

MICHEL ZONENSCHWEIN LAFER

ESTUDO DA ABSORÇÃO DE CO<sub>2</sub> EM AMINAS: AVALIAÇÃO  
DAS DEMANDAS TÉRMICAS PARA UMA COLUNA DE  
ESCALA INDUSTRIAL

Relatório Final do Trabalho de  
Conclusão de Curso de  
Graduação em Engenharia  
Química, pela Escola Politécnica  
da Universidade de São Paulo.

São Paulo

2011

## RESUMO

Este trabalho propõe uma avaliação preliminar da demanda térmica de uma coluna industrial absorvedora de gás carbônico, através de um “*scale-up*” a partir de dados experimentais obtidos em equipamento de laboratório.

O objetivo do trabalho foi explorar conceitos fundamentais aprendidos durante o curso de Engenharia Química para aplicação num trabalho típico desta especialidade, o estudo de equipamentos em escala de bancada para uso em projetos de equipamentos de operação em grande escala. O processo estudado é a absorção química de gás carbônico por solventes da classe das aminas.

Foi estudado o processo de absorção de CO<sub>2</sub> nas seguintes aminas: MEA, AMP e a mistura MEA/PZ, para as quais foram estimados os diferentes parâmetros de transferência de massa, assim como a altura e o diâmetro da coluna para determinadas condições de vazão do gás e do líquido.

Por outro lado, também foi considerado o estudo do desempenho energético para cada caso através da aplicação do balanço de energia em ambas as fases gás e líquido. Com base no balanço de energia, foram estimadas as temperaturas de saída das correntes líquida e gasosa, para cada sistema considerado.

---

Michel Zonenschein Lafer

---

Professor Orientador: José Luís de Paiva

---

Co-orientador: Henry Alexander Rodriguez

## SUMÁRIO

1. Objetivo do Trabalho .....	5
2. Revisão Bibliográfica .....	6
2.1. Introdução .....	6
2.2. Processo de absorção com reação química .....	7
2.2.1 Reação Química.....	8
2.2.2. Transferência de Massa .....	9
2.2.3. Transferência de Energia .....	11
2.3. Metodologia.....	11
2.3.1. Obtenção dos parâmetros “ $a_e$ ” e “ $k_{Ga_e}$ ” .....	12
2.3.2. Cálculo da altura da coluna .....	13
2.3.3. Desenvolvimento dos Balanços de Energia .....	15
3. Resultados e Discussão .....	20
3.1. Dados e especificações .....	20
3.2. Parâmetros de Transferência de Massa .....	23
3.3. Alturas das colunas.....	24
3.4. Parâmetros de Transferência de Energia.....	27
3.5. Perfis de temperaturas.....	28
4. Conclusão .....	35
5. Referências bibliográficas .....	36

## Índice De Figuras

Figura 1 – Fluxograma de processo do sistema de absorção de CO <sub>2</sub> do LSTM.....	8
Figura 2 – Perfil de temperaturas e Fluxo de CO <sub>2</sub> na interface Gás-Líquido .....	16
Figura 3 – Esquema representativo das vazões e composições .....	22

## Índice De Tabelas

Tabela 1 – Propriedades do ar, aminas, condições operacionais e constantes utilizadas .....	20
Tabela 2 – Variáveis especificadas para o pré-dimensionamento da coluna.....	21
Tabela 3 – Variáveis obtidas a partir das condições especificadas .....	23
Tabela 4 – Valores de $Ek_L^0/H$ disponíveis para os 3 sistemas CO <sub>2</sub> -amina .....	23
Tabela 5 – Valores obtidos para os coeficientes de transferência de massa.....	24
Tabela 6 – Cálculo das alturas da coluna para cada solvente e taxa de remoção de CO <sub>2</sub> .....	25
Tabela 7 – Parâmetros constantes do balanço de energia no líquido.....	27
Tabela 8 – Parâmetros constantes do balanço de energia no gás .....	27
Tabela 9 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente MEA.....	29
Tabela 10 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente MEA/PZ .....	30
Tabela 11 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente AMP.....	31

## Índice De Gráficos

Gráfico 1 – Altura da coluna em função da taxa removida de CO <sub>2</sub> .....	25
Gráfico 2 – Comparação entre os três solventes quanto à altura requerida .....	26
Gráfico 3 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (MEA).....	29
Gráfico 4 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (MEA/PZ) .....	30
Gráfico 5 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (AMP).....	31
Gráfico 6 – Perfil de temperaturas para MEA (90%) .....	32
Gráfico 7 – Perfil de temperaturas para MEA (99,5%) .....	32
Gráfico 8 – Perfil de temperaturas para MEA/PZ (90%).....	33
Gráfico 9 – Perfil de temperaturas para MEA/PZ (99,5%).....	33
Gráfico 10 – Perfil de temperaturas para AMP (90%) .....	34
Gráfico 11 – Perfil de temperaturas para AMP (99,5%) .....	34

## 1. Objetivo do Trabalho

Este trabalho tem como objetivo o pré-dimensionamento de uma coluna absorvedora industrial de CO<sub>2</sub> através de um “*scale-up*” de uma coluna de laboratório. São feitas avaliações do desempenho de três soluções de aminas diferentes, do ponto de vista de transporte de massa e do ponto de vista energético. Para cada uma delas, e para diferentes taxas de absorção de CO<sub>2</sub>, foram calculadas as alturas de coluna requeridas. A partir das alturas calculadas, foram feitos balanços de energia e traçados os perfis de temperaturas das colunas.

## 2. Revisão Bibliográfica

### 2.1. Introdução

O dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) é um gás ácido e um produto da combustão de matéria orgânica. Sua extrema estabilidade química lhe confere uma característica de baixa reatividade. A presença de  $\text{CO}_2$  na atmosfera (a parte atribuída às ações humanas) é fruto principalmente da produção de energia térmica, através da combustão de combustíveis fósseis (carvão, petróleo ou gás natural). As pesquisas dirigidas para redução da concentração de  $\text{CO}_2$  no ar tem como motivação a preocupação atual com o aquecimento global, que se acredita ser causado, em grande parte, pelas emissões de  $\text{CO}_2$  causadas pelo homem (McCANN *et al.*, 2009).

As principais tecnologias de separação de dióxido de carbono disponíveis atualmente são: adsorção, absorção, métodos criogênicos e separação por membranas. As três primeiras são mais tradicionais, sendo a absorção a mais utilizada (RAO e RUBIN, 2002).

O processo de absorção em um solvente líquido específico é provavelmente a técnica mais importante na purificação de gases. Tem uma ampla utilização na indústria, sendo empregado na depuração de dióxido de carbono de correntes gasosas, através da utilização de sistemas baseados em soluções de alcanolaminas (KOHL e RIESENFELD, 1985).

As alcanolaminas podem ser classificadas em três categorias químicas: primárias, secundárias e terciárias. As primárias caracterizam-se pela rápida reação com  $\text{CO}_2$  e, portanto, são úteis no caso de baixas concentrações do gás. A reatividade das alcanolaminas decai com o aumento do grau de substituição, de modo que as aminas terciárias são menos reativas que as secundárias, que por sua vez são menos reativas que as primárias. A consequência positiva desta baixa reatividade é que a regeneração das aminas terciárias demanda menores custos operacionais, devido ao melhor rendimento energético nesta etapa para as aminas mais substituídas (AROONWILAS e VEAAB, 2004).

## 2.2. Processo de absorção com reação química

O processo de absorção pode ser puramente físico, assim como pode incluir reação química, reversível ou não, entre o gás dissolvido e um reagente presente no solvente líquido. No primeiro caso, também conhecido por absorção não-reativa, o solvente captura o componente gasoso através da transferência de massa, com base no mecanismo de difusão. Por sua vez, processos de absorção química utilizam solventes de natureza reativa frente ao composto gasoso, valendo-se da contribuição da reação química à taxa de transferência de massa.

Em geral, o efeito da reação química é o de aumentar a taxa de absorção, bem como a capacidade do solvente líquido em dissolver o soluto (gás), comparado com os sistemas onde a absorção é puramente física. Isso se deve principalmente ao fato de que na absorção química o componente absorvido é convertido em outra substância, produto da reação com o solvente reativo. Com isso, a força motriz para a absorção se mantém aproximadamente constante.

A taxa de absorção do gás é parcialmente determinada pelas condições físico-químicas/ termodinâmicas (solubilidade do gás, difusividades do gás dissolvido e do reagente na solução, cinética da reação) e parcialmente pelas condições hidrodinâmicas do sistema (vazões das correntes, geometria do equipamento, viscosidade e densidade do líquido).

Um exemplo de sistema empregado para avaliar o desempenho de absorção do CO<sub>2</sub> em soluções aquosas de aminas consiste de uma coluna absorvedora em escala de laboratório, de parede molhada com promotor de película (Figura 1).

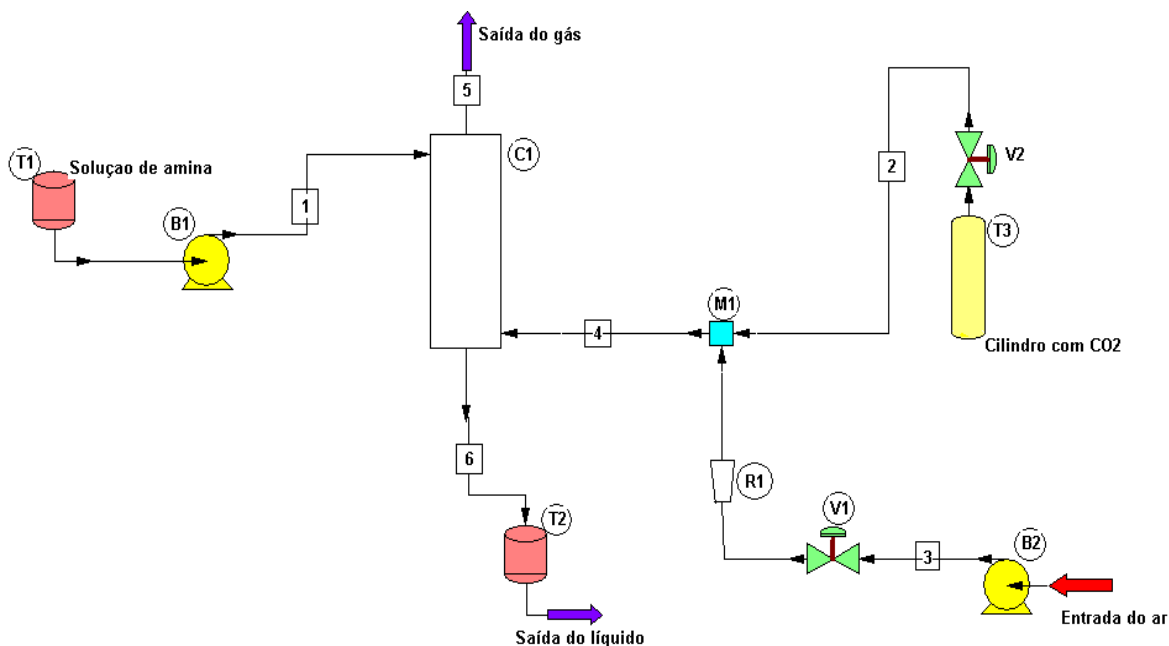
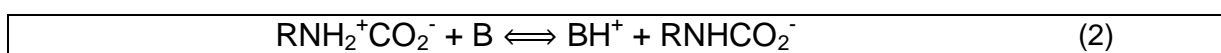


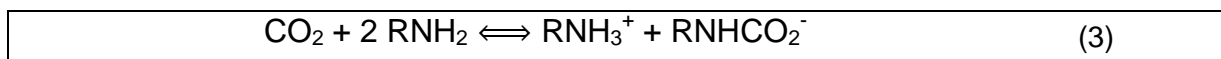
Figura 1 – Fluxograma de processo do sistema de absorção de CO<sub>2</sub> do LSTM<sup>1</sup>

### 2.2.1 Reação Química

Da reação entre alcanolaminas primárias ou secundárias com o dióxido de carbono, o produto principal é o carbamato, e o mecanismo de formação do carbamato é explicado segundo as seguintes equações (BONENFANT; MIMÉAULT; HAUSLER; 2003):



Se a base “B” for uma amina, tem-se a reação global:



A etapa (2) do mecanismo é a etapa limitante da velocidade de reação global de formação do carbamato.

<sup>1</sup> Laboratório de Separações Térmicas e Mecânicas do Departamento de Engenharia Química da USP



### 2.2.2. Transferência de Massa

Os principais parâmetros de transferência de massa de uma coluna de absorção de gases são a área efetiva ( $a_e$ ) e os coeficientes de transferência de massa das fases gás ( $k_G$ ) e líquido ( $k_L$ ). Estes parâmetros, por sua vez, são fortemente dependentes da geometria do promotor de película, do escoamento de gás e líquido e, conseqüentemente, das propriedades físicas das soluções aquosas (viscosidade, difusividade, tensão superficial e densidade), que caracterizam este escoamento.

A maioria dos processos comerciais de absorção envolve sistemas nos quais o soluto gasoso reage com o solvente líquido. O balanço de massa para o componente transferido pode ser representado através da seguinte equação, onde o fluxo de quantidade de matéria do componente  $A$  (soluto), transferido do gás para o líquido é dado por (TREYBAL, 1988):

$$N_A = k_G (y_A - y_{A_i}) \quad (4)$$

onde  $y_A$  e  $y_{A_i}$  representam a fração molar do componente  $A$  no seio do gás e na interface gás-líquido, respectivamente. A força motriz de transferência de massa,  $(y_A - y_{A_i})$ , ocorre ao longo de uma distância extremamente pequena, assim, na prática, é difícil determinar a concentração do componente  $A$  na interface gás-líquido. Portanto, é mais prático expressar o fluxo de transferência de massa em termos do coeficiente global de transferência de massa,  $K_G$ , e da fração molar de equilíbrio do componente  $A$  na fase gasosa,  $y_A^*$ . Tem-se a seguinte equação relacionando estas variáveis:

$$N_A = K_G (y_A - y_A^*) \quad (5)$$

Com base na teoria do filme duplo, a relação entre o coeficiente global de transferência de massa e os coeficientes individuais de transferência de massa pode ser equacionada da seguinte forma:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} \quad (6)$$

Onde  $H$  e  $k_L$  são o coeficiente da lei de Henry e o coeficiente de transferência de massa no lado do líquido, respectivamente. Em caso de absorção química, o coeficiente global pode ser expresso como uma função do “fator de aumento”,  $E$ :

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{Ek_L^0} \quad (7)$$

onde  $k_L^0$  denota o coeficiente de transferência de massa em ausência de reação química. O fator de aumento,  $E$ , engloba termos relacionados ao equilíbrio químico da reação entre solvente e soluto transferido, levando em conta as concentrações e também incluindo um termo  $k_L^0$  no denominador, de forma que o termo  $k_L^0$  multiplicando o fator de aumento na equação acima se cancela. Isto faz com que o termo  $\frac{H}{Ek_L^0}$  seja independente do tamanho e condições específicas encontradas na coluna em que este parâmetro foi obtido. De fato, este termo é o único na expressão acima que vale para qualquer sistema em que haja transferência de massa com reação para um par solvente-soluto determinado. Os outros dois termos,  $\frac{1}{K_G}$  e  $\frac{1}{k_G}$ , são válidos apenas para uma coluna de tamanho, tipo de recheio e geometria iguais aos daquela coluna em que foram obtidos, assim como para as mesmas condições termodinâmicas e regime de operação sob os quais as medições e avaliações dos parâmetros foram feitas.

Em equipamentos de absorção de gases como colunas com recheio, a área interfacial efetiva específica,  $a_e$ , correspondente à área interfacial de transferência de massa por volume de leito, é considerada um parâmetro importante porque, na prática, só se consegue medir os coeficientes de transferência de massa volumétricos. A impossibilidade de se medir a área interfacial propriamente dita se explica pela complexidade da geometria combinada com a complexidade do escoamento e, portanto, da definição exata da interface gás-líquido e sua extensão. A área interfacial efetiva específica, portanto, é como uma densidade de área de transferência por volume do leito, e permite contornar o problema já que pode ser obtida experimentalmente. Por isso é mais prático apresentar fluxos de massa no processo de absorção em termos de coeficientes de transferência específicos (baseados em

unidades de volume da coluna de absorção) em lugar de uma unidade de área interfacial extensiva. Tem-se, assim, a seguinte relação, uma modificação da Equação (7) acima:

$$\frac{1}{K_G a_e} = \frac{1}{k_G a_e} + \frac{H}{Ek_L^o a_e} \quad (8)$$

Como os coeficientes global ( $K_G a_e$ ) e local ( $k_G a_e$ ) de transferência de massa específicos na fase gasosa podem ser determinados experimentalmente, os valores de  $\frac{H}{Ek_L^o a_e}$  podem ser obtidos diretamente pela Equação (8).

### 2.2.3. Transferência de Energia

Quando se projeta uma coluna de absorção com reação química, um dos principais fatores a se considerar é o caráter não isotérmico da operação. A geração de calor pela reação exotérmica de absorção do  $\text{CO}_2$ , e a ausência de troca térmica entre a coluna e o ambiente externo causam uma variação de temperatura ao longo da coluna, tanto no líquido quanto no gás – já que as duas correntes também trocam calor entre si. A evaporação do solvente foi desprezada porque as temperaturas de operação não desviam tanto em relação à temperatura ambiente

A temperatura não só influencia o equilíbrio químico, mas também a taxa da reação de absorção, além das propriedades físicas das correntes líquida e gasosa. Neste estudo, entretanto, tais variações de propriedades não foram consideradas, dadas as baixas variações de temperatura ocorridas no processo.

## 2.3. Metodologia

O presente sistema de absorção pode ser interpretado através da teoria do modelo do filme duplo, assumindo-se que:

1. A reação é assumida rápida o suficiente, podendo-se considerar que ocorre praticamente no filme de líquido;
2. A resistência à transferência de calor no líquido é pequena comparada à resistência do gás;

3. A área interfacial efetiva da coluna é a mesma tanto para transferência de massa quanto de calor;
4. A coluna é considerada um sistema adiabático;
5. A fase líquida, assim como a gasosa, é considerada uma mistura ideal;
6. As propriedades físico-químicas como densidades, viscosidades, capacidades caloríficas entre outras são consideradas constantes ao longo da coluna.

Com base nestas considerações foi feito o pré-dimensionamento de uma coluna de absorção com recheio estruturado do tipo Optiflow C36. Para este recheio foram usadas correlações empíricas para estimar a área interfacial efetiva,  $a_e$ , e o coeficiente de transferência de massa,  $k_G$ .

Por meio do conhecimento da área interfacial e a partir da Equação (8) pode-se obter o parâmetro  $\frac{H}{Ek_L^o}$ , que é característico para cada um das aminas: monoetanolamina (MEA), 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) e monoetanolamina/piperazina (MEA/PZ). Os seus valores foram assim obtidos por RODRIGUEZ (2011). A partir desses valores de  $\frac{H}{Ek_L^o}$  iniciou-se o processo de “*scale-up*” da coluna, com base na especificação das variáveis de entrada do processo desejado, tais como a vazão de gás, as velocidades superficiais de gás e de líquido na coluna, assim como a composição do gás de entrada. Admitiu-se a solução de amina com carga zero – ou seja, sem CO<sub>2</sub> dissolvido – na alimentação, além de fixadas a temperatura de 25 °C e a pressão atmosférica (101,3 kPa) como condições de operação. Desta forma foram estimadas as diferentes alturas requeridas da coluna para determinadas taxas de remoção de CO<sub>2</sub>.

### 2.3.1. Obtenção dos parâmetros “ $a_e$ ” e “ $k_{Ga_e}$ ”

Os parâmetros de transferência de massa foram obtidos através de correlações empíricas encontradas na literatura. Para a área interfacial efetiva específica, a correlação utilizada e o resultado estão expressos na Equação (9):

$$a_e = 710 \cdot u_L^{0,22} = 199,58 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} \quad (9)$$

Já o coeficiente de transferência de massa específico na fase gasosa,  $k_G a_e$  foi obtido da seguinte equação:

$$k_G a_e = 17,8 \cdot u_G^{0,65} \cdot u_L^{0,15} = 5,21 \text{ s}^{-1} \quad (10)$$

Essas equações foram obtidas para colunas de recheio tipo “*Optiflow C36*”, que é o recheio adotado para o projeto da coluna de absorção de  $\text{CO}_2$ .<sup>2</sup>

### 2.3.2. Cálculo da altura da coluna

O desenvolvimento de um balanço de massa diferencial em um elemento infinitesimal de volume de uma coluna de absorção,  $dV = A \cdot dz$ , leva à seguinte equação retirada da literatura sobre colunas de absorção:

$$dz = -\frac{G_M}{N_A a_e (1 - y_A)} dy_A \quad (11)$$

Substituindo a Equação (5) na Equação (11), above, obtém-se:

$$dz = -\frac{G_M}{K_G a_e (y_A - y_A^*) (1 - y_A)} dy_A \quad (12)$$

Multiplicando-se o numerador e o denominador por  $y_{B, LN}^*$ , que é a média logarítmica da composição do ar, e integrando, chega-se à expressão:

$$\int_0^h dz = -\int_{y_1}^{y_2} \frac{G_M y_{B, LN}^*}{K_G a_e y_{B, LN}^* (y_A - y_A^*) (1 - y_A)} dy_A$$

ou

$$h = \frac{G_M}{K_G a_e y_{B, LN}^*} \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{B, LN}^*}{(y_A - y_A^*) (1 - y_A)} dy_A \quad (13)$$

<sup>2</sup> Vide Paiva, J.L.

O segundo membro da equação acima é usualmente dividido em dois: o termo antes da integral,  $\frac{G_M}{K_G a_e y_{B, LN}^*}$ , é Altura de Unidade de Transferência global média, AUT, ou  $H_{OG}$ . Já o termo da integral é o Número de Unidades de Transferência global médio, NUT, ou  $N_{OG}$ , de maneira que a expressão para a altura da coluna pode ser reescrita como:

$$h = H_{OG} N_{OG} \quad (14)$$

Demonstra-se que, para sistemas diluídos, as expressões para  $H_{OG}$  e  $N_{OG}$  podem ser simplificadas. Tal simplificação se dá em função da linearidade do equilíbrio para sistemas diluídos, muitas vezes representada pela lei de Henry:

$$P \cdot y_A^* = H \cdot x_A$$

Ou:

$$y_A^* = m \cdot x_A \quad (15)$$

Onde  $P$  é a pressão do sistema,  $H$  a constante da lei de Henry e  $m = \frac{H}{P}$ , constante de equilíbrio adimensional.

A integral que representa o número de unidades de transferência, quando se tem soluções diluídas, simplifica-se para:

$$N_{OG} = \frac{\ln \left[ \frac{y_{A1} - m x_{A2} \left( 1 - \frac{1}{\lambda} \right) + \frac{1}{\lambda}}{y_{A2} - m x_{A2} \left( 1 - \frac{1}{\lambda} \right) + \frac{1}{\lambda}} \right]}{1 - \frac{1}{\lambda}} \quad (16)$$

onde  $m$  é a constante de equilíbrio adimensional e  $\lambda$  é o fator de absorção, igual a

$$\frac{L_M}{m G_M}$$

Quando há absorção química, como no caso do sistema estudado, sabe-se que  $m=0$  em função de a fração molar de equilíbrio no gás,  $y_A^*$ , ser nula nesses sistemas. Assim, os termos  $\frac{1}{\lambda}$  e  $mx_{A2}$  na equação acima se anulam, e a expressão se reduz a:

$$N_{OG} = \ln\left(\frac{y_{A1}}{y_{A2}}\right) \quad (17)$$

A expressão para a altura de unidade de transferência também pode ser simplificada através da consideração de sistema diluído, caso em que  $y_{B,LN}^*$  é muito próximo de 1,0. Sendo assim, tem-se a expressão:

$$H_{OG} = \frac{G_M}{K_G a_e} \quad (18)$$

### 2.3.3. Desenvolvimento dos Balanços de Energia

Esta etapa se baseou nos balanços de energia na coluna, para as fases líquida e gasosa. Partiu-se de um balanço diferencial de energia para cada fase, assumindo que a energia liberada pela absorção química do  $CO_2$  é absorvida pelo líquido, sendo ainda parte desta energia cedida para a fase gasosa devido à diferença de temperaturas entre as fases que leva à troca de calor entre as duas correntes. Um esquema ilustrativo para a transferência de calor entre o gás e o líquido é mostrado na Figura 2, ao passo que o balanço de energia no líquido é equacionado abaixo:

$$LC_{P,L} \cdot dT_L = \left[ N_{CO_2}(-\Delta_r H) a_e \frac{\pi D^2}{4} - h(T_L - T_G) a_e \frac{\pi D^2}{4} \right] \cdot dz \quad (19)$$

O termo  $h$ , acima, não representa a altura da coluna, mas sim o coeficiente de transporte de calor por convecção na fase gasosa. O termo  $N_{CO_2}(-\Delta_r H)$  leva em conta o calor de absorção liberado no seio do líquido devido à reação exotérmica, sendo  $N_{CO_2}$  o fluxo molar de  $CO_2$  na interface gás-líquido e  $(-\Delta_r H)$  o calor de

reação por mol de CO<sub>2</sub> absorvido. O termo  $L$  representa a vazão molar do líquido e  $C_{p,L}$  o seu calor específico. Esses parâmetros foram considerados constantes ao longo da coluna.

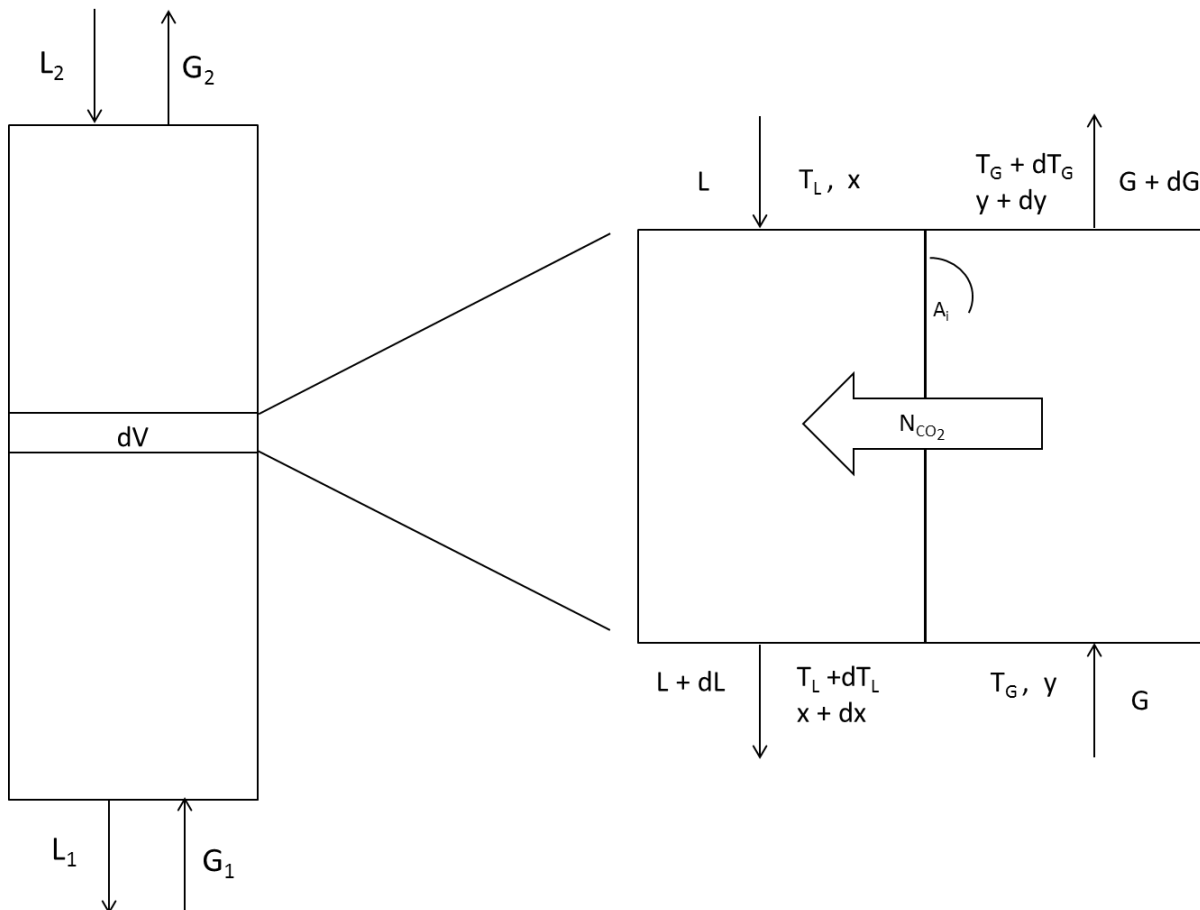


Figura 2 – Perfil de temperaturas e Fluxo de CO<sub>2</sub> na interface Gás-Líquido

O desenvolvimento da Equação (19), resolvendo para  $T_L$  e considerando  $T_G$  constante ao longo de um intervalo de  $z = 0$  a uma altura  $z$  qualquer, está detalhado abaixo:

$$\left(\frac{4LC_{p,L}}{a_e\pi D^2}\right) \cdot \frac{dT_L}{dz} = N_{CO_2}(-\Delta_r H) + hT_G - h \cdot T_L \rightarrow$$

$$\left(\frac{4LC_{p,L}}{ha_e\pi D^2}\right) \cdot \frac{dT_L}{dz} + T_L - \left(\frac{N_{CO_2}(-\Delta_r H)}{h} + T_G\right) = 0$$

Considerou-se uma mudança de variáveis para a resolução da equação diferencial acima:



$$\underbrace{\left(\frac{4LC_{P,L}}{ha_e\pi D^2}\right)}_{C_1} \cdot \frac{d\overbrace{(T_L - T_{L_2})}^{\dot{T}_L}}{dz} + \underbrace{(T_L - T_{L_2})}_{\dot{T}_L} - \underbrace{\left[\frac{N_{CO_2}(-\Delta_r H)}{h} + (T_G - T_{L_2})\right]}_{C_2} = 0 \rightarrow$$

$$C_1 \cdot \dot{T}'_L(z) + \dot{T}_L(z) - C_2 = 0 \xrightarrow{\text{Transformada de Laplace}}$$

$$C_1 \cdot s\dot{T}_L(s) + \dot{T}_L(s) - \frac{C_2}{s} = 0 \rightarrow$$

$$\dot{T}_L(s) = \frac{C_2}{s(C_1 \cdot s + 1)} = \frac{C_2/C_1}{s(s + 1/C_1)} = C_2 \left( \frac{1}{s} - \frac{1}{s + 1/C_1} \right) \rightarrow$$

$$\xrightarrow{\text{Transformada Inversa de Laplace}} \dot{T}_L(z) = C_2 \left( 1 - e^{-\frac{1}{C_1}z} \right) \rightarrow$$

$$\underbrace{T_L(z) - T_{L_2}}_{\dot{T}_L(z)} = \underbrace{\left[\frac{N_{CO_2}(-\Delta_r H)}{h} + (T_G - T_{L_2})\right]}_{C_2} \cdot \left[ 1 - e^{-\frac{\left(\frac{ha_e\pi D^2}{4LC_{P,L}}\right)z}{1/C_1}} \right] \rightarrow$$

$$T_L(z) = T_{L_2} + \left[\frac{N_{CO_2}(-\Delta_r H)}{h} + (T_G - T_{L_2})\right] \cdot \left[ 1 - e^{-\left(\frac{ha_e\pi D^2}{4LC_{P,L}}\right)z} \right] \quad (20)$$

Cabe alertar aqui que o eixo  $z$  considerado para o balanço no líquido tem sua origem na entrada do líquido (topo da coluna), aumentando de valor ao longo do percurso do mesmo, de cima para baixo. No balanço do gás é usada a convenção oposta, ou seja, a origem do eixo é posicionada na alimentação do gás (fundo da coluna) e seu sentido acompanha o percurso do mesmo. Abaixo, a equação diferencial do balanço energético no gás:

$$GC_{P,G} \cdot dT_G = \frac{ha_e\pi D^2}{4} (T_L - T_G) \cdot dz \quad (21)$$

Os valores de  $G$  e  $C_{P,G}$  na equação acima são considerados constantes ao longo da coluna, pelas mesmas razões que os parâmetros do balanço no líquido.

O desenvolvimento do balanço de energia no gás, para  $T_L$  constante, encontra-se abaixo:

$$\frac{dT_G}{dz} + \frac{ha_e\pi D^2}{4GC_{P,G}} (T_G - T_L) = 0 \rightarrow$$

$$\frac{d \overbrace{(T_G - T_{G1})}^{T_G}}{dz} + \frac{ha_e\pi D^2}{4GC_{P,G}} \left( \underbrace{T_G - T_{G1}}_{T_G} + T_{G1} - T_L \right) = 0 \rightarrow$$

$$T_G'(z) + C \cdot T_G(z) - C(T_L - T_{G1}) = 0 \xrightarrow{\text{Transformada de Laplace}}$$

$$sT_G(s) + C \cdot T_G(s) - \frac{C(T_L - T_{G1})}{s} = 0 \rightarrow T_G(s) = \frac{C(T_L - T_{G1})}{s(s + C)} \rightarrow$$

$$T_G(s) = (T_L - T_{G1}) \cdot \left( \frac{1}{s} - \frac{1}{s + C} \right) \xrightarrow{\text{Transformada Inversa de Laplace}}$$

$$T_G(z) = T_G(z) - T_{G1} = (T_L - T_{G1}) \cdot (1 - e^{-Cz}) \rightarrow$$

$$T_G(z) = T_{G1} + (T_L - T_{G1}) \cdot \left[ 1 - e^{-\left(\frac{ha_e\pi D^2}{4GC_{P,G}}\right)z} \right] \quad (22)$$

Onde  $z = 0$  corresponde ao fundo da coluna, por onde entra o gás.

As resoluções das equações diferenciais acima foram feitas nos seus respectivos volumes de controle, mas cada uma sob a hipótese de temperatura constante na outra fase. Para acoplar os dois balanços e obter-se um perfil de temperaturas na coluna condizente com a realidade do processo, optou-se por aplicar as resoluções obtidas dos balanços em pequenos volumes ( $\Delta V_i$ 's) ao longo da coluna, onde a consideração de temperatura constante na fase em contracorrente pudesse ser feita sem afetar a validade do modelo. Com este artifício se faz uso de um método de resolução numérico, sem abrir mão da resolução analítica das equações diferenciais, já que, como as duas equações dos balanços de energia são linearmente dependentes, não é possível resolver analiticamente o sistema de EDO's formado por ambas.

As equações (20) e (22) podem, então, ser adaptadas para a aplicação em cada  $\Delta V_i$  ao longo de toda a coluna:

$$T_L^i = T_L^{i-1} + \left[ \frac{N_{CO_2}(-\Delta_r H)}{h} + (T_G^i - T_L^{i-1}) \right] \cdot \left[ 1 - e^{-\left(\frac{h a \pi D^2}{4 L C_{P,L}}\right) \Delta z} \right] \quad (23)$$

para o líquido, e

$$T_G^i = T_L^{i-1} - (T_L^{i-1} - T_G^{i+1}) \cdot e^{\left(\frac{h a \pi D^2}{4 G C_{P,G}}\right) \Delta z} \quad (24)$$

para o gás, onde  $T_G^i$  corresponde a  $T_G^{ent}$ , e  $T_G^{i+1}$  a  $T_G(z)$ . Neste caso, a temperatura de entrada foi tomada como incógnita em função da temperatura de saída (de cada  $\Delta V_i$ ), já que o balanço na coluna será resolvido a partir da extremidade superior até a inferior, na direção contrária à vazão do gás. Os índices “ $i$ ” seguem a ordem dos eixos convencionados anteriormente. Para o líquido,  $i = 0$  corresponde ao topo da coluna ( $T_L^0 = T_L^{ent} = T_{L_2}$ ), enquanto no gás o valor  $i = 0$  se refere à base da coluna ( $T_G^0 = T_G^{ent} = T_{G_1}$ ), seguindo a convenção adotada para os eixos  $z$  em cada referencial.

### 3. Resultados e Discussão

#### 3.1. Dados e especificações

As propriedades físicas como massa específica e massa molecular do ar, para as condições de 25 °C e 1 atm (101,3 kPa), assim como a constante universal dos gases,  $R$ , temperatura e pressão de operação, estão listadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Propriedades do ar, aminas, condições operacionais e constantes utilizadas<sup>3</sup>

Grandeza	Símbolo	Valor	Unidade
Constante universal dos gases	$R$	0,08206	[atm·m <sup>3</sup> /(kgmol·K)]
		8,314	[kPa·m <sup>3</sup> /(kgmol·K)]
Pressão de operação da coluna	$P$	1	[atm]
		101,3	[kPa]
Temperatura ambiente externa à coluna	$T$	25	[°C]
		298,15	[K]
Massa molecular do ar	$M_{AR}$	29	[kg/kgmol]
Massa específica do ar	$\rho_{AR}$	1,179	[kg/m <sup>3</sup> ]
Densidade molar do ar	$\tilde{\rho}_{AR}$	0,041	[kgmol/m <sup>3</sup> ]
Massa molecular da MEA pura	$M_{MEA}$	61,08	[kg/kgmol]
Massa molecular da AMP pura	$M_{AMP}$	89,14	[kg/kgmol]
Massa molecular da PZ pura	$M_{PZ}$	86,14	[kg/kgmol]
Massa específica da MEA pura	$\rho_{MEA}$	1012	[kg/m <sup>3</sup> ]
Massa específica da AMP pura	$\rho_{AMP}$	934	[kg/m <sup>3</sup> ]
Massa específica da PZ pura	$\rho_{PZ}$	1260	[kg/m <sup>3</sup> ]

As condições fixadas para o pré-dimensionamento da coluna de absorção industrial estão reunidas na Tabela 2:

<sup>3</sup> Como a pressão reinante é baixa (1 atm), assume-se válida a equação de estado dos gases ideais:  $PV=nRT$

Tabela 2 – Variáveis especificadas para o pré-dimensionamento da coluna

Grandeza	Símbolo	Valor	Unidade
Vazão volumétrica de gás	$G$	4800	[Nm <sup>3</sup> /h]
Velocidade Superficial do gás	$u_G$	0,57197	[m/s]
Velocidade Superficial do líquido	$u_L$	0,003125	[m/s]
Fração molar de CO <sub>2</sub> no gás alimentado	$y_1$	0,10	[mol <sub>CO2</sub> /mol <sub>AR+CO2</sub> ]
Fração molar de CO <sub>2</sub> no líquido alimentado	$x_2$	0,00	[mol <sub>CO2</sub> /mol <sub>SOLUÇÃO+CO2</sub> ]
Concentração da solução de amina na entrada	$x_{Amina}$	0,30	[kg <sub>AMINA</sub> /kg <sub>SOLUÇÃO</sub> ]
Relação molar entre PZ e MEA em sua solução	$X_{PZ/MEA}$	0,15	[mol <sub>PZ</sub> /mol <sub>MEA</sub> ]

Os valores tabelados acima foram calculados de forma a manter a relação  $L/G$  próxima a valores encontrados na literatura (AROONWILAS e TONTIWACHWUTHIKUL, 1997; AROONWILAS e TONTIWACHWUTHIKUL, 1998; AROONWILAS *et al.*, 1999). Os fluxos de entrada e saída da coluna a ser projetada são esquematizados na Figura 3, onde se pode ver a corrente líquida alimentada no topo (extremidade 2) e a gasosa no fundo (extremidade 1). O sub-índice “A” se refere ao componente transferido do gás para o líquido, correspondendo neste caso ao gás carbônico.

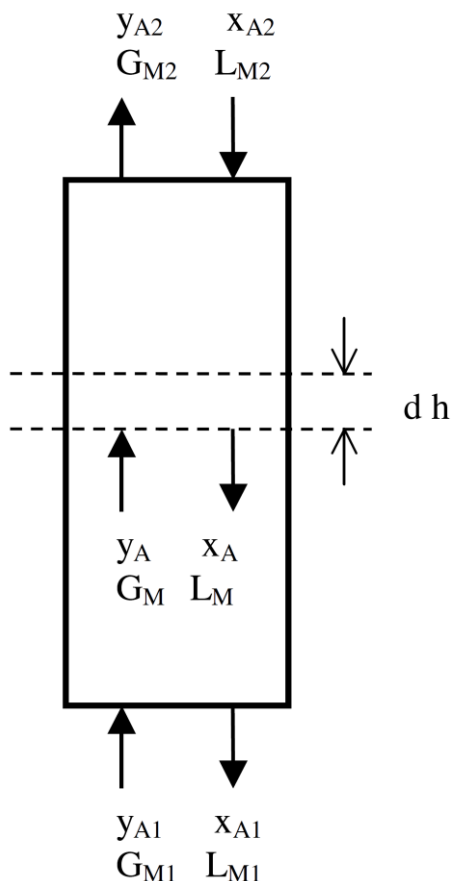


Figura 3 – Esquema representativo das vazões e composições de entrada e saída da coluna de absorção

Os fluxos molares de gás e líquido,  $G_M$  e  $L_M$ , foram considerados constantes neste tratamento, já que se está trabalhando com soluções muito diluídas, justificando-se a simplificação. Ou seja, a transferência de massa neste caso pouco afeta o escoamento, ou sua contribuição pode ser desprezada. Os fluxos molar e mássico e a área transversal da coluna foram calculados e estão apresentados na Tabela 3. A vazão volumétrica foi corrigida para as condições de processo, considerando-se a vazão molar correspondente a 4800 m<sup>3</sup>/h, a 0 °C e 1 atm, que correspondem às CNTP. Nas condições especificadas do projeto, a 25 °C e mesma pressão de 1 atm, esta vazão molar (de 214,1 kgmol/h) equivale à vazão volumétrica de 5239 m<sup>3</sup>/h.

Tabela 3 – Variáveis obtidas a partir das condições especificadas

Grandeza	Símbolo	Valor	Unidade
Vazão molar de gás	$G$	214,1	[kgmol/h]
Vazão mássica de gás	$G$	6531,4	[kg/h]
Vazão volumétrica de gás	$G$	5239	[m <sup>3</sup> /h]
Área da seção transversal da coluna	$A$	2,54	[m <sup>2</sup> ]
Fluxo molar de gás	$G_M$	84,2	[kgmol/(h·m <sup>2</sup> )]
Diâmetro interno da coluna	$D$	1,80	[m]

### 3.2. Parâmetros de Transferência de Massa

Os valores do inverso do parâmetro  $\frac{H}{Ek_L^o}$  estão listados na Tabela 4, nas unidades de kgmol/(kPa·m<sup>2</sup>·s) e convertidos para m/s.

Tabela 4 – Valores de  $Ek_L^o/H$  disponíveis para os 3 sistemas CO<sub>2</sub>-amina

Grandeza	Símbolo	Solvente	Valor	Unidade
Coeficiente de transferência de massa com reação química no líquido	$\frac{Ek_L^o}{H}$	Monoetanolamina (MEA)	2,867 x 10 <sup>-6</sup>	$\left[ \frac{\text{kgmol}}{\text{kPa}\cdot\text{m}^2\cdot\text{s}} \right]$
		2-amino-2-metil-1-propanol (AMP)	5,100 x 10 <sup>-7</sup>	
		Monoetanolamina/Piperazina (MEA/PZ)	1,640 x 10 <sup>-5</sup>	
		Monoetanolamina (MEA)	7,106 x 10 <sup>-3</sup>	$\left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$
		2-amino-2-metil-1-propanol (AMP)	1,264 x 10 <sup>-3</sup>	
		Monoetanolamina/Piperazina (MEA/PZ)	4,065 x 10 <sup>-2</sup>	

Os valores obtidos permitiram calcular o valor de  $k_G$ , para, através da Equação (7), obter-se os valores de  $K_G$ , que depois foram convertidos a kgmol/(m<sup>2</sup>·h) (Tabela 5).

Tabela 5 – Valores obtidos para os coeficientes de transferência de massa

Grandeza	Símbolo	Solvente	Valor	Unidade
Coeficiente específico de transferência de massa no gás	$k_G a_e$	-	5,211	[s <sup>-1</sup> ]
Coeficiente de transferência de massa no gás	$k_G$	-	0,026	[m/s]
Coeficiente de transferência de massa global	$K_G$	MEA	$5,586 \times 10^{-3}$	[ $\frac{m}{s}$ ]
		AMP	$1,206 \times 10^{-3}$	
		MEA/PZ	$1,590 \times 10^{-2}$	
		MEA	$8,218 \times 10^{-1}$	[ $\frac{kgmol}{m^2 \cdot h}$ ]
		AMP	$1,774 \times 10^{-1}$	
		MEA/PZ	2,339	

O  $K_G$  na tabela acima em unidade de  $kgmol/(m^2 \cdot h)$  está coerente com as unidades do  $K_G$  apresentado na Equação (5).

### 3.3. Alturas das colunas

A partir da Equação (14), calcularam-se as alturas da coluna de absorção correspondentes a cada uma das três aminas, para diferentes taxas de remoção de CO<sub>2</sub> do ar. Os resultados, para uma faixa de remoção variando de 90% a 99,5%, foram reunidos na Tabela 6. Esta pode ser lida como uma matriz em que os valores internos são as alturas da coluna de absorção, calculadas para o solvente correspondente à respectiva coluna da matriz e para a taxa de remoção correspondente à respectiva linha. Por exemplo, na linha correspondente à taxa de remoção de 95% do gás carbônico contido no gás, a altura da coluna de absorção, usando 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) como solvente, é igual a 7,121 m. Note-se que este valor é igual ao produto do  $H_{OG}$  correspondente ao solvente AMP, igual a 2,377 m, vezes o  $N_{OG}$  correspondente à taxa de remoção de 95%, igual a 2,996.



Tabela 6 – Cálculo das alturas da coluna para cada solvente e taxa de remoção de CO<sub>2</sub>

		Altura da coluna, h (m)			<i>N<sub>OG</sub></i>
		<i>H<sub>OG</sub></i> (m)			
Taxa de remoção de CO <sub>2</sub>		0,5131	2,3769	0,1803	
	90%	1,182	5,473	0,415	2,3026
	95%	1,537	7,121	0,540	2,9957
	96%	1,652	7,651	0,580	3,2189
	97%	1,799	8,335	0,632	3,5066
	98%	2,007	9,299	0,705	3,9120
	99%	2,363	10,946	0,830	4,6052
	99,5%	2,719	12,594	0,955	5,2983
		MEA	AMP	MEA/PZ	

Observando a Tabela 6, nota-se que o *N<sub>OG</sub>* aumenta à medida que se remove mais CO<sub>2</sub> da corrente gasosa, o que acarreta uma maior altura requerida para a coluna de absorção, para qualquer um dos solventes. Estes resultados foram plotados para serem mais bem visualizados e compreendidos. No Gráfico 1, estão representadas como pontos isolados todas as alturas contidas na tabela acima:

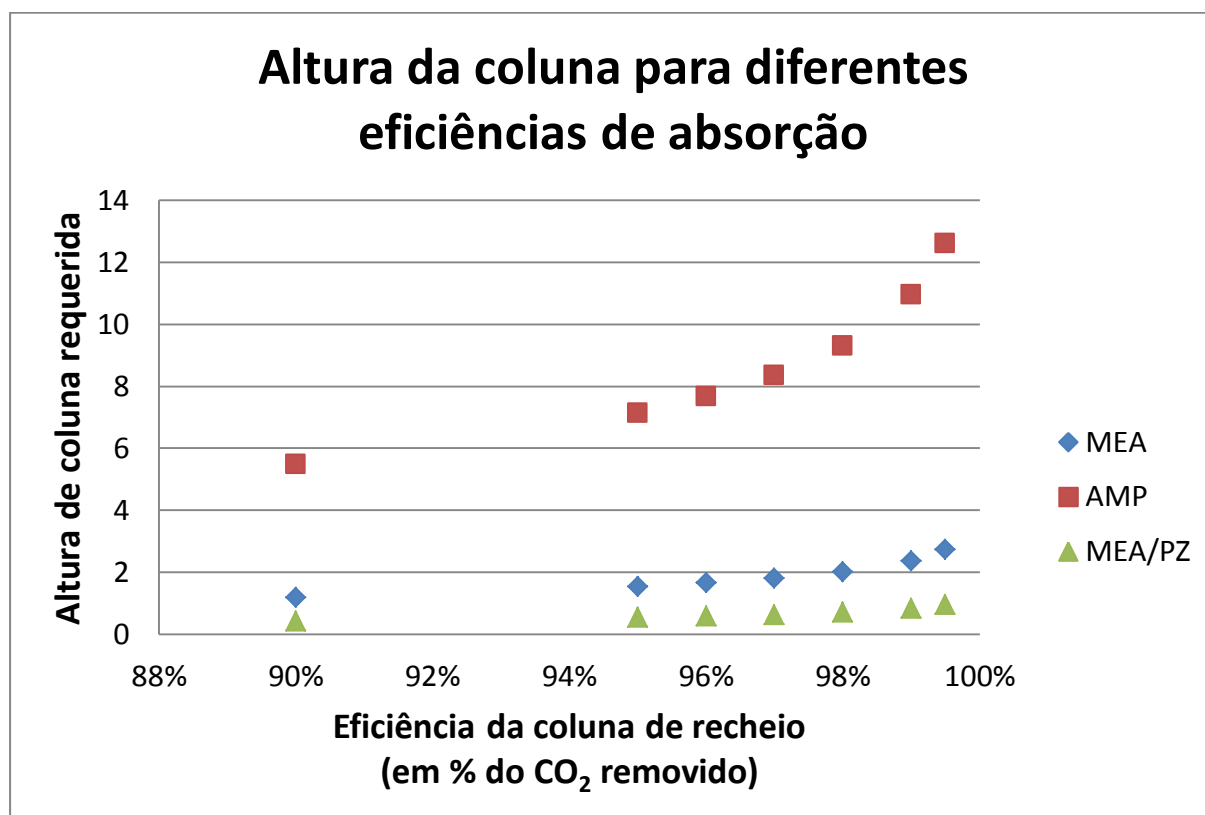


Gráfico 1 – Altura da coluna em função da taxa removida de CO<sub>2</sub>

O Gráfico 1 ilustra bem a relação assintoticamente crescente da altura requerida para a coluna de absorção com o aumento da porcentagem de CO<sub>2</sub> removido, à medida que se aproxima dos 100% de remoção.

O Gráfico 2 (abaixo) está no formato de barras verticais para facilitar a comparação entre os resultados da altura requerida para cada solvente, em cada taxa de remoção de CO<sub>2</sub> especificada:

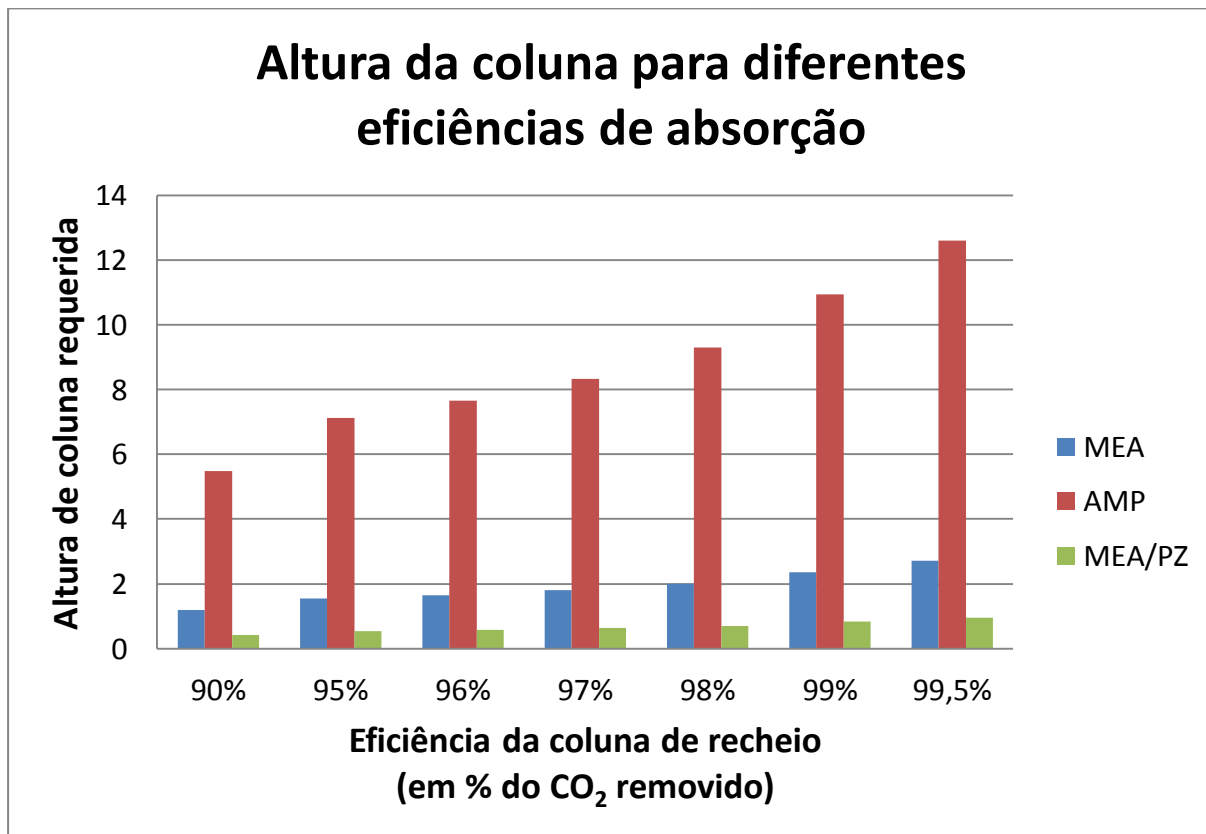


Gráfico 2 – Comparação entre os três solventes quanto à altura requerida

### 3.4. Parâmetros de Transferência de Energia

Tabela 7 – Parâmetros constantes do balanço de energia no líquido

Grandeza	Símbolo	Solvente	Valor	Unidade
Coeficiente de transferência de calor por convecção no gás	$h$	-	128,7	$\times 10^3$ [J.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]
		-	35,7	[W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]
Entalpia de reação/absorção de CO <sub>2</sub> na amina	$\Delta_r H$	MEA	-8,44	$\times 10^7$ [ $\frac{\text{J}}{\text{kgmol}_{\text{CO}_2}}$ ]
		AMP	-6,79	
		MEA/PZ	-8,44	
		MEA	-1919	$\times 10^3$ [ $\frac{\text{J}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$ ]
		AMP	-1542	
		MEA/PZ	-1919	
Vazão do líquido	$L$	MEA	1258	[ $\frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$ ]
		AMP	1186	
		MEA/PZ	1264	
		MEA	28,7	$\times 10^3$ [ $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ ]
		AMP	28,1	
		MEA/PZ	29,0	
Capacidade calorífica do líquido	$C_{P,L}$	MEA	80,9	$\times 10^3$ [ $\frac{\text{J}}{\text{kgmol}\cdot\text{K}}$ ]
		AMP	90,1	
		MEA/PZ	80,9	
		MEA	3541	[ $\frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$ ]
		AMP	3807	
		MEA/PZ	3521	

Tabela 8 – Parâmetros constantes do balanço de energia no gás

Grandeza	Símbolo	Valor	Unidade
Coeficiente de transferência de calor por convecção no gás	$h$	128,7	$\times 10^3$ [J.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]
		35,7	[W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]
Vazão de gás	$G$	214,1	[kgmol/h]
		6531,4	[kg/h]
Capacidade Calorífica do gás	$C_{P,G}$	30,5	$\times 10^3$ [J.kgmol <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]
		1000	[J.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]

A vazão da corrente gasosa,  $G$ , é a mesma para todos os casos e não depende da amina utilizada como solvente. Já para o calor específico,  $C_{P,G}$ , tomou-se o valor desta propriedade para o ar (1000 J.kg<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>, aproximadamente), que está em quantidade muito maior que o CO<sub>2</sub> na corrente gasosa.

### 3.5. Perfis de temperaturas

Para a resolução das equações simultaneamente, tomou-se uma das extremidades da coluna para dar início aos cálculos: o topo da coluna. Como uma condição de contorno em cada fase é necessária para a resolução de cada variável, duas das temperaturas a serem determinadas foram impostas, e são as temperaturas de entrada conhecidas de ambas as correntes:  $T_{L_2} = T_{G_1} = 25 \text{ °C}$ .

O algoritmo segue, então, com os cálculos das  $n$  temperaturas da fase gasosa e  $n$  temperaturas da fase líquida, começando pelo cálculo de  $T_G^n$  a partir de  $T_L^0 = 25 \text{ °C}$  e um valor estimado de  $T_G^{n+1}$ . Em seguida se calcula  $T_L^1$  a partir de  $T_G^n$  e  $T_L^0$ , para depois calcular-se  $T_G^{n-1}$ ,  $T_L^2$ ,  $T_G^{n-2}$ ,  $T_L^3$ ,  $T_G^{n-3}$ , etc., até chegar-se ao fundo da coluna com  $T_G^0$  e  $T_L^{n+1}$ . Verifica-se então se  $T_G^0 = 25 \text{ °C}$ , e repete-se o algoritmo com nova estimativa de  $T_G^{n+1}$  até que a verificação se torne verdadeira e o balanço feche.

Foi com esse algoritmo que se chegou aos perfis de temperatura para absorção de  $\text{CO}_2$  com MEA e MEA/PZ, simplesmente reproduzindo os  $2n$  passos descritos numa planilha, fazendo  $n = 100$ . Para o solvente AMP, contudo, os cálculos na planilha não convergiram, nem diminuindo o tamanho dos intervalos, com  $n = 700$  ou até  $n = 1000$ , caso em que  $\Delta z$  era tão pequeno quanto nos outros casos. Mesmo tentando alterar a planilha manualmente, pôde-se perceber que a precisão de 15 casas decimais garantida pelo *MS Excel* não estava bastando para a convergência dos cálculos para valores sequer próximos da ordem de grandeza desejada.

Tentou-se, para o caso da amina AMP, encontrar outro programa que possibilitasse a convergência deste cálculo para a resolução do gradiente de temperaturas na coluna, e o resultado foi alcançado com o software *Mathematica*, que permite o desenvolvimento de modelos matemáticos através de programação, com precisão numérica de quantas casas decimais forem necessárias. Para a resolução dos balanços no *Mathematica*, não se utilizou o algoritmo iterativo descrito acima, mas apenas foi necessário entrar com as equações diferenciais e instruir o programa a resolvê-las numericamente.

Os resultados obtidos para as temperaturas de saída das correntes, para cada coluna, estão organizados nas tabelas e gráficos a seguir.

Tabela 9 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente MEA

Altura da Coluna (m)	Remoção	$T_{L,1}$ (°C)	$T_{G,2}$ (°C)	$\Delta T_L$ (°C)	$\Delta T_G$ (°C)
1,182	90%	41,00	26,38	16,00	1,38
1,537	95%	41,81	26,09	16,81	1,09
1,652	96%	41,97	26,02	16,97	1,02
1,799	97%	42,13	25,94	17,13	0,94
2,007	98%	42,29	25,84	17,29	0,84
2,363	99%	42,44	25,71	17,44	0,71
2,719	99,5%	42,50	25,61	17,50	0,61

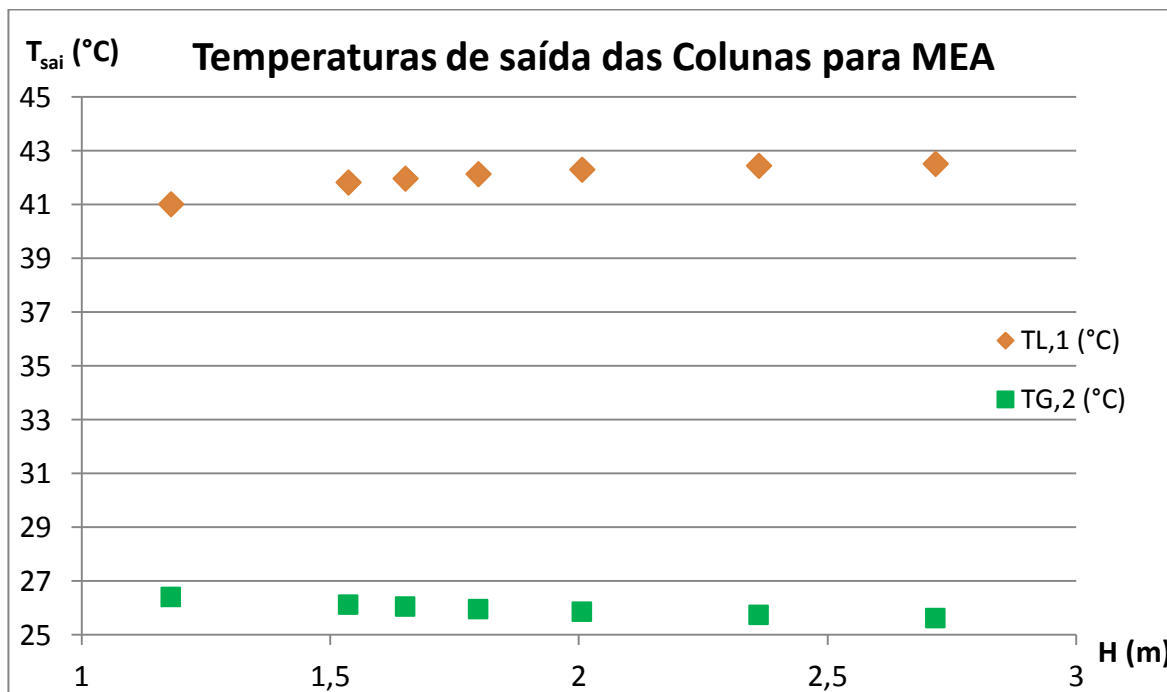


Gráfico 3 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (MEA)

Tabela 10 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente MEA/PZ

Altura da Coluna (m)	Remoção	$T_{L,1}$ (°C)	$T_{G,2}$ (°C)	$\Delta T_L$ (°C)	$\Delta T_G$ (°C)
0,415	90%	40,08	28,46	15,08	3,46
0,540	95%	40,87	27,97	15,87	2,97
0,580	96%	41,03	27,81	16,03	2,81
0,632	97%	41,19	27,62	16,19	2,62
0,705	98%	41,35	27,39	16,35	2,39
0,830	99%	41,52	27,05	16,52	2,05
0,955	99,5%	41,61	26,78	16,61	1,78

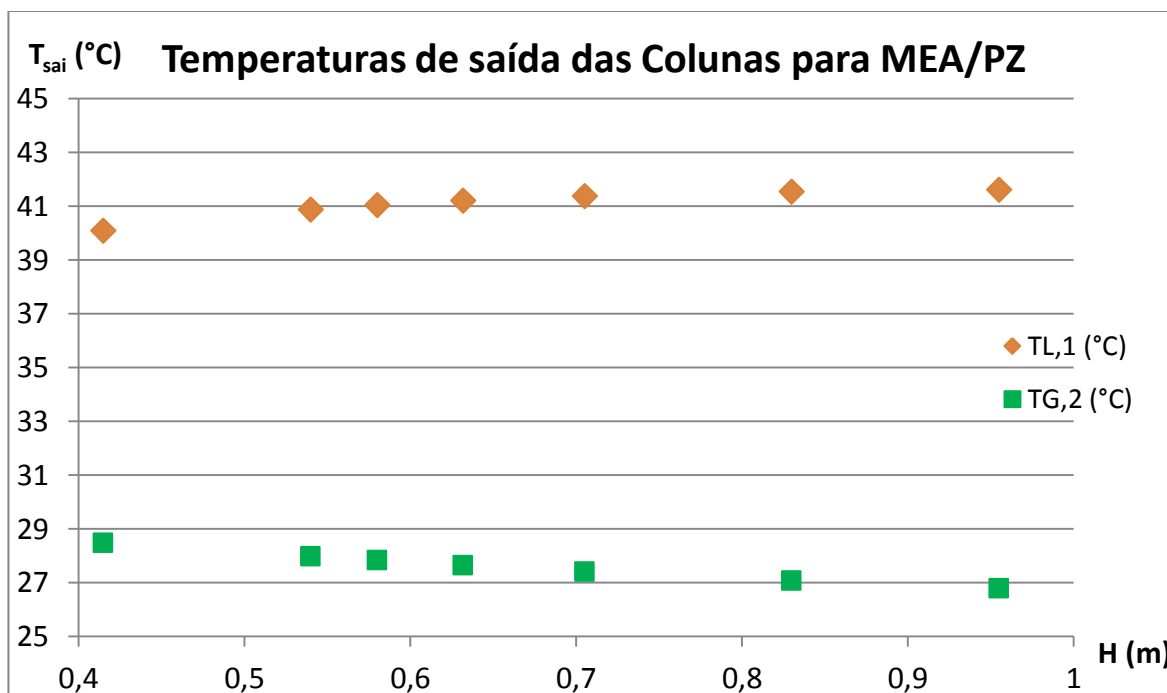


Gráfico 4 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (MEA/PZ)

Tabela 11 – Temperaturas de saída das correntes para o solvente AMP

Altura da Coluna (m)	Remoção	T <sub>L,1</sub> (°C)	T <sub>G,2</sub> (°C)	ΔT <sub>L</sub> (°C)	ΔT <sub>G</sub> (°C)
5,473	90%	37,35	25,24	12,35	0,24
7,121	95%	37,97	25,19	12,97	0,19
7,651	96%	38,10	25,18	13,10	0,18
8,335	97%	38,22	25,17	13,22	0,17
9,299	98%	38,35	25,15	13,35	0,15
10,946	99%	38,47	25,13	13,47	0,13
12,594	99,5%	38,53	25,11	13,53	0,11

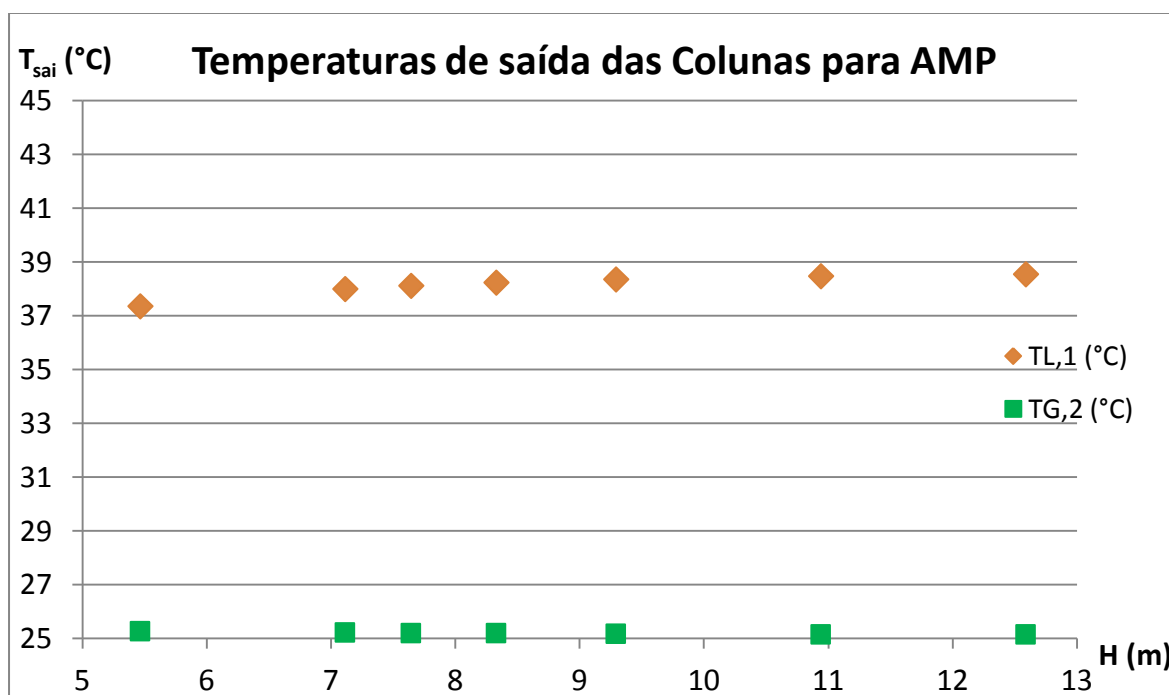


Gráfico 5 – Temperaturas de saída das correntes para cada coluna (AMP)

Note-se que as temperaturas de saída não variaram muito de uma coluna para outra – para um mesmo solvente. Isto é devido às conversões de CO<sub>2</sub> estarem variando numa faixa estreita, que vai de 90% a 99,5%. Se fosse feito o balanço de energia para uma remoção de 50%, ter-se-ia uma variação de temperatura de aproximadamente metade das obtidas para os casos estudados. A explicação para isto é que a menor absorção de CO<sub>2</sub> faz com que menos calor seja liberado no líquido proveniente da variação de entalpia devida à reação.

Finalmente, abaixo estão os gráficos com os perfis de temperaturas no líquido e no gás ao longo da coluna. Foram incluídos dois perfis para cada solvente estudado, referentes às remoções de CO<sub>2</sub> de 90% e 99,5%.

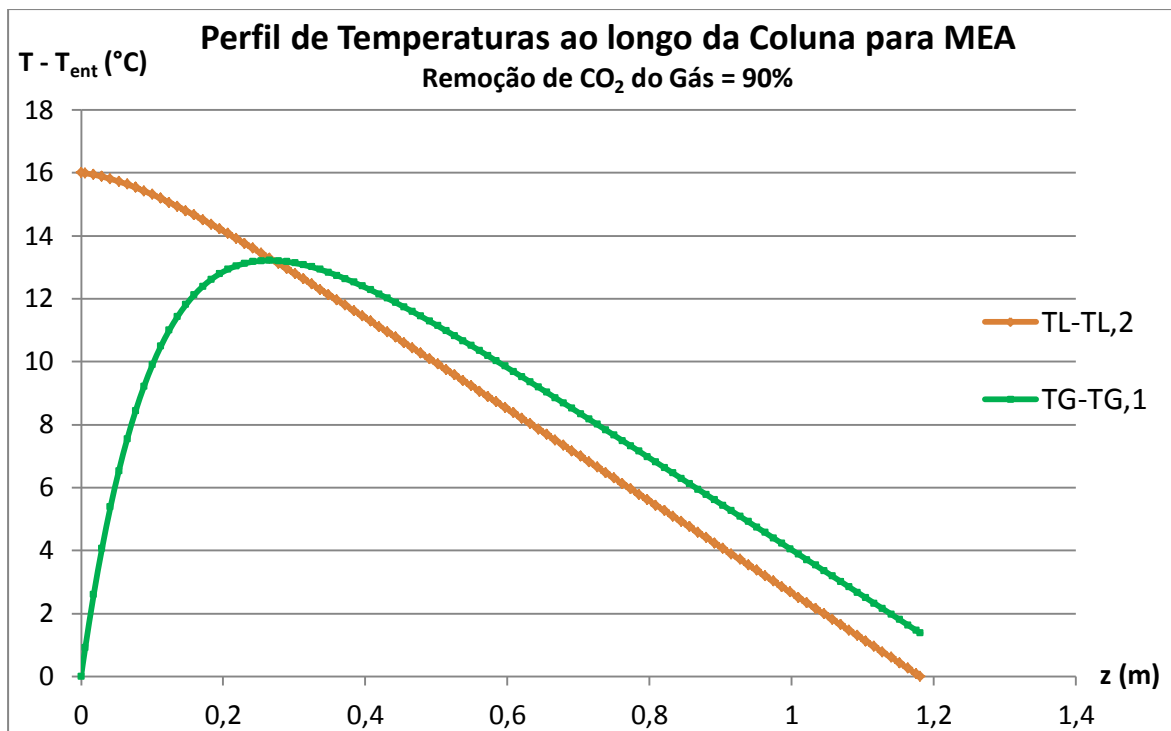


Gráfico 6 – Perfil de temperaturas para MEA (90%)

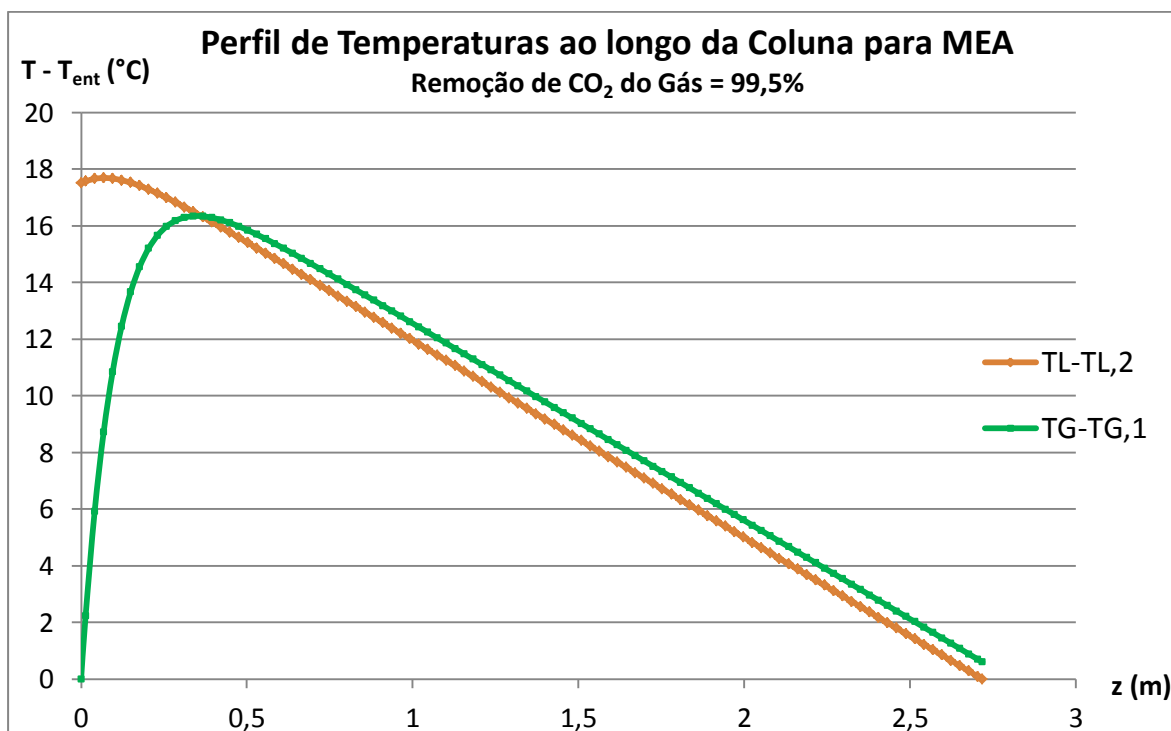


Gráfico 7 – Perfil de temperaturas para MEA (99,5%)



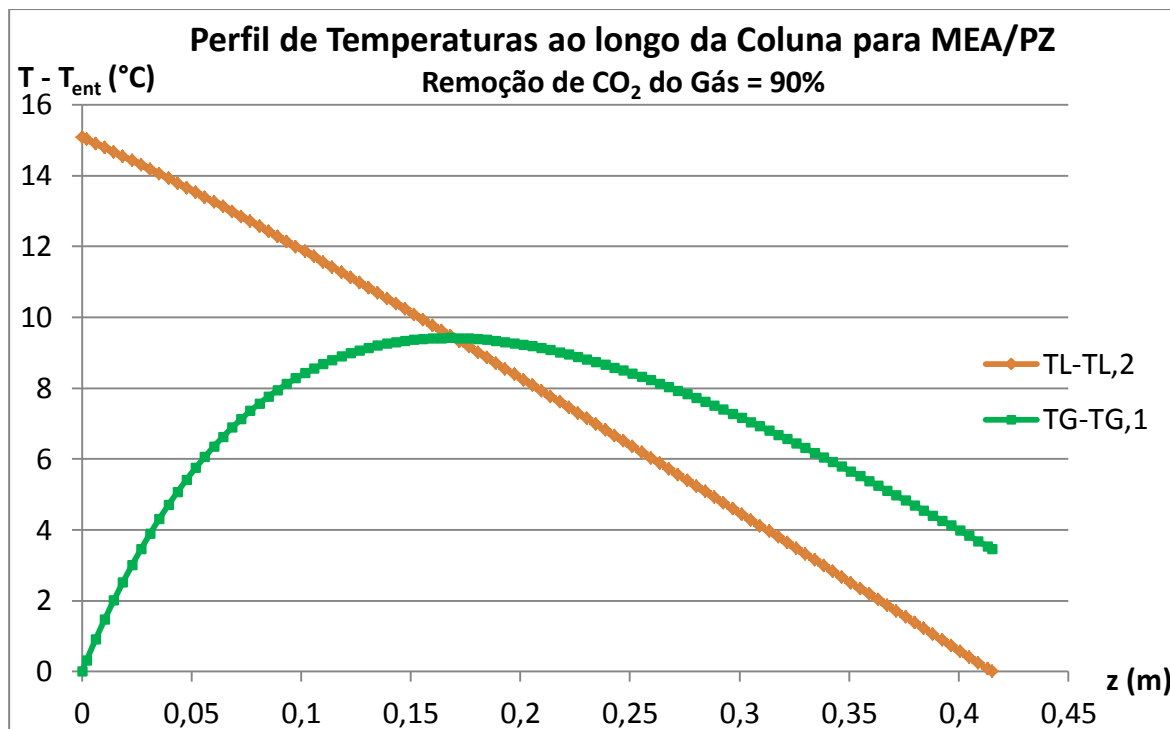


Gráfico 8 – Perfil de temperaturas para MEA/PZ (90%)

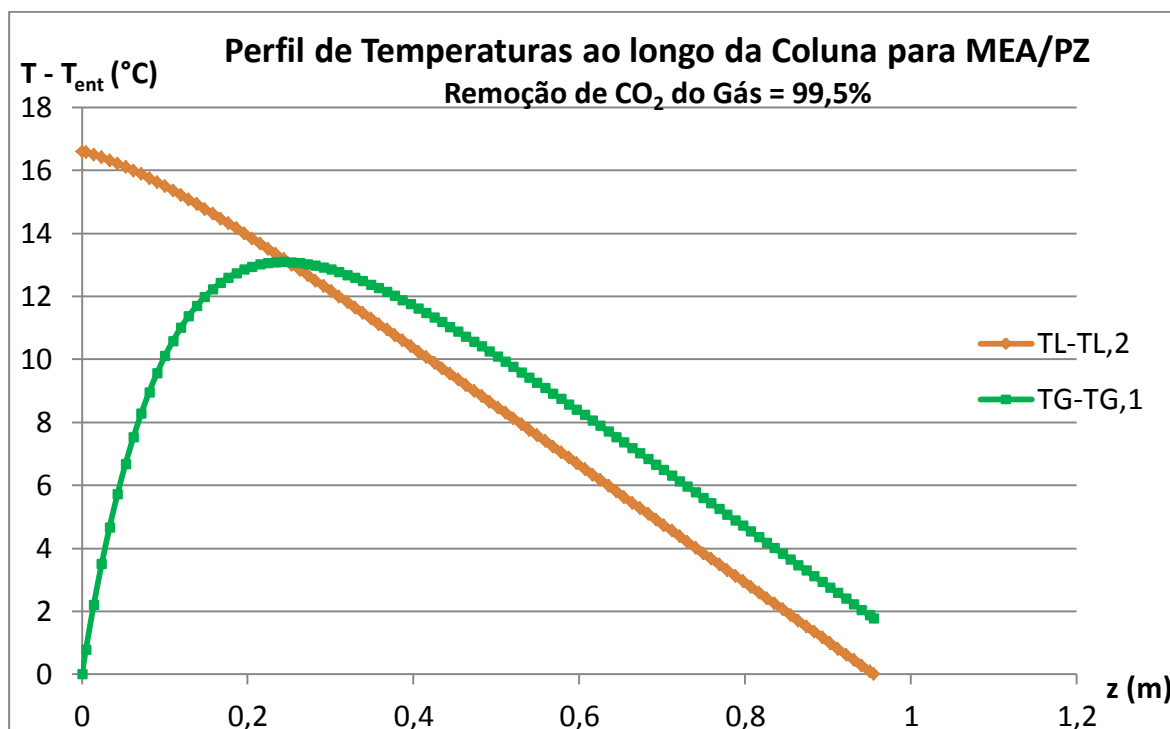


Gráfico 9 – Perfil de temperaturas para MEA/PZ (99,5%)

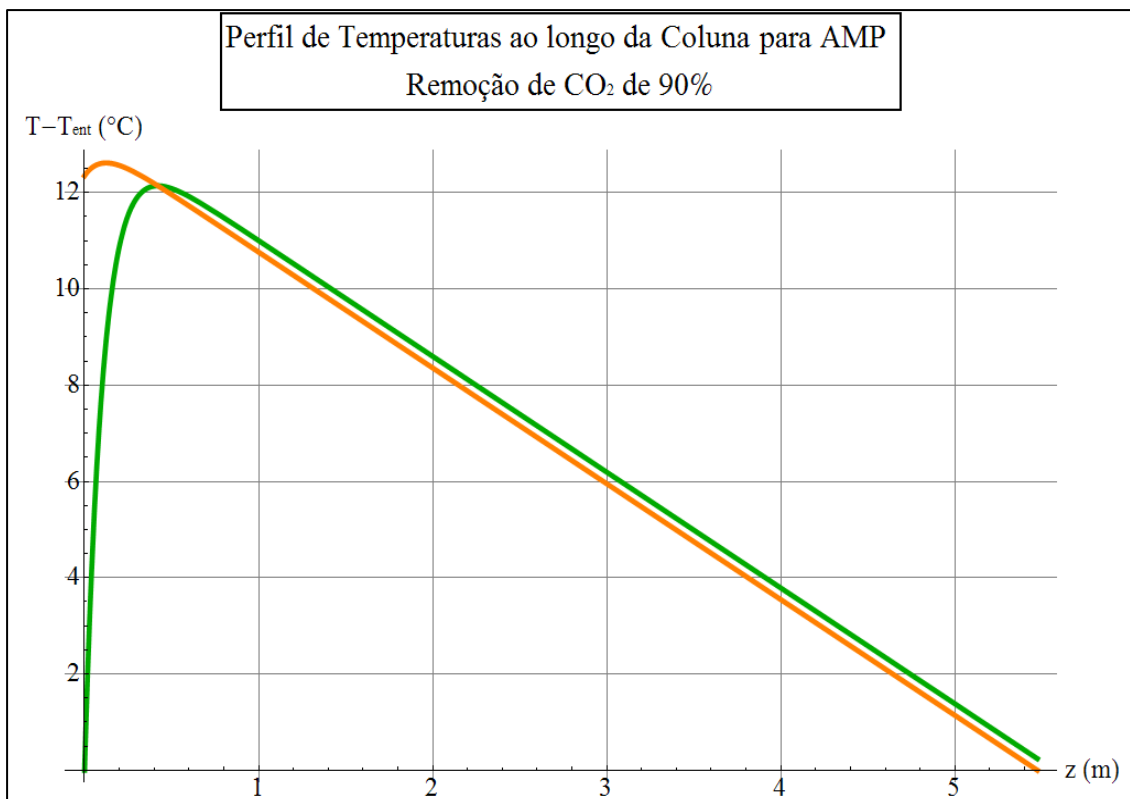


Gráfico 10 – Perfil de temperaturas para AMP (90%)

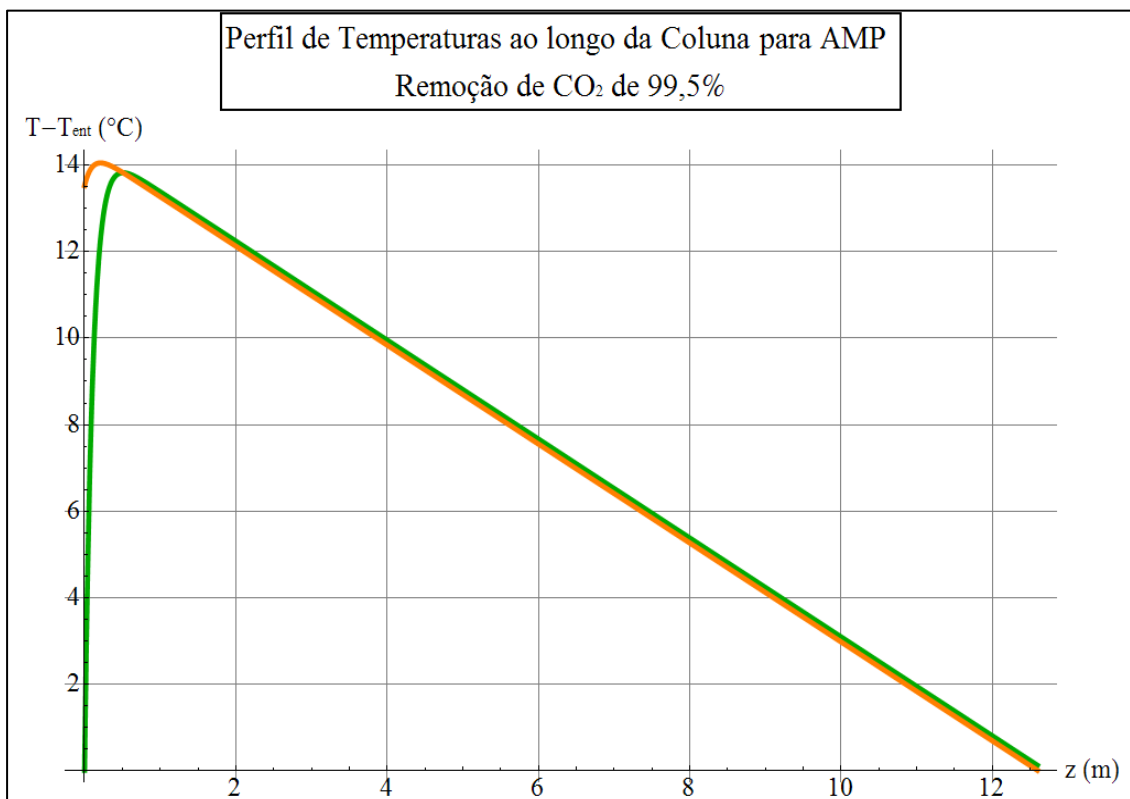


Gráfico 11 – Perfil de temperaturas para AMP (99,5%)

## 4. Conclusão

As dimensões da coluna refletem diretamente no investimento inicial de implantação do projeto. Pensando mais à frente, quando de uma possível implantação da coluna em alguma planta química, os custos serão tanto maiores quanto maior for a altura da coluna, devido às despesas com materiais de construção, principalmente aço inoxidável.

Toda a análise feita na primeira parte deste trabalho esteve focada no desempenho de cada amina na absorção de CO<sub>2</sub>. Isso foi feito através da comparação entre as alturas calculadas para cada um dos três solventes analisados, ao longo de uma faixa de possíveis valores de remoção de CO<sub>2</sub> do ar. Os resultados indicaram alturas diferentes para cada tipo de solução de amina empregada. Alturas maiores foram obtidas para o AMP (entre 5,5 m e 12,5 m). Para a MEA, obtiveram-se alturas entre 1,2 m e 2,7 m, enquanto para a mistura MEA/PZ as alturas foram as menores (entre 0,4 m e 0,95 m).

Dos resultados do balanço de energia para as soluções das aminas MEA, AMP e MEA/PZ, observou-se que em cada caso obteve-se diferentes temperaturas na saída do líquido, sendo a maior variação obtida para MEA (em torno de 17 °C), seguida de MEA/PZ (em torno de 16 °C) e AMP (em torno de 13 °C) em relação à temperatura de entrada de 25°C.

Na fase gasosa as temperaturas de saída tiveram uma variação bem menor com relação à entrada, em torno de 1 °C para MEA, 3 °C para MEA/PZ e apenas 0,2 °C para AMP. Ou seja, a variação da temperatura foi bem menor para AMP.

## 5. Referências bibliográficas

- Aroonwilas, A.; Tontiwachwuthikul, P. High-efficiency structured packing for CO<sub>2</sub> separation using 2-amino-2-methyl-1-propanol (AMP). *Separation and Purification Technology*, v. 12, p. 67-79, 1997.
- Aroonwilas, A.; Tontiwachwuthikul, P. Mass Transfer Coefficients and Correlation for CO<sub>2</sub> Absorption into 2-amino-2-methyl-1-propanol (AMP) Using Structured Packing. *Industrial Engineering Chemical Resource*, v. 37, p. 569-575, 1998.
- Aroonwilas, A.; Veawab, A.; Tontiwachwuthikul, P. Behavior of the Mass-Transfer Coefficient of Structured Packings in CO<sub>2</sub> Absorbers with Chemical Reactions. *Industrial Engineering Chemical Resource*, v. 38, p. 2044-2050, 1999.
- Aroonwilas, A.; Veawa, A. Characterization and comparison of the CO<sub>2</sub> absorption performance into single and blended alkanolamines in a packed column. Faculty of Engineering, University of Regina, p. 2228-2237. Canada, 2004.
- Bonenfant, D.; Mimeault, M.; Hausler, R. Determination of the structural features of distinct amines important for the absorption of CO<sub>2</sub> and regeneration in aqueous solution. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 42: 3179-3184, 2003.
- Charpentier, J.C. Mass transfer rates in gas-liquid absorbers and reactors. *Advances in Chemical Engineering*. (1981), 11.
- Gabrielsen, J; Michelsen, M. L.; Stenby, E. H.; Kontogeorgis, G. M. Modeling of CO<sub>2</sub> absorber using an AMP solution. Dept. of Chem. Eng., Technical University of Denmark. Wiley InterScience ([www.interscience.wiley.com](http://www.interscience.wiley.com)), *AIChE J*, 52: 3443-3452, 2006
- Kohl, Arthur; Riesenfeld Fred C. Gas Purification. Gulf Publishing Company. Texas, 1985
- McCann Nichola, Phan Duong, Wang Xiaoguang, Conway William, Burns Robert. Kinetics and mechanism of carbamate formation from CO<sub>2</sub> (aq), carbonate species, and monoethanolamine in aqueous solution. *J. Phys. Chem. A.*, 113: 5022-5029, 2009.
- Paiva, J.L.; Estudo de Recheio Estruturado: Determinação dos Parâmetros de Transferência de Massa e Aplicação à Absorção de NO<sub>x</sub>. Departamento de

Engenharia Química da Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, pág. 142. São Paulo, 1999.

- Rao, A. B.; Rubin, E. S. A technical, economic, and environmental assessment of Amin-based CO<sub>2</sub> capture technology for Power plant greenhouse gas control. *Environ. Sci. Technol*, 36: 4467-4475, 2002.
- Rodriguez, H. A.; Absorção de dióxido de carbono em soluções aquosas de aminas em uma coluna de parede molhada com promotor de película. Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2011.
- Treybal R. E. *Mass-Transfer Operations*. 3<sup>rd</sup> ed.; McGraw-Hill Book Company, USA, 1988.