

# ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA PARA REMOÇÃO DE CO<sub>2</sub> DE UMA CORRENTE DE GÁS NATURAL POR DEA OU MEA

Mariana Santos Rodrigues<sup>1</sup>

Thamires Sampaio Mendes da Silva<sup>2</sup>

Paulo Roberto Britto Guimarães<sup>3</sup>

## Resumo

A emissão do dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) para atmosfera é um problema que envolve questões industriais (qualidade) e ambientais (agravamento do efeito estufa). Nas plantas de processamento de gás natural um fator determinante é a pureza do produto, o que implica na remoção de gases ácidos, como CO<sub>2</sub>, denominado processo de adoçamento. Nesse contexto, esse trabalho visa realizar um estudo de viabilidade técnica e econômica (EVTE) para avaliar a melhor etanolamina para o referido adoçamento. Os dados do estudo técnico foram levantados a partir da literatura, e simulados no Aspen HYSYS V8.8 considerando os cenários de absorção utilizando MEA e DEA. O estudo econômico foi realizado através do cálculo do valor presente líquido, a partir dos custos operacionais e investimento para os cenários propostos. Como resultado do EVTE constatou-se que o processo de remoção do CO<sub>2</sub> é tecnicamente factível para ambas as situações propostas, no entanto no âmbito econômico a viabilidade só foi alcançada através da utilização do solvente MEA.

## Abstract

The emission of carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) into the atmosphere is a problem involving industrial (quality) and environmental issues (worsening of greenhouse effect). In natural gas processing plants a determining factor is the purity of the product, which implies in the removal of acid gases, such as CO<sub>2</sub>, namely sweetening process. In this context, this work aims to carry out a technical and economic feasibility study (EVTE) to evaluate the best ethanolamine for the referred sweetening process. Data from the technical study were drawn from the literature, and simulated in Aspen HYSYS V8.8 considering the absorption scenarios using MEA and DEA. The economic study was performed by calculating the net present value, from the operational costs and investment for the proposed scenarios. As a result of the EVTE, it was found that the process of CO<sub>2</sub> removal is technically feasible for both proposed situations, however in the economic scope the viability was only achieved through the use of MEA solvent.

## 1 INTRODUÇÃO

O setor industrial sofreu uma série de mudanças com o advento da revolução industrial, o aumento da demanda de consumo da população, devido aos avanços gerados pela época, provocou alterações no modo e nível de produção, exigindo crescimento do setor. Com o desenvolvimento industrial, aumentou-se as emissões de gases residentes de processos provocando no meio ambiente a destruição de ecossistemas tanto de maneira direta como indireta (COSTA, 2014).

---

<sup>1</sup> Graduada em Engenharia Química pela Universidade Salvador, UNIFACS. E-mail: rodrigues\_mariana@hotmail.com.br

<sup>2</sup> Graduada em Engenharia Química pela Universidade Salvador, UNIFACS. E-mail: thami.sampaio@hotmail.com

<sup>3</sup> Prof. Orientador da Universidade Salvador – UNIFACS (BA). E-mail: paulorbg@unifacs.br

A emissão desses gases, causada pela ação antrópica, contribui para o efeito estufa através da queima de combustíveis fósseis, alterações no solo, desmatamento e queimadas (BARBOSA, 2010). Apesar de ser um fenômeno natural, o aumento descomedido das emissões de gases intensifica o efeito estufa provocando mudanças climáticas e problemas ambientais. Os principais gases que provocam e ou intensificam esse fenômeno são CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>O, CFC, entre outros (SALIBA, 2015). Perante esse cenário, em 1992, ocorreu a Convenção das Nações Unidas, ECO 92, e, com a assinatura do Protocolo Kyoto surgiu a tentativa de reduzir as emissões de gases de efeito estufa (GEEs) (DEY; AROONWILAS 2006).

Por armazenar energia e transformá-la em calor, elevando a temperatura da superfície da Terra, o CO<sub>2</sub> é apontado como principal gás intensificador do efeito estufa. A capacidade de armazenamento de CO<sub>2</sub> pelas plantas e algas diminui à medida que essa temperatura aumenta, prejudicando os ecossistemas (REIS, 2013).

Nesse contexto torna-se necessário a remoção de CO<sub>2</sub>, a fim de reduzir a sua emissão e promover a purificação do processo. Dentre as técnicas existentes, a absorção é mais utilizada e consiste em um fenômeno físico-químico de separação, onde é absorvido por diversas soluções alcalinas ou alcanolaminas, exemplo MEA e DEA (RAO; RUBIN, 2002).

O presente trabalho tem como desígnio realizar um estudo de viabilidade técnica e econômica, através da simulação de dados levantados a partir da literatura, levando em consideração os cenários de absorção usando MEA e DEA, para identificar assim o melhor panorama considerando o investimento necessário para implantação da planta, custos fixos e variáveis do processo.

## 2 METODOLOGIA

Com o intuito de buscar a identificação das características de remoção do MEA e DEA no processo de remoção de CO<sub>2</sub> em uma coluna de absorção, serão estabelecidos critérios para avaliação de ambos os cenários.

Primeiramente foram levantados dados a partir da literatura através de uma pesquisa bibliográfica, sendo identificados processos que utilizem MEA ou DEA para o adoçamento de uma corrente de gás natural, a fim de designar-se as condições de operação dos mesmos.

Em seguida através da utilização do simulador ASPEN HYSYS V8.8 juntamente com os balanços de massa e energia do processo, foram obtidos os custos referente às utilidades industriais, tais como vapor e energia, matéria-prima e insumos. De posse desses resultados,

foram realizados os estudos de viabilidade técnica e econômica um para o processo utilizando MEA como solvente, outro utilizando DEA.

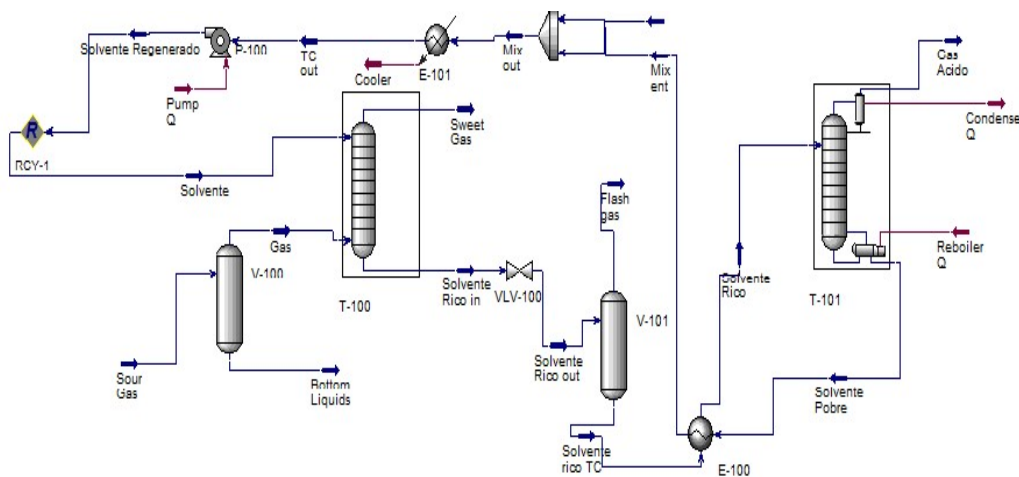
O estudo econômico estimou o investimento necessário para implantação da planta, custos fixos e variáveis do processo. Os critérios utilizados para a avaliação econômica de ambos os cenários serão valor presente líquido / investimento  $\geq 2,0$  e taxa interna de retorno  $>$  Taxa mínima de atratividade (MUSTAFA, 2010).

### 3 RESULTADOS

A Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) estabelece a especificação do gás natural que circula em todo território nacional. A norma determina que a concentração máxima de CO<sub>2</sub> presente na corrente seja de 3 % (molar), de modo a evitar corrosão e promover a purificação do gás (ANP, 2008). O processo analisado em questão possui uma concentração molar de 4,13%, demonstrando a necessidade da utilização do processo de adoçamento para remoção do CO<sub>2</sub> (Øi, 2007).

Os dados operacionais e a composição da corrente de gás natural de uma unidade de adoçamento foram utilizados segundo informações apresentadas por Øi (2007). O gás utilizado por Øi (2007) foi extraído com concentrações de compostos desejáveis e indesejáveis, incluído o CO<sub>2</sub>. A corrente de gás ao ser direcionada para torre de absorção sofreu um processo físico-químico para a purificação do gás. A corrente de fundo da coluna de absorção, a qual se encontrava na fase líquida, foi encaminhada para um vaso separador devido à presença de hidrocarbonetos na corrente. Em seguida foi para um trocador casco tubo para ser aquecida e regenerada numa coluna de stripping. Após o solvente ser regenerado ele passou pelo mesmo trocador casco tubo, foi misturado com água, e resfriado novamente para atingir a especificação requerida para retornar a coluna de absorção. O fluxograma do processo apresentado foi simulado através do Aspen HYSYS V8.8 e está representado na Figura 1.

Figura 1 - Fluxograma do processo simulado



Fonte: Fluxograma do processo de adoçamento de gás natural simulado – (Øi, 2007)

A remoção do gás ácido  $\text{CO}_2$  no processo de adoçamento do gás natural foi realizada em dois cenários distintos, utilizando soluções de alcanaminas MEA e DEA em um processo de absorção química, caracterizado pela transferência de massa com reação química entre o gás ácido e a solução de alcanaminas. Para KHOL e NIELSEN (1997) e RAO e RUBIN (2002) o uso de aminas é comercialmente viável quando se trata de correntes gasosas diluídas com uma percentagem inferior a 15% em base molar de  $\text{CO}_2$ , pois assim é possível operar a planta em pressão e temperaturas próximas da atmosférica. Com isso, justifica-se o uso de MEA e DEA nas purificações. A simulação foi efetuada através do simulador ASPEN HYSYS V8.8 para os diferentes cenários. Foram consideradas as mesmas variáveis operacionais para ambas as situações. Nas Tabelas 1 e 2 são apresentadas a vazão da fase gasosa, temperatura, pressão e composição da corrente gasosa.

O pacote termodinâmico escolhido para ambas as circunstâncias foi o Acid Gas, por ser o mais adequado para se trabalhar com gases ácidos e aminas, já que uma rápida conversão pode ser atingida, devido a existência de propriedades e parâmetros que correlacionam absorção física e química. Modelos tradicionais como Soave Redlich Kwong (SRK) e Peng Robinson (PR), são utilizados frequentemente para processos que contêm hidrocarbonetos, água, ar e gases de combustão (componentes típicos em uma unidade de gás natural), entretanto devido ao sistema trabalhar com soluções alcalinimas como solvente,

estas consideradas líquidos não ideais, os modelos tradicionais não são considerados os mais adequados devido a MEA e a DEA formarem um sistema complexo eletrolítico com reações químicas que precisam ser representadas, o pacote escolhido calcula sistemas líquidos contendo íons através de diferentes modelos de equilíbrio eletrolítico escolhidos através da inserção do solvente escolhido e suas propriedades (Øi, 2007).

Tabela 1 – Condições operacionais do gás natural

<b>Condições operacionais do gás natural na coluna de absorção</b>	
Vazão (kmol/h)	1.241
Temperatura (°C)	30
Pressão (kPa)	6895

Fonte: ( Øi, 2007)

Tabela 2 – Composição do gás natural.

<b>Composição molar do gás natural para o processo de adoçamento (%)</b>	
CH <sub>4</sub>	86,92
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,93
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,93
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,26
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,29
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,14
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,12
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,18
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,72
H <sub>2</sub> O	0,50
H <sub>2</sub> S	1,72
CO <sub>2</sub>	4,13
N <sub>2</sub>	0,16

Fonte: ( Øi, 2007)

A partir da simulação foi possível verificar que a fase vapor do gás natural correspondia a 99,6% da corrente e fase líquida a 0,4%. Devido a presença de líquido, a corrente passou por um vaso *knock-out* para que essas partículas de líquido fossem retiradas, antes de ser encaminhada para a coluna de absorção.

Tabela 3 – Composição do gás natural para coluna de absorção

<b>Composição do gás natural para a coluna de absorção (%molar)</b>	
CH <sub>4</sub>	87,2
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,94
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,93
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,26
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,29
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,14
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,12
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,18
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,72
H <sub>2</sub> O	0,14
H <sub>2</sub> S	1,73
CO <sub>2</sub>	4,14
N <sub>2</sub>	0,16

Fonte: Própria

O primeiro cenário avaliado foi a utilização do solvente DEA no processo de adoçamento do gás natural. Os dados operacionais da DEA encontram-se na Tabela 4.

Tabela 4 – Condições operacionais da DEA

<b>Condições operacionais DEA</b>	
Vazão (kmol/h)	1.808
Temperatura (°C)	35
Pressão (kPa)	190
Número de estágios na coluna de absorção	10
<b>Composição (%m)</b>	
H <sub>2</sub> O	71,87
DEA	27,95
CO <sub>2</sub>	0,18

Fonte: (Øi, 2007)

Segundo Sarker (2016), o solvente DEA é utilizado diluído em água no adoçamento, com uma composição que varia entre 20 e 35 %m. Para o presente trabalho foi considerado o valor de 27,95 %.

O segundo cenário avaliado foi a utilização da MEA no processo de adoçamento do gás natural. Os dados operacionais para MEA foram os mesmos utilizados anteriormente para DEA, exceto a composição do solvente e a vazão molar, que se encontram na Tabela 5.

Tabela 5 – Composição da MEA

<b>Composição (%m)</b>	
H <sub>2</sub> O	86,24
MEA	13,62
CO <sub>2</sub>	0,14
<b>Vazão (kmol/h)</b>	<b>2.349</b>

Fonte: (Øi, 2007)

Segundo Sarker (2016), o solvente MEA é também utilizado diluído em água no adoçamento, mas com uma composição que varia entre 10 e 20 %m. Para o presente trabalho foi considerado 13,62 %.

Como resultado da simulação do processo de adoçamento do gás natural, através da absorção química em diferentes conjunturas, pôde-se inferir que em ambos os cenários o gás está conforme norma ANP, que exige que a concentração máxima de CO<sub>2</sub> na corrente seja de 3% mol. Contudo, a remoção do CO<sub>2</sub> por meio da MEA aconteceu de forma mais eficaz, já que a concentração de CO<sub>2</sub> no gás foi menor, conforme Tabela 6. Isso se deve ao fato da DEA ser menos reativa, enquanto que a MEA, por ser uma etalonamina primária, possui uma reatividade maior (GALINDO et al., 2011). Segundo Flores (2011) a reatividade das alcanaminas decai com o aumento do grau de substituição dos átomos de hidrogênio por grupos alquil no grupo funcional amino.

Tabela 6 – Composição do gás natural após adoçamento

<b>Composição do gás natural após tratamento (%mol)</b>		
<b>Componentes</b>	<b>MEA</b>	<b>DEA</b>
CH <sub>4</sub>	92,61	92,47
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,19	4,18
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,99	0,99
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,28	0,28
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,31	0,31
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,15	0,15
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,13	0,13
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,19	0,18
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,76	0,71
H <sub>2</sub> O	0,17	0,16
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	0,05	0,27
N <sub>2</sub>	0,17	0,17

Fonte: (Própria)

Na Tabela 7 segue a composição da corrente de fundo da absorvedora, que foi encaminhada para o processo de regeneração. Antes de chegar ao *stripping* a corrente passa por um vaso separador, a fim de remover os gases presentes na corrente, e um trocador de calor casco-tubo para ser aquecida, atingindo assim a especificação requerida para a coluna de regeneração. Segundo Øi (2007) o *stripping* opera em ambos os cenários a 6205 kPa e com 18 pratos, porém para a MEA a temperatura de entrada equivale a 65°C e para a DEA 93°C. Através da simulação foi possível verificar que a temperatura interfere diretamente na especificação do solvente regenerado.



Tabela 7 – Corrente de fundo da coluna absorvedora

<b>Corrente de fundo da coluna de absorção</b>		
	MEA	DEA
Vazão Molar (kmol/h)	2349	1881
CO <sub>2</sub> (%mol)	2,35	2,64
Solvente (%mol)	4,31	6,30
H <sub>2</sub> O (%mol)	92,29	89,76
CH <sub>4</sub> (%mol)	0,08	0,10
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (%mol)	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (%mol)	0,00	0,00
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (%mol)	0,00	0,00
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (%mol)	0,00	0,00
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (%mol)	0,00	0,00
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (%mol)	0,00	0,00
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (%mol)	0,00	0,00
n-C <sub>7</sub> H <sub>16</sub> (%mol)	0,00	0,04
H <sub>2</sub> S (%mol)	0,95	1,15
N <sub>2</sub> (%mol)	0,00	0,00

Fonte: Própria

Na Tabela 8 segue a composição do CO<sub>2</sub> no topo da coluna de *stripping*. A efetividade do solvente MEA foi ratificada através da maior vazão de CO<sub>2</sub> no topo do *stripping*.

Tabela 8 – Vazão de CO<sub>2</sub> na corrente de topo do stripping

Vazão de CO <sub>2</sub> no gás efluente (kmol/h)	MEA	DEA
	50,7	48,2

Fonte: Própria

Ao ser regenerado o solvente, que sai pelo fundo do *stripping*, passa pelo trocador casco-tubo para ser resfriado, é misturado com água e resfriado novamente. Através da simulação foi possível verificar que esse processo se faz necessário devido à temperatura de aproximadamente 125°C, em ambos os cenários, que o solvente se encontra.

Com base nos dados do estudo técnico apresentado foi possível iniciar o estudo econômico para ambos os cenários propostos. Esta etapa objetivou o cálculo dos investimentos principais (direto, indireto e fixo), custo dos equipamentos principais, custos fixos e variáveis.

A avaliação econômica foi realizada através do método de Valor Presente Líquido (VPL), que traduz o retorno líquido atualizado gerado pelo projeto (MUSTAFA, 2010). A diferença entre o valor presente previsto de caixa e o valor presente do fluxo de caixa (investimento, empréstimo ou financiamento) determina o VPL. A relação entre o VPL e o

investimento total é definida como critério de viabilidade econômica do projeto, e geralmente se considera, no mínimo, igual 2,0 (MUSTAFA, 2010).

Premissas: Foram adotadas algumas premissas para o estudo econômico.

a) Os custos dos equipamentos foram estimados através das Equações de Custo, como evidenciado na Tabela 10 MUSTAFA (2016), para FOB EUA, ano de 2016, com valores em dólar (US\$);

b) O fator de internalização adotado foi de 65% (MUSTAFA, 2010) para correspondência de custo dos equipamentos no Brasil (estado de São Paulo);

c) Para o cálculo das despesas financeiras utilizou-se um tempo de 10 anos para anualização do investimento e juros a uma taxa de 9,5% ao ano, considerando-se que o investimento financiado possui um valor igual a 80% do investimento total. A Equação 1 foi utilizada neste cálculo.

$$Despesas\ financeiras = I_{financeiro} \frac{i \cdot (1+i)^t}{(1+i)^t - 1} (1)$$

a) As abreviaturas utilizadas na avaliação econômica foram:

b) EP: Equipamentos principais; IF: Investimento fixo; ID: Investimento direto; I.I: Investimento indireto; IT: Investimento total; CG: Capital de giro; CF: Custos fixos; CV: Custos variáveis; LB: Lucro bruto; LL: Lucro líquido; Imp: Impostos; GC: Geração de caixa; FC: Fluxo de caixa; VR: Valor residual; VPL: Valor presente líquido.

c) Para o cálculo do capital de giro a Equação 2 foi considerada.

$$CG = \frac{CF+C}{12} (2)$$

a) No estudo de viabilidade foi considerado a prestação de serviço de um engenheiro sênior por 3 meses, sendo R\$250/h.

b) O cálculo da receita líquida para ambos os cenários foi realizado através da Equação 3.

$$c) R = Produção \times Preço (3)$$

d) O lucro bruto foi calculado a partir da Equação 4.

$$e) LB = R - CV - (CF + D) (4)$$

f) Através da Equação 5 o lucro líquido foi considerado;

$$g) LL = LB - Imp (5)$$

h) Para o cálculo dos impostos foi considerado que o mesmo equivale a 34% do Lucro Bruto;

i) A depreciação foi calculada a partir da Equação 6.

$$j) D = \frac{IT-V}{n} (6)$$

k) A Equação 7 representa o cálculo para o fluxo de caixa.

$$l) FC = GC + VR - IT (7)$$

m) O Valor presente líquido foi calculado através da Equação 8.

$$i. \quad VPL = \sum_{j=0}^n \frac{R_j - C_j}{(1+i)^j} - \sum_{j=0}^n \frac{I_j}{(1+i)^j} \quad (8)$$

n) O preço utilizado como parâmetro para o cálculo das receitas de dióxido de carbono e gás natural foram US\$ 32/t e R\$541/t, respectivamente (MUSTAFA. 2010).

Cálculo dos equipamentos: O custo dos equipamentos é um fator preponderante na determinação do valor do investimento total do projeto, sendo assim a estimativa dos custos dos equipamentos e a seleção do material a ser utilizados devem ser feito de forma criteriosa para que a viabilidade técnica e econômica sejam atendida. Os valores dos dados e as equações utilizadas para os custos dos equipamentos são baseadas no mercado norte-americano, em US\$ FOB. (MUSTAFA, 2010). Na Tabela 9 encontra-se os valores dos custos de cada equipamento e suas respectivas equações.

Tabela 9 – Custo dos equipamentos do processo de adoçamento de gás natural

Equipamento	MEA (US\$ FOB)	DEA (US\$ FOB)	Equações
Vaso knock-out	956.197	956.279	$121,0 * Massa^{0,74} * F_{material}$
Coluna de absorção	325.265	886.169	$408,4 * Massa^{0,61} * F_{material}$
Vaso flash	199.817	188.294	$408,4 * Massa^{0,61} * F_{material}$
Stripping	198.999	188.802	$408,4 * Massa^{0,61} * F_{material}$
Trocador de Calor	19.490	344.093	$8,336 * A^{1,35} * F_{material} * F_{pressão}$
Resfriador	181.332	144.332	$8,336 * A^{1,35} * F_{material} * F_{pressão}$
Bomba	4.214	4.020	$1336 * Potencia^{0,56} * F_{material}$
<b>Total (US\$ FOB)</b>	1.885.315	2.711.990	-

Fonte: Própria

Custos operacionais: Custos operacionais consistem nos recursos necessários para o início e desenvolvimento do processo de produção durante um período. Nas Tabelas 10 e 11 estão a estimativa dos custos fixos e variáveis estão apresentados, e verifica-se que no processo de adoçamento do gás natural o solvente MEA possui um menor custo fixo e menor custo variável, quando comparado com a DEA isso pode ser justificado pelo fato que a MEA possui maior reatividade do que a DEA necessitando de uma menor quantidade de solvente para reação, assim como também a MEA não exige uma temperatura tão elevada para ser regenerada como a DEA, esses dois fatores interferem diretamente nos custos dos equipamentos.

Tabela 10 – Custos fixos do processo de adoçamento de gás natural

<b>Custos Fixos (US\$/ano)</b>		
Item	MEA	DEA
Mão de obra de operação	247.500	247.500
Mão de obra de manutenção	124.922	178.744
Mão de obra de laboratório	37.125	37.125
Materiais de manutenção	124.922	178.744
Materiais de laboratório	3.748	5.362
Seguros e taxas	104.456	104.456
Despesas gerais e administração da planta	297.937	340.995
Comercialização	612.282	555.230
Custos fixos básicos	1.552.891	1.648.156
Despesas financeiras (juros)	1.876.552	2.716.302
Custos fixos + Financiamento	3.429.443	4.364.458
Depreciação	1.114.195	1.592.544
Custos Fixos + Depreciação	4.543.639	5.957.002
<b>Total (US\$/ano)</b>	<b>4.543.639</b>	<b>5.957.002</b>

Fonte: Própria

Através do Aspen Process Economic Analyzer foi possível estimar a quantidade de vapor, água de resfriamento e de energia para o referido processo. Estes insumos participam dos custos variáveis do processo. Os custos com o solvente e com a água desmineralizada foram estimados a partir do cálculo do índice de consumo para ambos.

Tabela 11 – Custos variáveis do processo de adoçamento de gás natural

<b>Custos variáveis US\$/ano</b>		
Item	MEA	DEA
Solvente	11.748.369	20.327.054
Água desmineralizada	45.824	35.622
Eletricidade	64.794	64.794
Água de resfriamento	97.832	69.044
Vapor	1.377.649	1.023.702
<b>Total (US\$/ano)</b>	<b>13.334.469</b>	<b>21.520.217</b>

Fonte: Própria

Investimento Total: Na Tabela 12 está apresentado a estimativa do investimento total do empreendimento, que consiste na soma dos custos que a empresa terá para implantar as variadas operações que lhe são relacionadas. O investimento fixo, as despesas financeiras durante a

construção e o capital de giro somados resultam no investimento total (MUSTAFA, 2010). O investimento fixo engloba os custos das instalações industriais (redes de energia, vapor, água, ar comprimido e outras), dos custos equipamentos, montagem e do projeto. O investimento fixo normalmente é dividido em investimento direto e indireto. O investimento direto é subdividido em investimento ISBL, que corresponde aos investimentos nos limites da unidade de produção, e investimento OSBL que compreende os sistemas auxiliares de produção. O investimento indireto tem menor relação com os equipamentos do campo, este investimento engloba a parte de estudos e gerenciamento do projeto (MUSTAFA, 2010).

Tabela 12 - Cálculo do investimento total

<b>Investimento Total (US\$)</b>		<b>MEA</b>	<b>DEA</b>
Investimento fixo	I.I + I.D	10.745.833	15.403.824
Despesas financeiras durante a construção	*	752.208	1.078.268
Capital de giro	*	1.451.265	2.239.185
<b>Total (US\$)</b>		<b>12.949.307</b>	<b>18.721.276</b>
<b>Investimento Indireto(US\$)</b>			
Estudos de viabilidade	*	126.000	126.000
Gerenciamento do empreendimento	5% I.T.	647.465	936.064
Know-how	7% ISBL	298.257	429.037
Projeto conceitual	1% I.F.	107.458	154.038
Projeto básico	3% I. F	322.375	462.115
Projeto de detalhamento	6% I.F.	644.750	924.229
<b>Investimento Indireto(US\$)</b>			
Serviços de procura, inspeção e diligenciamento	3% I.F.	322.375	462.115
Pré-operação	1% I.F.	107.458	154.038
Contingências	15 % I.F.	1.942.396	2.808.191
<b>Total (US\$)</b>		<b>4.518.535</b>	<b>6.455.827</b>
<b>Investimento Direto (ISBL)(US\$)</b>			
Equipamentos principais	-	1.885.315	2.711.990
Materiais de Aplicação	71% E.P.	1.338.573	1.925.513
Montagem industrial	47% E.P.	886.098	1.274.635
Fretes, seguros e taxas	5% E.P.	94.266	135.599
Peças sobressalentes	3% E.P.	56.559	81.360
<b>Total (US\$)</b>		<b>4.260.811</b>	<b>6.129.097</b>

Fonte: Própria

<b>Investimento Direto (OSBL)(US\$)</b>			
Edificações	10% I.F.	1.074.583	1.540.382
Distribuição de vapor	1% I.F.	107.458	154.038
Distribuição de água	0,9% I.F.	96.713	138.634
Distribuição elétrica	1,5% I.F.	161.188	231.057
Descarte de rejeitos de processo	0,3% I.F.	118.204	169.442
Comunicação	0,2% I.F.	21.492	30.808
Estocagem de matérias-primas	1,1% I.F.	118.204	169.442
Estocagem de produtos acabados	1,8% I.F.	193.425	277.269
Sistema de combate a incêndio	0,7% I.F.	75.221	107.827
<b>Total (US\$)</b>		1.966.488	2.818.900
<b>Investimento Direto(US\$)</b>			
<b>Investimento direto total(US\$)</b>		7.367.701	8.947.996

\*Equações apresentadas nas premissas.

Fonte: Própria

Em materiais de aplicação foram considerados os investimentos com tubulação, pintura, instrumentação e isolamentos térmicos, e como montagem industrial entendeu-se como instalação de equipamentos e dos materiais de aplicação e instalações provisórias.

Fluxo de caixa: Foi elaborado um fluxo de caixa do processo de adoçamento do gás natural para ambos cenários utilizando MEA e DEA, este teve como objetivo descrever todo movimento financeiro do projeto, ao longo de determinado tempo em desde a sua fase inicial. O fluxo de caixa dispôs dos seguintes itens: receitas líquidas, custos variáveis e fixos, impostos, depreciação, investimento, lucro bruto e lucro líquido. Analisando os cenários observamos que a receita de ambos derivam-se da venda o gás natural puro e do CO<sub>2</sub> retirado do processo, os custos fixos e variáveis serão distintos para ambas circunstâncias proposta pelo trabalho, uma vez que os mesmos serão influenciados pela quantidade do solvente e custos com equipamentos. O lucro líquido calculado pela diferença entre o lucro bruto e os impostos, o lucro bruto por sua vez é composto pela receita líquida menos os custos operacionais. A geração de caixa consiste na soma do lucro líquido e da depreciação. E o fluxo de caixa é o resultado de todo o movimento de moeda corrente ao longo da vida útil do projeto. Através da Tabela 13 é possível verificar que neste estudo preliminar, a utilização do solvente MEA infere um maior fluxo de caixa, sendo a proposta mais atrativa financeiramente, contudo a verificação da viabilidade econômica só pode ser confirmada a partir de uma análise mais criteriosa de parâmetros.

Tabela 13. Fluxos de caixa

	MEA				DEA			
	2017	2018	2019	2020 a 2029*	2017	2018	2019	2020 a 2029*
<b>Receita</b> (US\$/ano)	0	0	0	30.614.089	0	0	0	30.673.180
<b>Custos variáveis</b> (US\$/ano)	0	0	0	13.334.469	0	0	0	21.520.217
<b>Custos fixos + depreciação</b> (US\$/ano)	0	0	0	4.080.716	0	0	0	5.350.000
<b>Lucro bruto</b> (US\$/ano)	0	0	0	13.198.904	0	0	0	3.802.964
<b>Impostos</b> (US\$/ano)	0	0	0	4.487.627	0	0	0	1.293.008
<b>Lucro líquido</b> (US\$/ano)	0	0	0	8.711.276	0	0	0	2.509.956
<b>Depreciação</b> (US\$/ano)	0	0	0	927.337	0	0	0	1.328.194
<b>Geração de caixa</b> (US\$/ano)	0	0	0	9.638.613	0	0	0	3.838.151
<b>Investimento</b> (US\$/ano)	863.287	863.287	863.287	-	1.248.085	1.248.085	1.248.085	-
<b>Valor residual</b> (US\$/ano)	0	0	0	-	0	0	0	-
<b>Fluxo de caixa</b> (US\$/ano)	-863.287	-863.287	-863.287	9.638.613	-1.248.085	-1.248.085	-1.248.085	3.838.151

\*Os valores apresentados de 2020 até 2029 é para cada ano desse intervalo.

Fonte: Própria

Nos primeiros 3 anos são realizados os estudos, projeto, construção e montagem da planta e, portanto, não há receita e nem custos operacionais. De 2020 a 2029 foram estimados os valores das receitas líquidas, custos operacionais, lucros brutos e líquidos por ano, na Tabela 14 foi demonstrado de maneira simplificada.

Análise do investimento: Para análise da rentabilidade do processo foram utilizados o método do valor presente líquido (VPL), a taxa interna de retorno (TIR) e a taxa mínima de atratividade (TMA). O VPL e o TIR são bons coeficientes para verificar a o retorno líquido atualizado gerado pelo processo. É possível observar que no processo de adoçamento do gás natural em questão a utilização do solvente MEA é economicamente viável, uma vez que  $VPL/INV > 2,0$  (MUSTAFA, 2010). No entanto, a utilização do solvente DEA não demonstrou ser economicamente viável neste estudo, o maior investimento e custos operacionais para esse cenário inviabilizaram o processo economicamente.

Tabela 14 - Análise econômica do processo de adoçamento de gás natural

Itens	MEA	DEA
VPL (MMUS\$)	43,9	15,2
TIR	130%	59%
TMA ao ano	15%	15%
Investimento total (MMUS\$)	12,9	18,7
VPL/INV	3,39	0,81

Fonte: Própria

## 4 CONCLUSÃO

As condições operacionais de processos que utilizam MEA e DEA no processo de remoção de CO<sub>2</sub> em uma coluna de absorção encontradas foram utilizadas como base para o estudo técnico do presente trabalho. Pôde-se concluir que em ambas as situações propostas o gás natural está conforme norma ANP. Entretanto, com base nas estimativas realizadas pôde-se inferir que a remoção do CO<sub>2</sub> através da utilização do solvente MEA aconteceu de forma mais eficaz, uma vez que a concentração de CO<sub>2</sub> no gás doce foi menor utilizando o mesmo. Fatores operacionais, como a quantidade de solvente e a temperatura para a MEA ou a DEA serem regeneradas, interferem diretamente na determinação preliminar do melhor cenário, a menor quantidade de MEA requerida e a menor temperatura que a mesma exige para ser regenerada indicam uma operacionalidade mais simples do processo de adoçamento, do que aquele realizado com o solvente DEA.

O estudo econômico realizado com base na estimativa dos custos operacionais, investimento total e receita de gás natural e dióxido de carbono também revelou um cenário economicamente viável para MEA com VPL/Inv > 2,0, no entanto para DEA o estudo não demonstrou viabilidade. A monoetanolamina por ser uma amina primária é mais reativa que a dietanolamina, amina secundária, e dessa maneira a quantidade de solvente utilizada é menor, o que conseqüentemente interfere diretamente no tamanho dos equipamentos, custos fixos e investimento deste cenário.

## REFERÊNCIAS

ANP. **Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis**. Portaria n. 16, de 16 de Junho de 2008, DOU 18 jun. 2008.

BARBOSA, M. C. **Produção de LGN a partir de correntes de CO<sub>2</sub> para recuperação avançada de petróleo**. 2010. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos,) – Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro. (TPQB), 2010.

COSTA, F. N. **Revolução Industrial e Sociedade de Consumo em Massa**. Wordpress. 2014. Disponível em: <<https://fernandonogueiracosta.wordpress.com/2014/04/07/revolucao-industrial-e-sociedade-de-consumo-em-massa/>>. Acesso em: 15 abr. 2017.

DEY, A. AROONWILAS, A. **Carbon dioxide absorption characteristics of blended monoethanolamine and 2-Amino-2-methyl-1-propanol**. Faculty of Engineering, University of Regina. Canadá S4S 0A2, 200.



FLORES, H. A. R. **Absorção de dióxido de carbono em soluções aquosas de aminas em uma coluna de parede molhada com promotor de película.** 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2011.

GALINDO, P.; SCHAFFER, A.; BRECHTEL, K.; UNTERBERGER, S.; SCHEFFKNECHT, G. Experimental research on the performance of CO<sub>2</sub>-loaded solutions of MEA and DEA at regeneration conditions. **Fuel**, Stuttgart, n.101, p.2-8, fev. 2011.

KHOL, A. L.; NIELSEN, R. B. **Gas purification.** 5 ed. Texas: Gulf Publishing Company. 1997. 1414 p.

MUSTAFA, G. S. **Avaliação econômica de projetos industriais.** Salvador, 2010.

Øi, L. E. **Aspen HYSYS Simulation of CO<sub>2</sub> Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant.** SIMS2007 Conference, Gøteborg, 2007.

RAO, A. B. RUBIN, E. S. A technical, economic, and environmental assessment of Aminebased CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control. **Environmental Science & Technology**, v. 36, n. 20. p. 4467-4475. 2002.

REIS, C. V. **Emissões de CO<sub>2</sub> e Aquecimento Global- Desenvolvimento de tecnologias decaptura e armazenamento de CO<sub>2</sub>.** 2013. Dissertação de (Mestrado) - Faculdade de Ciências e Tecnologia. Universidade Nova de Lisboa. 2013.

SALIBA, S. E. **Estimativa Da Emissão De Gases Do Efeito Estufa E Sequestro De Carbono Em Um Sistema De Produção Agrícola.** Disponível em: [http://www.ppgsga.ufscar.br/mce/arquivo/pagina63/sergio\\_esper\\_saliba.pdf](http://www.ppgsga.ufscar.br/mce/arquivo/pagina63/sergio_esper_saliba.pdf). Acesso: 19 mar. 2017.

SARKER, N. K. Theoretical effect of concentration, circulation rate, stages, pressure and temperature of single amine and amine mixture solvents on gas sweetening performance. **Egyptian Journal of Petroleum**, Bangladesh, v. 25, n. 3, p. 343-354, set. 2016.