²			kgf/cm ²
Perda de pressão permitida	0.7		kgf/cm ²			kgf/cm ²
Coefficiente global de transmissão de calor	860.42					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30.79					°C
F_T	0.8					
Calor trocado	0.2133					Gkcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	2.83					kgf/cm ²
Temperatura de projeto	45					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	8.59					m ²
Diâmetro dos tubos	3/4					polegadas
Comprimento dos tubos	15					pés
Espessura dos tubos	14					BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4					mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Quadrada Rotada					
Diâmetro do casco	1.25					pés

Figura 47: Trocador de Calor

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-01 A		P-01 B	
Descrição	Bomba Centrífuga			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	4.85		m ³ /h	
Pressão	1.03	kgf/cm ²	2.2481	kgf/cm ²
Temperatura	70	°C	70	°C
Densidade	1007.28	kg/m ³	1007.28	kg/m ³
Viscosidade	0.897	cP	0.897	cP
Pressão de vapor	0.318	kgf/cm ²	0.318	kgf/cm ²
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto			5.82	m ³ /h
Vazão mínima de processo			2.91	
Pressão na aspiração na vazão de projeto			1.35	kgf/cm ²
Pressão na impulsão na vazão de projeto			3.27	
Pressão diferencial			1.92	kgf/cm ²
Altura diferencial			3	m
NPSH disponível			10.15	m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada			2.30	kgf/cm ²
Pressão máxima na aspiração			3.25	kgf/cm ²
Pressão máxima na impulsão			5.17	
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1.1/2		1.1/2	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto			2.83	kgf/cm ²
Temperatura de projeto			70	°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto			0.2548	kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama ilustra o sistema de bombeamento. À esquerda, uma bomba rotativa rotacionada 'P-01' recebe 'Corrente solvente (água)'. O fluxo vai para cima através de um exchânger de calor rotacionado 'E-01'. O exchânger aquece a 'Alimentação Gás contaminado' que entra na base de um reator vertical rotacionado 'C-01'. O reator produz dois produtos: 'Corrente gás tratado' saindo do topo e 'Solução Amoníaco' saindo da base.</p>				

Figura 48: Especificação da Bomba

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1.1/2-P-01-P		
De/a	Entrada	P-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	4885	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	4.85	m³/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		972.42	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0.398	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	1.03	kgf/cm²	
Pressão de projeto	2.83		
Temperatura de operação	70	°C	
Temperatura de projeto	70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	1.1/2	polegadas	
Perda de pressão	2	kgf/m²/km	

Figura 49: Tubulação

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1.1/2-P-02-P		
De/a	P-01	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	4885	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	4.85	m³/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		972.42	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0.398	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	1.03	kgf/cm²	
Pressão de projeto	2.83		
Temperatura de operação	70	°C	
Temperatura de projeto	70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	1.1/2	polegadas	
Perda de pressão	2	kgf/m²/km	

Figura 50: Tubulação

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1.1/2-P-03-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	4885	kg/h	
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	4.85	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		100.28	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0.897	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	1.03	kgf/cm ²	
Pressão de projeto	2.83		
Temperatura de operação	25	°C	
Temperatura de projeto	70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	1.1/2	polegadas	
Perda de pressão	2	kgf/m ² /km	

Figura 51: Tubulação

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	8-P-05-NA		
De/a	Entrada gás	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	3000	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	2182.15		
Massa molar	27.43	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	1.109	kg/m ³	
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0.018	cP	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	1.03	kgf/cm ²	
Pressão de projeto	2.83		
Temperatura de operação	28.38	°C	
Temperatura de projeto	70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	8	polegadas	
Perda de pressão	2	kgf/m ² /km	

Figura 52: Tubulação

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	01	Controle de vazão da entrada de solvente na coluna	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de Controle
FIC-02	02	Controle de vazão da entrada de Chilled Water na coluna	Medidor de temperatura Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de Controle
FIC-03	03	Controle de vazão da saída de solução amoníaco da coluna	Medidor de nível Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de Controle

Figura 53: Especificação dos Laços de Controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC-01	1	L	
FIC-02	4	L	
FIC-03	8	L	
ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC-03	C-01	L-V	
ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-02	2	L	
ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI-01.1	C-01	M	
PI-01.2	C-01	M	
PI-01.3	C-01	M	

Figura 54: Especificação de Instrumentação

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV-001	1	1	4885 kg/h	Fechar
FCV-002	4	2	43965 kg/h	Fechar
FCV-003	8	3	5036.19 kg/h	Abrir

Figura 55: Especificação das Válvulas

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 / kgf/cm ²	Função
FCV-004	5	Aumento de pressão no vaso C-1	3000	1.03	Proteger ao vaso C-1

Figura 56: Especificação de Válvulas de Segurança

ESPECIFICAÇÕES DOS ALARMES			
Identificação no diagrama mecânico	Localização	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
PAH	C-1	Alarme por alta pressão na torre de destilação	PI-01
PAHH	C-1	Alarme por pressão muito alta na torre de destilação	PI-01
LAL	C-1	Alarme por baixo nível do líquido de fundo da coluna	LIC-03
LAH		Alarme por alto nível do líquido de fundo da coluna	
FAL	P-01	Alarme por baixa vazão na corrente de solvente	FC-01
FAL	1.1/2" - C - 04 - HC	Alarme por baixa vazão na corrente de água de resfriamento	FC-02

Figura 57: Especificação de Alarmes

Anexo A

```
1 function []=absorcao(N)
2 % N= Numero de pratos teoricos na modelagem
3 m_L_in=6798; %[kg/h]
4
5 m_ar=2818.20; %[kg/h]
6 rhoG_out=40.8868; %[mol/m^3]
7 MW_G=0.02860; %[kg/mol]
8
9 m_L_out=6979.797; %[kg/h]
10 rhoL_out=54547.1; %[mol/m^3]
11 MW_L_out=0.01798; %[kg/mol]
12
13 rhoG_out=MW_G*rhoG_out; %[kg/m^3]
14 rhoL_out=MW_L_out*rhoL_out; %[kg/m^3]
15 rhoL_in=55912.8; %[mol/m^3]
16 MW_L_in=0.01801; %[kg/mol]
17 rhoL_in=MW_L_in*rhoL_in; %[kg/m^3]
18
19 v_lim=0.23*((rhoL_out-rhoG_out)/rhoG_out)^(1/2) % [ft/s]
20 A_min=m_ar/(v_lim*rhoG_out*1097.28); %[m^2]
21 D_min=1.2*((4*A_min)/pi)^(1/2) % [m]
22 A_min=(pi*D_min^2)/4
23 D_min=3.28084*D_min; %[ft]
24 if D_min<8
25     h_1=15; %[in]
26 else
27     h_1=6; %[in]
28 end
29 h_1=0.0254*h_1 % [m]
30 Holdup_time=5/60; %[h]
31 Surge_time=2/60; %[h]
32 V_holdup=Holdup_time*(m_L_out/rhoL_out) %[m^3]
33 h_holdup=V_holdup/A_min % [m]
34 V_surge=Surge_time*(m_L_in/rhoL_in) %[m^3]
35 h_surge=V_surge/A_min % [m]
36 h_coluna=2*0.91+h_1+h_holdup+h_surge+((N-1)*1.5*0.3048)/0.8
37 D_min=(1/3.28084)*D_min; % [m]
38 P=101.325*0.0101972+1.8;
39 e=P*((D_min/2)*1000/(1055*0.85-0.6*P))+3 % [mm]
40 W=24.6*D_min*(h_coluna+0.8*D_min)*(e+4) % [kg]
41 C=-2500+200*W^0.6
42 end
```

Anexo B

```
1 function []=trocador(N)
2 %N - numero de carcacas
3 mL=[9265 11118 12971]; %[kg/h] - Vazao massica cenario 1
4 %mL=[5465 6558 7651]; %[kg/h] - Vazao massica cenario 2
5 %mL=[4885 5862 6839]; %[kg/h] - Vazao massica cenario 3
6 %mL=[4855 5826 6798]; %[kg/h] - Vazao massica cenario 4
7 cpL= 4.816; %[kJ/kg C ]
8 cpCW= 4.816; %[kJ/kg C ]
9 t1=40; %[ C ] - Entrada da corrente liquida
10 t2=25; %[ C ] - Saida da corrente liquida
11 T1=10; %[ C ] - Entrada da corrente de chilled water
12 T2=15; %[ C ] Saida da corrente de chilled water
13 mCW=[];
14 for j=1:3
15     mCW(1, j)=(mL(1, j)*cpL/cpCW)*(t1-t2)/(T2-T1); %[kg/h]
16 end
17 for j=1:3
18     Q(1, j)=mCW(1, j)*cpCW*(T2-T1); %[kJ/h]
19 end
20 U=1 %[kW/m2 C ];
21 U=3600*U %[kJ/h m2 C ];
22 ΔTml=((t1-T2)-(t2-T1))/log((t1-T2)/(t2-T1))
23 P=(t2-t1)/(T1-t1);
24 W=P/(N-N*P);
25 a=(1/W)+(1/sqrt(2));
26 b=(1/W)-(1/sqrt(2));
27 F=(sqrt(2)*W)/log(a/b)
28 for j=1:3
29     A(1, j)=Q(1, j)/(F*U*ΔTml);
30 end
31 A_tubo = pi*6.096*(0.75*0.0254)
32 for j=1:3
33     n_tubos(1, j)=A(1, j)/A_tubo;
34 end
35 C=[];
36 equipamento=[];
37 for j=1:3
38     if A(1, j)≥1 & A(1, j)≤10
39         C1=1600+2100*A(1, j)^(1);
40         C2=1350+180*A(1, j)^(0.95);
41         if C1>C2
42             C=[C C2];
43             equipamento=[equipamento "Placas e marcos"];
44         else
45             C=[C C1];
```



```

46     equipamento=[equipamento "Tubo duplo"];
47     end
48 elseif A(1,j)>10 & A(1,j)≤80
49     Custo=[];
50     C1=24000+46*A(1,j)^(1.2);
51     C2=1600+2100*A(1,j)^(1);
52     C3=26000+104*A(1,j)^(1.1);
53     C4=25000+340*A(1,j)^(0.9);
54     C5=1350+180*A(1,j)^(0.95);
55     Custo=[C1 C2 C3 C4 C5];
56     menor=1000000000;
57     for j=1:5
58         if Custo(1,j)<menor
59             menor=Custo(1,j)
60             numero=j
61         end
62     end
63     C=[C menor];
64     if j==1
65         equipamento=[equipamento "Carca a e tubos em U"];
66     elseif j==2
67         equipamento=[equipamento "Tubo duplo"];
68     elseif j==3
69         equipamento=[equipamento "Termosif o"];
70     elseif j==4
71         equipamento=[equipamento "Caldeira de Tubos em U"];
72     else
73         equipamento=[equipamento "Placas e marcos"];
74     end
75 elseif A(1,j)>80 & A(1,j)≤500
76     Custo=[];
77     C1=24000+46*A(1,j)^(1.2);
78     C2=26000+104*A(1,j)^(1.1);
79     C3=25000+340*A(1,j)^(0.9);
80     C4=1350+180*A(1,j)^(0.95);
81     Custo=[C1 C2 C3 C4];
82     menor=1000000000;
83     for j=1:4
84         if Custo(1,j)<menor
85             menor=Custo(1,j)
86             numero=j
87         end
88     end
89     C=[C menor];
90     if j==1
91         equipamento=[equipamento "Carca a e tubos ...
92             em U"];
93     elseif j==3
94         equipamento=[equipamento "Termosif o"];

```

```
94         elseif j==4
95             equipamento=[equipamento "Caldeira de Tubos ...
96                 em U"];
97         else
98             equipamento=[equipamento "Placas e marcos"];
99         end
100     else
101         C1=24000+46*A(1,j)^(1.2);
102         equipamento=[equipamento "Carca a e tubos em U"];
103         C=[C C1]
104     end
105
106 mCW
107 Q
108 A
109 n_tubos
110 C
111 equipamento
112 end
```

Anexo C

```
1 function []=bomba()
2 P_valvula=0; %kgf/m^2
3 P_trocador=0.7*10^4; %kgf/m^2
4 %P_tubulacao=[0.266 0.267 0.268]; %kgf/m^2 - Cen rio 1
5 %P_tubulacao=[0.262 0.263 0.263]; %kgf/m^2 - Cen rio 2
6 %P_tubulacao=[0.267 0.267 0.268]; %kgf/m^2 - Cen rio 3
7 P_tubulacao=[0.269 0.269 0.269]; %kgf/m^2 - Cen rio 4
8
9 %mL=[9265 11118 12971]; %[kg/h] - Vaz o m ssica cen rio 1
10 %mL=[5465 6558 7651]; %[kg/h] - Vaz o m ssica cen rio 2
11 %mL=[4885 5862 6839]; %[kg/h] - Vaz o m ssica cen rio 3
12 mL=[4855 5826 6798]; %[kg/h] - Vaz o m ssica cen rio 4
13
14 rhoL_in=55912.8; %[mol/m^3]
15 MW_L_in=0.01801; %[kg/mol]
16 rhoL_in=MW_L_in*rhoL_in; %[kg/m^3]
17
18 QL=mL/rhoL_in; %[m^3/h]
19 for j=1:3
20     mca(1,j)=(P_valvula+P_trocador+P_tubulacao(1,j))*10^(-3); ...
21     %mca
22
23 h_coluna=[5.06 5.53 5.99]; %cenario 1
24 %h_coluna=[5.27 5.56 5.84];%cenario 2
25 %h_coluna=[7.41 7.69 7.93]; %cenario 3
26 %h_coluna=[8.55 8.83 9.07]; %cenario 4
27
28 P2=1; %atm
29 g=9.81; %m/s^2
30
31 for j=1:3
32     P1(1,j)=P2+(rhoL_in*g*(h_coluna(1,j)+mca(1,j)))/101325; ...
33     %atm
34     ΔP(1,j)=P1(1,j)-1; %atm
35     W_absorvida(1,j)=(QL(1,j)/3600)*ΔP(1,j)*101.325; %kW
36     W(1,j)=W_absorvida(1,j)/0.7; %kW
37     W_motor(1,j)=W(1,j)/0.9; %kW
38     Custo_Vazao(1,j)=3300+48*(QL(1,j)/3.6)^(1.2); %$
39     Custo_Motor(1,j)=920+600*(W_motor(1,j))^(0.7); %$
40 end
41 Custo_Vazao+Custo_Motor
42 end
```

Anexo D

```
1 function []=custo(C)
2
3 i_2006=1
4 i_2007=(525.4/499.6)
5 i_2021=(702.3/499.6)
6
7 if C==1
8     coluna=[8666.3+438.6 9181.7+437.6 9685.8+436.9]; %[$]
9     trocador=[3899.9 4382.1 4860.3];%[$]
10    tubulacao=[12132.61 12177.75 12222.63];%[$]
11    bomba=[4728.7 4825.1 4922.4];%[$]
12    CW=[72280 86740 101200]%[$]/ano
13    eficiencia=[95 96.71 97.70];%[%]
14 end
15
16 if C==2
17     coluna=[8954.1+881 9233.1+876.5 9519.2+874.1];%[$]
18     trocador=[2894.3 3186.3 3476];%[$]
19     tubulacao=[9822.63 9845.13 9866.94];%[$]
20     bomba=[4547.8 4608.6 4669.9];%[$]
21     CW=[42637 51165 59692]%[$/ano]
22     eficiencia=[95 98.27 99.33];%[%]
23 end
24
25 if C==3
26     coluna=[11317+1765.8 11486+1749.3 11714+1746.5];%[$]
27     trocador=[2738.2 3000.7 3261];%[$]
28     tubulacao=[9904.48 10011.96 10035.83];%[$]
29     bomba=[4519.1 4574.3 4630.0];%[$]
30     CW=[38112 45735 53357]%[$/ano]
31     eficiencia=[95 99.83 99.99];%[%]
32 end
33
34 if C==4
35     coluna=[12459+2208 12597+2185.5 12814+2183.3];%[$]
36     trocador=[2730.1 2991.1 3250.1];%[$]
37     tubulacao=[10079.47 10101.08 10120];%[$]
38     bomba=[4517.6 4572.6 4628.0];%[$]
39     CW=[37878 45454 53037]%[$/ano]
40     eficiencia=[95 99.97 100];%[%]
41 end
42
43 coluna=(i_2021/i_2006)*coluna %[$]
44 trocador=(i_2021/i_2007)*trocador %[$]
45 tubulacao=(i_2021/i_2006)*tubulacao %[$]
```

```
46 bomba=(i_2021/i_2006)*bomba %[$]
47
48 custo_total=coluna+trocador+tubulacao+bomba %[$]
49 custo_total_anualizado=custo_total/3 %[$/ano]
50 custo_total_final=custo_total_anualizado+CW %[$/ano]
51 for j=1:3
52     custo_eficiencia(1,j)=custo_total_final(1,j)/
53     eficiencia(1,j);
54 end
55 custo_eficiencia
56
57
58 end
```

Referências

- [Geankoplis, 1993] Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. Prentice-Hall, Inc., New Jersey, US.
- [Green and Perry, 2008] Green, D. W. and Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill, New York, US.
- [Towler and Sinnott, 2008] Towler, G. and Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Elsevier, US.
- [Treybal, 1981] Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operations*. McGraw-Hill Book Co, New York, US.