



UNIVERSIDADE FEDERAL RURAL DO SEMI-ÁRIDO
DEPARTAMENTO DE CIÊNCIAS EXATAS E NATURAIS
BACHARELADO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA

BRUNO CHAVES LIMA

**AVALIAÇÃO DE CONFIGURAÇÕES DE REMOÇÃO DE CO₂ POR ABSORÇÃO
UTILIZANDO MEA A PARTIR DE SIMULAÇÕES DE PROCESSO**

MOSSORÓ – RN

2019

BRUNO CHAVES LIMA

**AVALIAÇÃO DE CONFIGURAÇÕES DE REMOÇÃO DE CO₂ POR ABSORÇÃO
UTILIZANDO MEA A PARTIR DE SIMULAÇÕES DE PROCESSO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Universidade Federal Rural
do Semi-Árido – UFERSA, Centro de
Ciências Exatas e Naturais, como parte
dos requisitos para obtenção do Título de
Bacharel em Ciência e Tecnologia.

Orientador: Prof. Dr. Rafael Barbosa Rios
– UFERSA

MOSSORÓ – RN

2019

BRUNO CHAVES LIMA

**AVALIAÇÃO DE CONFIGURAÇÕES DE REMOÇÃO DE CO₂ POR
ABSORÇÃO UTILIZANDO MEA A PARTIR DE SIMULAÇÕES DE
PROCESSO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Universidade Federal
Rural do Semi-Árido – UFERSA,
Centro de Ciências Exatas e
Naturais, como parte dos requisitos
para obtenção do Título de Bacharel
em Ciência e Tecnologia.

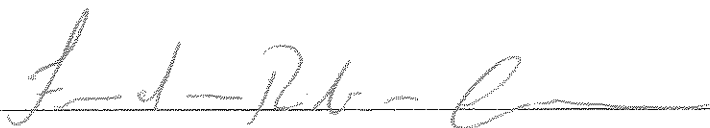
APROVADA EM: 20 / 03 / 2019

BANCA EXAMINADORA



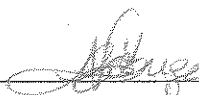
Prof. Dr. Rafael Barbosa Rios – UFERSA

Presidente



Prof. Dr. Frederico Ribeiro do Carmo – UFERSA

Primeiro Membro



Profa. Dra. Geraldine Angélica Silva da Nobrega – UFERSA

Segundo Membro



Bel. Hugo Andersson Dantas Medeiros – UFERSA

Terceiro Membro

© Todos os direitos estão reservados a Universidade Federal Rural do Semi-Árido. O conteúdo desta obra é de inteira responsabilidade do (a) autor (a), sendo o mesmo, passível de sanções administrativas ou penais, caso sejam infringidas as leis que regulamentam a Propriedade Intelectual, respectivamente, Patentes: Lei nº 9.279/1996 e Direitos Autorais: Lei nº 9.610/1998. O conteúdo desta obra tomar-se-á de domínio público após a data de defesa e homologação da sua respectiva ata. A mesma poderá servir de base literária para novas pesquisas, desde que a obra e seu (a) respectivo (a) autor (a) sejam devidamente citados e mencionados os seus créditos bibliográficos.

L734a Lima, Bruno Chaves.

Avaliação de configurações de remoção de CO₂ por absorção utilizando MEA a partir de simulações de processo / Bruno Chaves Lima. - 2019.
56 f. : il.

Orientadora: Dr. Rafael Barbosa Rios.
Monografia (graduação) - Universidade Federal Rural do Semi-árido, Curso de , 2019.

1. CO₂. 2. Amina. 3. Eficiência energética. 4. Absorção. I. Rios, Dr. Rafael Barbosa , orient.
II. Título.

RESUMO

Nas últimas décadas grandes quantidades de CO₂ estão sendo lançados na atmosfera, principalmente nas áreas industriais e de transporte, o que pode estar resultando no aumento do efeito estufa, e, conseqüentemente, no aquecimento global. Por conta disso, estudos vêm sendo desenvolvidos com o intuito em buscar maneiras de minimizar a quantidade de CO₂ lançado no meio ambiente. Existem algumas tecnologias para o sequestro do CO₂ presente nos gases de exaustão, sendo a mais utilizada a absorção com o uso de aminas, como a monoetanolamina (MEA). Porém, esse tipo de captura apresenta um custo energético elevado, principalmente na etapa de recuperação do solvente, o que dificulta a sua viabilidade. Dessa forma, uma variedade de trabalhos buscando uma maior eficiência energética para essa tecnologia vem sendo desenvolvidos, principalmente a partir do uso de simuladores de processos, onde se avalia configurações diferentes para a planta de forma a reduzir o gasto energético total e maximizar a separação do CO₂. Entretanto, a maioria dos trabalhos se propõe apenas a apresentar uma nova configuração ou a alterar uma já existente, e como simulam com alimentação de gases e de MEA diferentes, isso dificulta uma comparação entre o que já foi feito, impossibilitando apontar qual configuração é mais interessante e em cima desta propor melhorias. Desta forma, o objetivo deste trabalho é avaliar as melhores configurações, presentes na literatura, de processos de remoção de CO₂ por absorção utilizando MEA a partir de simulações usando o Aspen Hysys, adotando para isso as mesmas condições de alimentação para todas as simulações. Foram realizadas vinte simulações, onde foi possível indicar a configuração que apresenta a melhor eficiência energética (MJ/kg de CO₂ removido), além de ter sido proposto melhorias para otimizar tal configuração.

Palavras-chave: CO₂, absorção, amina, eficiência energética.

Sumário

1. INTRODUÇÃO	8
2. REFERENCIAL TEÓRICO	10
2.1 EFEITO ESTUFA	10
2.1.1 Emissões de CO₂	11
2.1.2 Processos CCS	12
2.2 TECNOLOGIAS DE CAPTURA CO ₂	12
2.2.1 Adsorção	13
2.2.2 Destilação criogênica	13
2.2.3 Separações por membranas	14
2.2.4 Absorção	15
2.3 PROCESSOS DE ABSORÇÃO DE CO ₂	16
2.3.1 Características importante na escolha da solução absorvedora	16
2.3.2 Utilização de aminas na remoção de CO₂	17
2.3.3 Utilização da MEA na remoção do CO₂	19
2.4 DESCRIÇÕES DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE ABSORÇÃO DE CO ₂ ...20	
2.4.1 Processo convencional	20
2.4.2 Recompressão de vapor	21
2.4.3 Fluxo dividido	23
2.4.4 Recompressão de vapor mais fluxo dividido	24
2.4.5 Fluxo de solvente dividido	25
2.4.6 Compressão de vapor com amina pobre	26
2.4.7 Reciclagem de solvente rico	27
2.4.8 Compressão de vapor rico	28
2.4.9 Fluxo de solvente dividido mais compressão de vapor com amina pobre	29
2.5 SIMULAÇÕES DOS PROCESSOS DE CAPTURA DE CO ₂	30
3. METODOLOGIA.....	32
3.1 PACOTE TERMODINÂMICO.....	32
3.2 COMPONENTES E CONDIÇÕES DE ALIMENTAÇÃO	34
3.3 TIPOS DE SIMULAÇÕES	37
3.4 AVALIAÇÃO DO GASTO ENERGÉTICO	39
4. RESULTADOS E DISCURSÕES	40
4.1 RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES	40
4.2 ESTUDO DE CASO	42

5. CONCLUSÃO.....	54
6. REFERÊNCIAS.....	55

1. INTRODUÇÃO

Um dos fatores que vem sendo apontado como o principal responsável pelo aumento do efeito estufa, e, conseqüentemente, pelo aquecimento global, nas últimas décadas, é a liberação de grandes quantidades de gases poluentes na atmosfera. Dentre esses gases, o dióxido de carbono (CO_2) se destaca por conta da sua quantidade excessiva que é liberada na atmosfera frente aos demais gases. Segundo Kargri e Ravanchi (2012), a sociedade moderna utiliza como fonte energética a queima de combustíveis fósseis: carvão, petróleo e gás natural, devido essa queima grandes quantidades de CO_2 são liberadas na atmosfera por ano. Uma vez que o aquecimento global tem sido o motivo de grande preocupação da comunidade científica e governamentais do mundo, vêm se desenvolvendo estudos ditos *Carbon Capture and Storage* (CCS) como alternativa para mitigar os efeitos decorrentes das emissões de CO_2 a partir da separação do CO_2 de fontes de emissão.

Dentre as tecnologias de remoção de CO_2 de gases industriais, tais como adsorção, separação criogênica, absorção e separação por membranas, o uso de aminas pode ser utilizado em colunas de absorção. Dentre a família de aminas, a mais utilizada para remoção de CO_2 é a monoetanolamina (MEA). Basicamente, essa amina absorve o CO_2 , devido ligações químicas em baixas pressões e temperaturas, em uma coluna de absorção. A solução resultante dessa absorção é, então, bombeada para uma coluna de destilação, sendo o CO_2 presente na solução é liberado e o solvente é regenerado para ser reutilizado. No entanto, esse tipo de tecnologia apresenta algumas desvantagens, como um gasto energético elevado na etapa de regeneração da amina. Os custos com a regeneração do solvente podem constituir 70% dos custos totais com a operação de plantas de captura de CO_2 (Idem *et al.*, 2006).

Vários autores vêm desenvolvendo trabalhos de simulação de remoção de CO_2 por absorção usando aminas voltados para se chegar numa configuração ótima de processo que priorize um baixo gasto energético e alta remoção de CO_2 , como Øi (2012), Birkelund (2013) e outros. Em cada um desses trabalhos, condições diferentes de alimentação foram consideradas, o que gera gastos energéticos diferentes e inviabiliza uma comparação justa entre cada configuração. Tal fato dificulta a

possibilidade de se apontar a melhor configuração atual e, a partir disso, desenvolver estudos para otimizá-la.

Dessa forma, é importante que sejam simuladas as principais configurações de remoção de CO₂ reportadas na literatura, adotando para todas as simulações as mesmas condições de alimentação dos gases de exaustão, bem como para as correntes de amina quem entram no processo. A partir de tal comparação entre as simulações será possível também verificar a influência de determinados parâmetros de operação na eficiência do processo.

Este trabalho pretende destacar dentre vinte configurações diferentes reportadas na literatura, as simulações que apresentam o menor consumo energético para a remoção do CO₂ utilizando a monoetanolamina (MEA), a partir das simulações utilizando o software Aspen Hysys. Será ainda realizado estudos de casos para otimizar as simulações que se destacaram, da tal forma a promover uma diminuição do gasto energético e/ou aumento na porcentagem de CO₂ removido nas simulações.

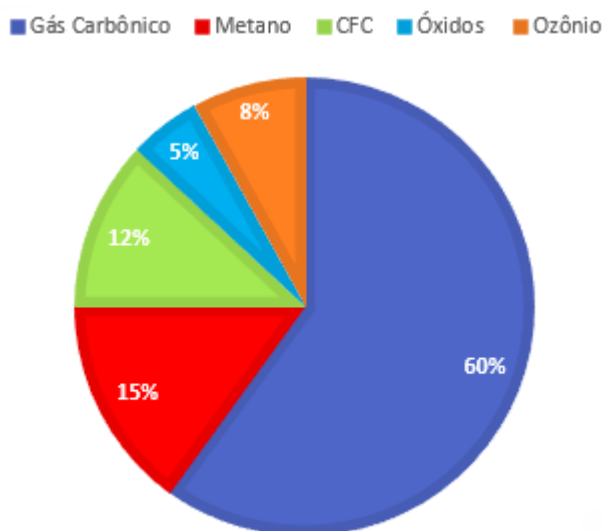
2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 EFEITO ESTUFA

O efeito estufa é um processo natural e fundamental para a vida na terra. Ocasionalmente pela concentração de gases na atmosfera, que formam uma camada que envolve o globo terrestre, esses fluidos permitem a passagem de raios solares para a superfície terrestre, mas dificultam sua saída, assim, acabam retendo calor absorvido pelo planeta durante a noite. Nas últimas décadas, esse efeito vem sendo intensificado devido a liberação excessiva de gases do efeito estufa (GEEs), o que vem acarretando um aumento na temperatura do globo. Existe um debate científico a respeito da emissão antropogênica de CO₂ se existe relação com as mudanças climáticas ou a emissão desse gás não tem relação com esses fenômenos.

Os principais gases do efeito estufa (GEFs) estão representados na Figura 1. É notório perceber que o dióxido de carbono representa a maior parcela desses gases, sendo um dos principais responsáveis pelo o aquecimento global.

Figura 1 – Principais gases responsáveis pelo efeito estufa



Fonte: EMBRAPA (2015).

2.1.1 Emissões de CO₂

A liberação de CO₂ na atmosfera ocorre naturalmente pela respiração dos seres vivos, incêndios naturais e por decomposição de matéria orgânica, mas nas últimas décadas essas emissões vêm se intensificando principalmente pela atividade humana. De acordo com o Painel Intergovernamental do Clima (2014), cerca de 78% da liberação de dióxido de carbono na atmosfera é devido atividade humana.

Essa contribuição humana ocorre devido a queima de combustíveis fósseis, que são substâncias de origem mineral formada por compostos carbônicos, como o gás natural, carvão mineral e derivados do petróleo, em setores industriais e automotivos e pelo desmatamento e queimadas das florestas, onde afeta diretamente a capacidade de absorção de CO₂, visto que reduz o número de árvores responsáveis pela fotossíntese, havendo ainda a liberação de CO₂ pela decomposição e queima das mesmas. Esse aumento da liberação do dióxido de carbono na atmosfera tem se mostrado um dos grandes responsáveis pelo aumento do efeito estufa, e, consequentemente, pelo aquecimento global.

Segundo o relatório das Nações Unidas (2018), após três anos de estabilidade nos níveis de emissões do CO₂, no ano de 2017 volta a ter um aumento 2,2 ppm nesse nível, atingindo 405,5 ppm na atmosfera. De acordo com o secretário-geral da Organização Meteorológica Mundial (OMM), Petteri Taalas, caso não haja uma redução nas emissões dos GEEs, em partículas o dióxido de carbono, as mudanças climáticas serão irreversíveis e cada vez mais destrutivas a vida no planeta.

A meta que cada país membro da Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre mudanças climáticas se compromete e estabelece para alcançar, após assinarem o Acordo de Paris, é limitar o aquecimento global a uma taxa abaixo de 2,0 °C até o ano de 2030.

Com base nisso, existe uma necessidade crescente de estudos cada vez mais aprofundados em busca de medidas de remoção do gás carbônico da atmosfera, conhecidos como sequestro de carbono, que relaciona à captura, transporte e armazenamento desse gás. Entra em foco a necessidade de desenvolvimento de tecnologias limpas e estudos para a diminuição de emissões devido a queima de combustíveis fósseis.

2.1.2 Processos CCS

A captura e armazenamento de dióxido de carbono, conhecido pela sigla CCS (do inglês *Carbon Capture and Storage*) pode assumir um papel importante na diminuição de emissões de CO₂ na atmosfera, já que permite a separação, o transporte e o armazenamento do CO₂ em formações geológicas. Esses processos consistem na retirada do CO₂ presente no ar ou antes desse contato.

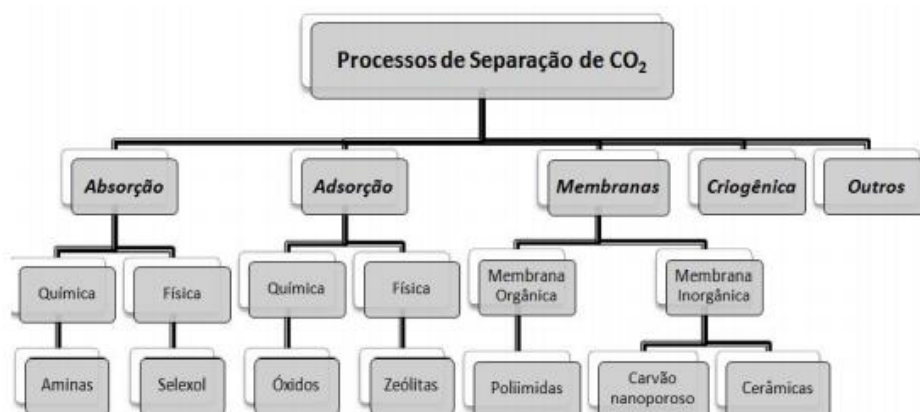
A primeira etapa é a separação do CO₂ dos demais gases de exaustão ou gases de chaminé. Após essa separação, o CO₂ pode ser armazenado em falhas geológicas (ECYCLE, 2013). Ou, também pode ser utilizado em outras atividades como na recuperação de poços petrolíferos, carbonatação de bebidas e fabricação de metais, mas para cada fim o CO₂ deve apresentar um nível de pureza adequado para seu uso, onde irá requerer o uso de um processo de separação específico para se chegar nesse nível de pureza (RIOS, 2015).

A várias medidas de sequestro do dióxido de carbono, para que essas medidas sejam implementadas é necessário: ser economicamente viável, ter estabilidade, um longo tempo de estocagem e ser benéfico para o meio ambiente.

2.2 TECNOLOGIAS DE CAPTURA CO₂

A separação e purificação do CO₂ vem sendo realizada por diversas tecnologias, incluindo absorção, destilação criogênica, separação por membranas, e adsorção. A Figura 2 apresenta os principais processos de captura de CO₂, além de mostrar alguns materiais utilizados nesses processos. As atividades industriais e a comunidade científica vêm buscando pelo melhoramento das técnicas de remoção já existentes, descobertas de novos processos e o desenvolvimento de materiais de alta eficiência.

Figura 2 – Métodos de remoções de CO₂



Fonte: GADÊLHA (2013).

2.2.1 Adsorção

Adsorção é o um fenômeno que moléculas presentes em um fluido se aderem à superfície de um sólido devido a existência de forças atrativas entre as moléculas do fluido e a superfície do sólido. Geralmente, escolhe-se um material adsorvente que tenha maior afinidade para uma determinada molécula (aquela que se quer remover) frente a outras moléculas presentes na mistura. Assim, quando essa mistura entra em contato com o material adsorvente, ocorre a adsorção preferencial das espécies que o adsorvente tem maior afinidade. A adsorção é um processo de interfaces fluido/sólido e área da superfície do material está diretamente ligada com sua capacidade de absorção (AKASH, O'BRIEN, 1996).

Métodos baseados em tecnologias de adsorção utilizando materiais microporosos são potencialmente rentáveis, especialmente em processos de separação, tais como *Pressure Swing Adsorption* (PSA) e *Vacuum Swing Adsorption* (VSA), que são comumente aceitos por serem mais atraentes, eficientes e acessíveis. Entretanto, essa tecnologia exige a escolha ou o desenvolvimento de materiais adequados e isso é o grande obstáculo da tecnologia.

2.2.2 Destilação criogênica

Destilação é um processo geralmente utilizado na remoção de misturas líquidas. Onde o processo destilação criogênica envolve baixas temperaturas, já que o gás e suas impurezas entram na coluna de destilação no seu estado líquido. Ao longo da coluna haverá variações de temperaturas de transição de fases (temperaturas de transição de um estado para o outro). Quando a temperatura em um

dos estágios da coluna atingir a temperatura transição de fase das impurezas na mistura, essas impurezas serão retiradas da coluna e só restará dióxido de carbono no seu estado líquido.

Devido essa necessidade de resfriamento, esse método envolve um grande gasto energético, logo, se torna inviável sua aplicação em grandes escalas industriais, sendo mais indicados sua implementação em gases de alta pressão e concentração.

Sua principal vantagem está na produção de dióxido de carbono direta no estado líquido, o que facilita o seu transporte. As desvantagens ocorrem devido o gasto energético necessário para o resfriamento, principalmente nas correntes diluídas, e a dificuldade de remover gases mais pesados (KARGARI; RAVANCHI, 2012).

A destilação criogênica é cada vez mais utilizada comercialmente para a purificação de CO₂ de fluxos que já possuam altas taxas de dióxido de carbono, sendo frequentemente superiores a 90% na sua composição (KARGARI; RAVANCHI, 2012).

2.2.3 Separações por membranas

As membranas são estruturas semipermeáveis que separam seletivamente alguns compostos de outros, onde essa separação pode ocorrer devido a porosidade da membrana, ou pela solubilidade dos compostos do gás no material ou materiais que compõem a membrana (SCHMEDA, 2010).

Referente a porosidade, Schmeda (2010), menciona três tipos de membranas utilizadas para a remoção de gases, sendo elas as porosas, não porosas e as assimétricas. Nas porosas sua capacidade de remoção está relacionada com o tamanho das moléculas, sendo fabricada de cerâmica, metais ou ainda de matérias carbônicas. As não porosas, ocorre captura por difusão de massa, sendo geralmente poliméricas, já as assimétricas utilizam uma mistura dos métodos das duas membranas citadas anteriormente.

A utilização dessa tecnologia apresenta algumas vantagens, tais como: baixo custo de capital, facilidade de operação e manutenção, necessita de uma pequena área para sua utilização (SALVAN, 2016). Entretanto também existe desvantagens nesse processo, como sua baixa capacidade de remoção para elevados fluxos e pobre propriedades térmicas (KARGARI; RAVANCHI, 2012).

2.2.4 Absorção

Esse processo é usado para a separação de misturas de gases, remoção de impurezas, contaminantes ou poluentes na corrente de gás e na recuperação de componentes químicos de valor (MENDIETA, 2014).

Segundo Martins (2011), o método de remoção por absorção é frequentemente utilizado no tratamento de gases, em particular quando se deseja reduzir grandes concentrações a partes por milhões.

Absorção é uma operação onde ocorre a transferência de massa de componentes entre fases diferentes (líquida e vapor), tendo como objetivo retirar um ou mais componentes a partir do contato direto com um líquido. O material absorvido pode dissolver fisicamente no líquido como também por reações químicas com o solvente (MENDIETA, 2014). O procedimento corre em colunas de absorção recheadas com matérias que proporcionam maior contato entre a corrente gasosa e o solvente. Esse método de remoção se baseia na natureza das interações entre o gás e o solvente, sendo classificado em: absorção física e absorção química.

Na absorção física, segundo Mendieta (2014), o componente absorvido é mais solúvel no absorvente líquido do que os restantes dos componentes da corrente gasosa, sendo assim capturado pelo líquido. Após ser absorvido, não há reação química entre eles. De acordo com Mello (2013), o uso desse processo é recomendado quando não é necessária uma grande remoção de CO₂ e em altas pressões do gás de exaustão.

Já a técnica absorção química se divide em duas categorias, absorção química reversível e irreversível. No primeiro tipo de absorção, quando o gás se dissolve no solvente, ocorre reações químicas entre o gás e o solvente formando fracas ligações químicas entre eles, que futuramente poderão ser quebrada por outro processo para a recuperação do gás no seu estado puro. Já na absorção irreversível, ocorrem ligações fortes entre o gás e o solvente, dando origem a outro material, ou seja, gás capturado não pode passar por um processo para recuperá-lo.

2.3 PROCESSOS DE ABSORÇÃO DE CO₂

2.3.1 Características importante na escolha da solução absorvedora

Um dos pontos mais importante na escolha de um solvente para utilização no processo de absorção é a escolha de uma solução que proporcione uma boa eficácia na separação do gás de interesse do fluxo gasoso (MELLO, 2013).

Existe algumas características desejáveis para o solvente como: baixa pressão de vapor, baixa viscosidade, alta seletividade e a solubilidade do soluto em relação à solução absorvedora. Caso tenha uma solubilidade baixa a taxa de remoção será afetada, devido a essa baixa afinidade entre o soluto e a solução, havendo, portanto, um retardamento na absorção do gás, ou seja, o gás terá que ficar mais tempo em contato com a solução para que seja capturado. Logo, recomenda-se uma solubilidade elevada para aumentar a velocidade de absorção com o mínimo de solução absorvedora.

Outras características na escolha da solução absorvedora são: sua capacidade de aumento de remoção de gases ácidos principalmente em baixas pressões e seu aumento do coeficiente de transporte de massa, assegurando que a reação ocorra próximo da interface (MELLO, 2013).

Conforme Mello (2013), o tratamento de gases com a utilização de solvente tende a se intensificar devido ao crescente aumento do custo de energia. Nesse campo, tende a ocorrer um aumento do uso de solventes aplicados em tratamentos de gases a baixas pressões (< 445 kPa), já para as altas, a regeneração térmica do solvente torna atrativa sua aplicação do calor residual (ASTARITA *et al.*, 1983).

A Tabela 1 mostra a utilização de diversos solventes na purificação de gases e as instalações existentes. Pode-se observar que há um grande uso de alcanolamina para esses tratamentos.

Tabela 1 – Solventes utilizados na remoção de gases

Solvente	Número de instalações existentes ao redor do mundo
Remoção de gases ácidos, Alcalamina aquosa, MEA, DEA, DGA, DIPA	>1000
Carbonato de potássio promovido a quente, Promotores orgânicos, Promotores inorgânicos	>740
Solvente orgânico - alcanolamina, Sulfolana/DIPA/MeOH/MEA/Dea	>130
Solução aquosa de sal de potássio de aminoácidos	~100
Solvente orgânico, Carbonato de propileno, Diaquil-éter de polietileno, Metanol	73
Dissolução de gás em suspensão de partículas de cal em água, Sulfito de sódio	~200

Fonte: MARTINS (2011).

2.3.2 Utilização de aminas na remoção de CO₂

O processo de tratamento com aminas se caracteriza por ser um processo de tratamento regenerativo, ou seja, o solvente após passar por um processo de regeneração pode ser reaproveitado novamente. Seu principal objetivo é a remoção de componentes ácidos, em geral, o CO₂ e o H₂S, das correntes a serem tratadas, onde os demais compostos dessa corrente não apresentam afinidade com a solução absorvedora (MARTINS, 2011).

As soluções alcanolaminas são frequentemente utilizadas na remoção do CO₂ presente em um fluxo de gás, devido a três características, sendo elas: sua alta reatividade, baixa volatilidade do solvente e estabilidade térmica (VAIDYA & KENIG, 2007).

São compostos orgânicos derivados da amônia (NH₃) que apresentam um álcool na sua estrutura molecular. A substituição de um átomo de hidrogênio por um radical aquil gera uma amina primária. A substituição de dois átomos de hidrogênios por dois radicais aquil gera uma amina secundária e a substituição de três hidrogênios por três radicais aquil gera uma amina terciária (MELLO 2013).

Alguns derivados da amina são a monoetanolamina (MEA), a dietanolamina (DEA), a trietanolamina (TEA), a metildietanolamina (MDEA), a disopropanolamina (DIPA), a diglicolamina (DGA) e o 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP). As três primeiras aminas citadas são exemplos de aminas primárias, secundárias e terciárias, respectivamente (MARTINS, 2013).

Aminas primárias e secundárias exibem uma taxa elevada na remoção de gases ácidos por serem bastante reativas. Entretanto, a formação de carbonatos estáveis em contato com o CO₂ causa uma limitação estequiométrica de retenção. Cerca de 0,5 mol de CO₂ para cada mol de amina. A retenção ou carga é o número de mol de soluto absorvido no solvente por um mol de amina. Já as aminas terciárias não apresentam essa formação de carbonatos em contato com o dióxido de carbono, tendo assim uma maior capacidade de remoção de CO₂, mas apresentam uma baixa velocidade de reação com o CO₂ em comparação com as aminas primárias e secundárias, são comumente aplicadas em processo de remoção de H₂S e de misturas que contenham CO₂ em métodos cineticamente limitados (BARBOSA, 2010).

As etanolaminas e propanolaminas exibem vantagens na remoção de gases ácidos como: ter um caráter básico em soluções aquosas, boa solubilidade em água, e baixa volatilidade e facilidade de preparação via hidrólise de óxido de etileno/propano (MARTINS, 2013).

A Tabela 2 apresenta algumas propriedades nas aminas utilizadas como solventes.

Tabela 2 – Aminas Utilizada como solvente

Propriedades	MEA	DEA	MDEA	DIPA	DGA
Peso Molecular	61,08	105,14	119,16	133,19	105,14
Densidade 20/20 °C	1,0179	1,1919*	1,0418	0,989*	1,0550
Ponto de ebulição (°C), 760 mmHg	171	269	247	249	221
Ponto de Congelamento, °C	10,6	27,8	-22,8	-12,2	42,2
Pressão de vapor mmHg a 20°C	0,36	0,01	0,01	0,01	0,01

* Densidade a temperatura de 30 °C

Fonte: Adaptado de Martins (2013).

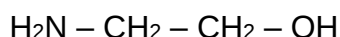
2.3.3 Utilização da MEA na remoção do CO₂

A monoetanolamina, conhecida comercialmente como MEA, é uma amina primária que atua na solução como uma base fraca. Sendo utilizada na remoção de gases ácidos.

Segundo Barbosa (2009), de todas as alconaminas utilizadas na remoção de gases ácidos em correntes gasosas, a MEA se destaca devido sua capacidade de capturar o CO₂, sua maior reatividade, alta capacidade de absorção, cinética rápida e solubilidade em água. Sendo assim, a MEA vem motivando o desenvolvimento de estudos voltados para a remoção do CO₂.

A monoetanolamina é resultante da reação de óxido de eteno com amônia, sendo sua fórmula molecular C₂H₇NO e sua fórmula estrutural representada na Figura 3 (MELLO, 2011).

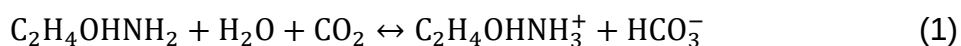
Figura 3 – Formula estrutural da MEA



Fonte: MELLO (2011).

As reações que envolvem o dióxido de carbono e soluções alcalinas não são instantâneas devido o CO₂ ser uma ácido de Lewis, ou seja, o dióxido de carbono deve ser hidratado antes para que ocorra sua reação com a base, fazendo com que a transferência de massa seja feita em regime rápido de reação (MARTINS, 2013).

A principal reação entre o CO₂ e MEA está representado na Equação 1, onde ocorre uma neutralização ácido-base formando um bicarbonato.



Fonte: Øi (2012).

Essa reação é reversível, permitindo que o dióxido de carbono seja liberado por aquecimento na coluna de destilação e a amina não é consumida, podendo ser reciclada para realimentar o processo continuamente (SILVA e SVENDSEN, 2006).

Entretanto, o emprego da MEA nesse processo acarreta em um grande gasto energético para a regeneração do solvente e em problemas operacionais relacionados a corrosão nos equipamentos, reciclagem da amina e degradação do solvente

(MARTINS, 2011). Segundo Santos (2012), a degradação do solvente se deve a presença de SO_2 e O_2 nos gases de combustão. Estima-se que a etapa de regeneração do solvente será responsável por mais da metade dos custos de processo global, principalmente devido ao alto consumo energético para a regeneração de solventes (SANTOS, 2012).

A deficiência tecnológica nos processos de absorção de CO_2 usando amina e a grande demanda de calor por dessorção requer um enorme capital de implantação. Assim é conveniente analisar de forma abrangente e crítica as configurações já existentes, seus parâmetros de uso e melhores opções de redução de custo (AROMADA e Øi, 2017).

2.4 DESCRIÇÕES DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE ABSORÇÃO DE CO_2

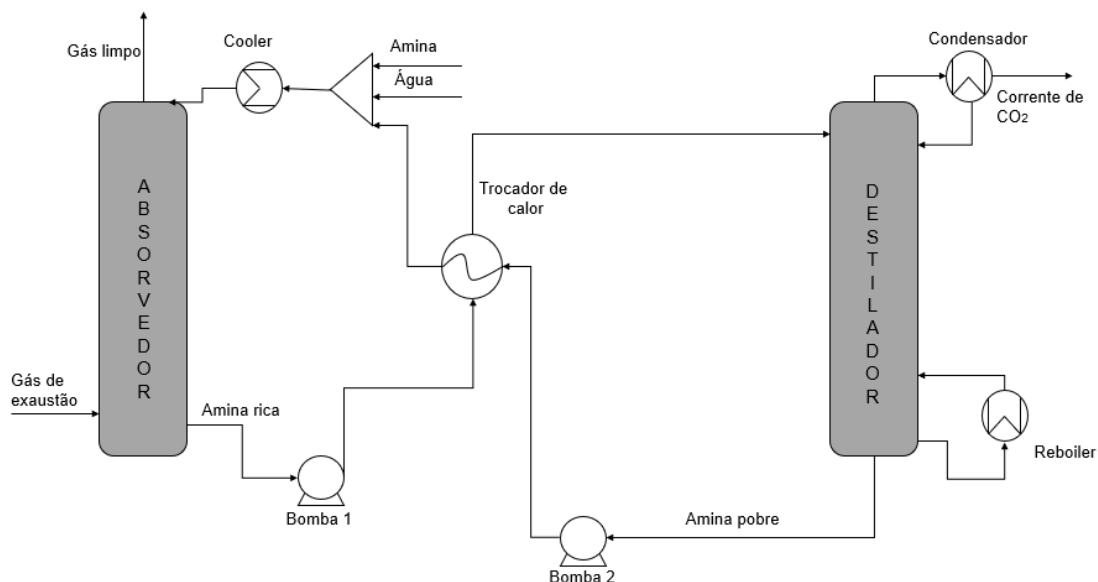
2.4.1 Processo convencional

Os equipamentos comumente utilizados nos processos típicos de remoção de CO_2 de gases de exaustão por absorção usando MEA consiste em uma coluna de absorção, uma coluna de destilação, um trocador de calor e alguns equipamentos auxiliares como as bombas (BIRKELUND, 2013). A Figura 4 representa configuração convencional que atua da seguinte maneira: o gás de exaustão é introduzido na parte inferior da coluna de absorção e se dirige ao topo da coluna entrando em contato, em contracorrente, com uma solução aquosa de amina, alimentada pelo topo da coluna de absorção, que pelo efeito gravitacional escoar em fluxo descendente. A partir do contato entre os gases de exaustão e a solução de amina, ocorrem reações físico-químicas responsáveis pela absorção do dióxido de carbono na solução de amina. Em consequência, a saída na parte superior da coluna de absorção produz um gás com teor de CO_2 mais baixo (gás purificado). Já a corrente de fundo da coluna de absorção produz uma solução aquosa de amina rica em CO_2 (SANTOS, 2012).

Do fundo da coluna de absorção, a corrente líquida de solução de amina rica em CO_2 é bombeada para um trocador de calor, onde esta é aquecida por uma corrente que sai do fundo da coluna de destilação. Após ser aquecida, a solução de amina rica em CO_2 é alimentada na coluna de destilação (*stripper*). A coluna de destilação contém um condensador no topo e uma caldeira no fundo (*reboiler*). O refeedor é responsável pelo aquecimento da solução de amina, o que permite a

vaporização do CO₂, liberando-o, assim, no topo da coluna de destilação, onde esse CO₂ poderá ser comprimido, armazenado e transportado (SANTOS, 2012).

Figura 4 – Fluxograma do processo de absorção convencional



Fonte: Autoria Própria (2019).

A amina pobre em CO₂ flui pela parte inferior da coluna de destilação e consiste basicamente de solvente e água. Esta solução de amina é bombeada para o trocador de calor para ser arrefecida pela corrente de amina rica em CO₂ que vem do fundo da coluna de absorção. Após deixar o trocador de calor, a solução de amina pobre em CO₂ é resfriada novamente por um cooler para alcançar a temperatura adequada para entrar na coluna de absorção (SANTOS, 2012).

Depois de ser resfriada, a corrente de amina pobre em CO₂ é misturada com uma corrente de amina fresca e água em um *make-up*. Esses fluxos são adicionados devido a perda de amina e água durante o processo de remoção de CO₂ na coluna de absorção e devido a perda de amina durante o aquecimento na coluna de destilação. Após essa mistura, a amina está completamente regenerada e pronta para ser injetada novamente na coluna de absorção para ser reutilizada (ØI, 2007).

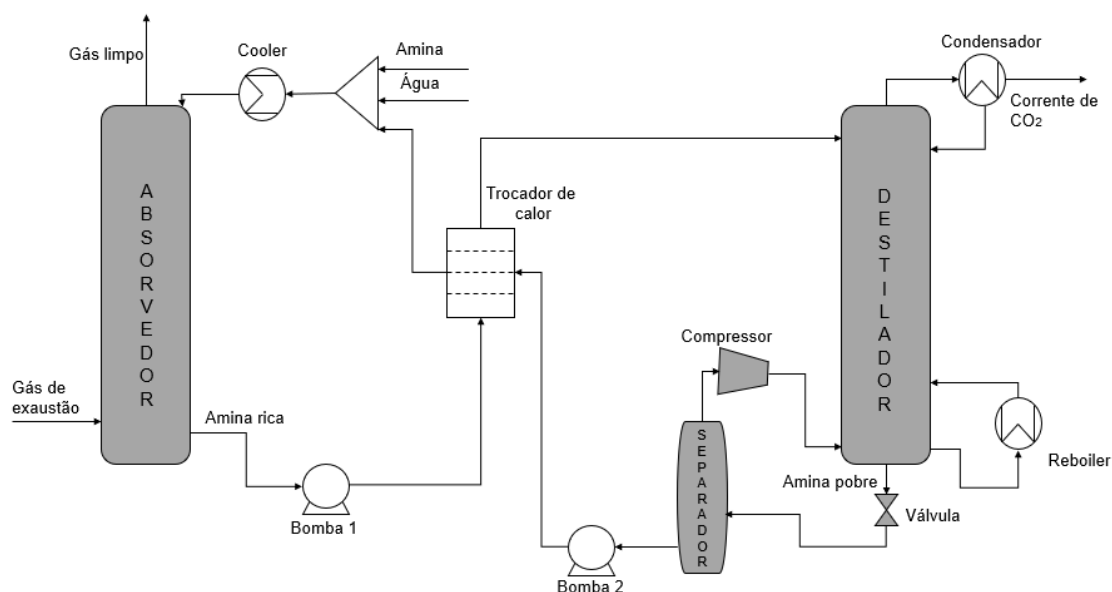
2.4.2 Recompressão de vapor

Esse processo de captura de CO₂ por recompressão de vapor é sugerido por diversos autores, como por exemplo: Birkelund (2013), Øi et al. (2014) e Aromada e

Øi (2017). Esse processo se diferencia em alguns aspectos da configuração convencional, como pode ser observado na Figura 5.

Basicamente, essa configuração se diferencia da convencional da seguinte forma: a solução de amina pobre em CO₂ ao deixar o fundo da coluna de destilação passa por uma válvula para que seja gerado uma queda de pressão na linha. Essa queda de pressão proporciona que parte do líquido que sai da coluna vaporize.

Figura 5 – Configuração do processo de absorção por recompressão de vapor



Fonte: Autoria Própria (2019).

A mistura da solução líquida/vapor é direcionada para um tanque de separação. O vapor que deixa o tanque de separação é comprimido e injetado novamente na parte inferior da coluna de destilação. Com isso, o vapor ajuda a aquecer a solução de amina rica em CO₂ na base do *stripper*, diminuindo, assim, o gasto energético do *reboiler*. Enquanto isso, a parte líquida que sai do tanque de separação é bombeada para o trocador de calor para ser arrefecida e depois seguir pelo mesmo caminho já descrito no processo convencional, até ser injetada novamente na coluna de absorção para ser reutilizada.

Segundo Birkelund (2013), para a configuração de recompressão de vapor, há um pequeno aumento no número de equipamentos, o que eleva somente o preço da implantação do processo. No entanto, a diminuição do gasto energético do *reboiler* resulta em uma diminuição do consumo de energia total da planta, mesmo com o gasto extra devido ao uso do compressor.

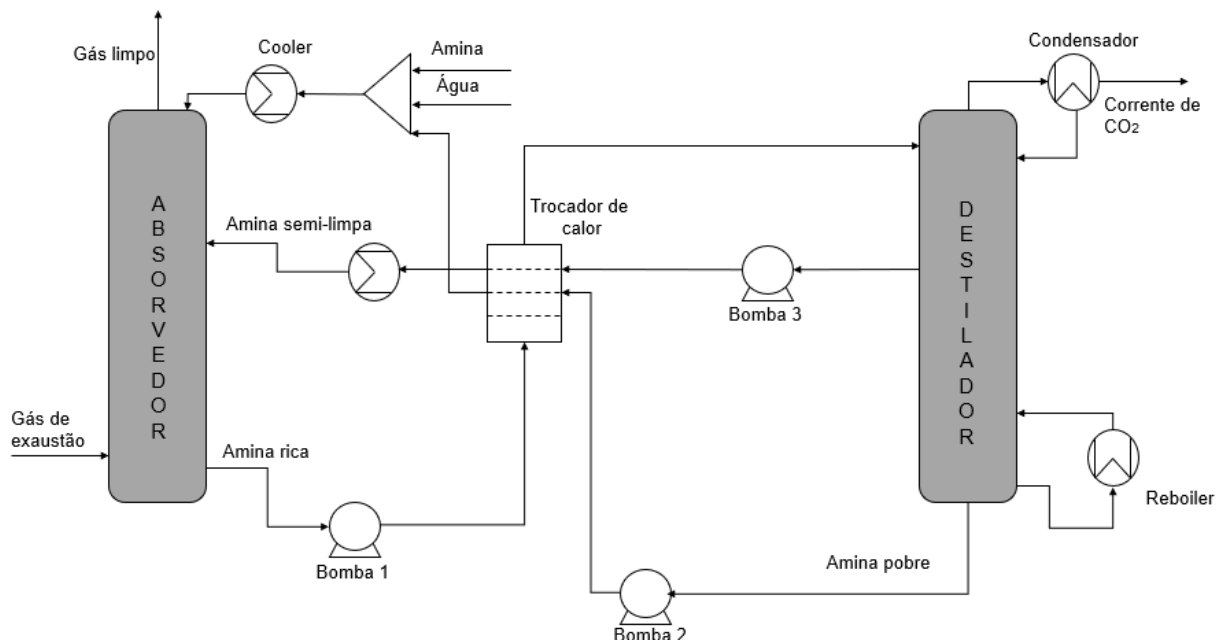
2.4.3 Fluxo dividido

Essa configuração se diferencia do processo convencional por usar uma corrente de amina semi-limpa (amina parcialmente regenerada) que deixa destilador para remover mais CO₂ na coluna de absorção. Essa corrente, portanto, sai da coluna de destilação e é bombeada até o trocador de calor para ser arrefecida pelas outras correntes presentes no equipamento. Após essa corrente deixar o trocador de calor, sua temperatura ainda não se encontra em condições desejadas, por isso é resfriada para temperatura desejada por um *cooler* antes de ser injetada no absorvedor.

Enquanto isso, a corrente de amina pobre em CO₂, que deixa a base do destilador, é bombeada até o trocador de calor e depois segue o mesmo caminho já descrito no processo convencional. A Figura 6 apresenta essa configuração.

Segundo Øi *et al.* (2014), o benefício dessa configuração é que a absorção do CO₂ pode ser feita com uma amina parcialmente regeneranda, diminuindo a necessidade de injeção de amina fresca para recuperar as perdas de amina durante o processo.

Figura 6 – Configuração do processo de absorção por fluxo dividido



Fonte: Autoria Própria (2019).

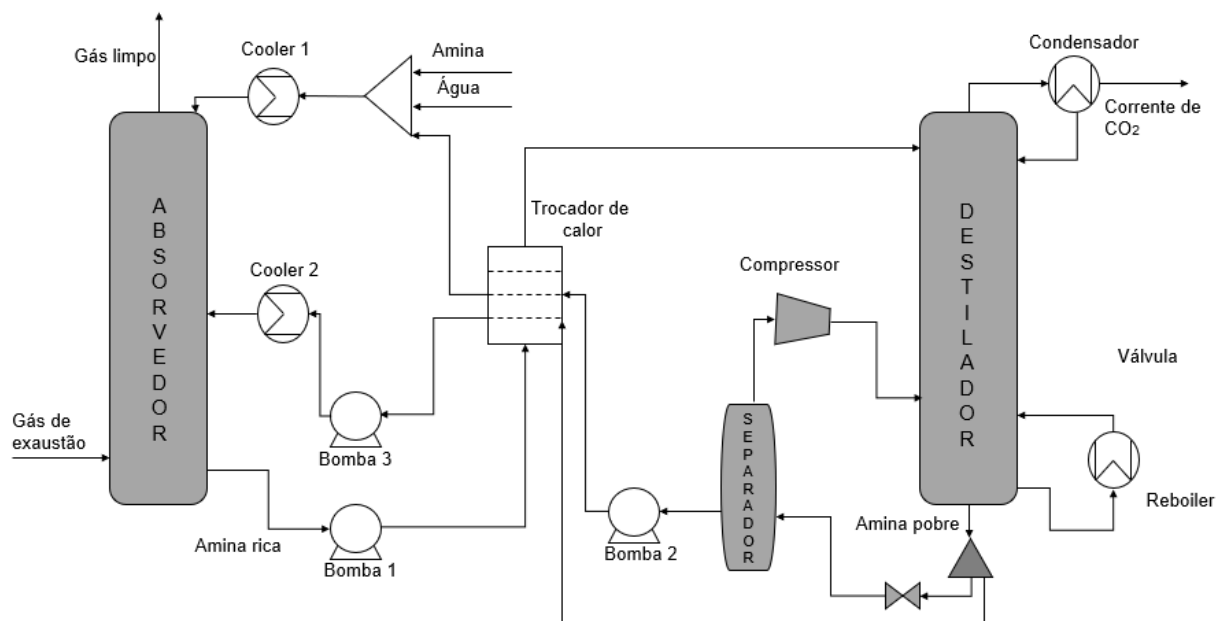
2.4.4 Recompressão de vapor mais fluxo dividido

Como o próprio nome já sugere, essa configuração é a combinação entre a configuração de recompressão de vapor com a configuração de fluxo dividido, o que resulta na redução do consumo energético gerado por cada uma das configurações.

A diferença dessa modificação em relação ao processo de recompressão de vapor é que a solução de amina pobre em CO₂ ao deixar o fundo da coluna de destilação será dividida em duas correntes. Uma delas passa pelo mesmo processo já especificado na recompressão de vapor, mas a outra corrente de amina, denominada de amina semi-limpa, passa pelo trocador de calor para ser arrefecida. Após isso, uma bomba e um cooler são responsáveis por deixar essa corrente em condições de pressão e temperatura adequadas para ser injetada na coluna de absorção, a partir de uma alimentação auxiliar, como apresentado na Figura 7.

Dessa forma, a coluna de absorção terá duas alimentações de solução de amina, uma delas sendo totalmente regenerada (a partir da remoção do CO₂ e da adição de amina fresca e água em um *make-up*, para promover a recuperação de parte da amina degradada no processo e da água perdida), e a outra alimentação parcialmente regenerada (a partir da remoção apenas do CO₂, não havendo recuperação da amina degradada e nem da água).

Figura 7 – Configuração do processo de absorção por recompressão de vapor mais fluxo dividido



Fonte: Autoria Própria (2019).

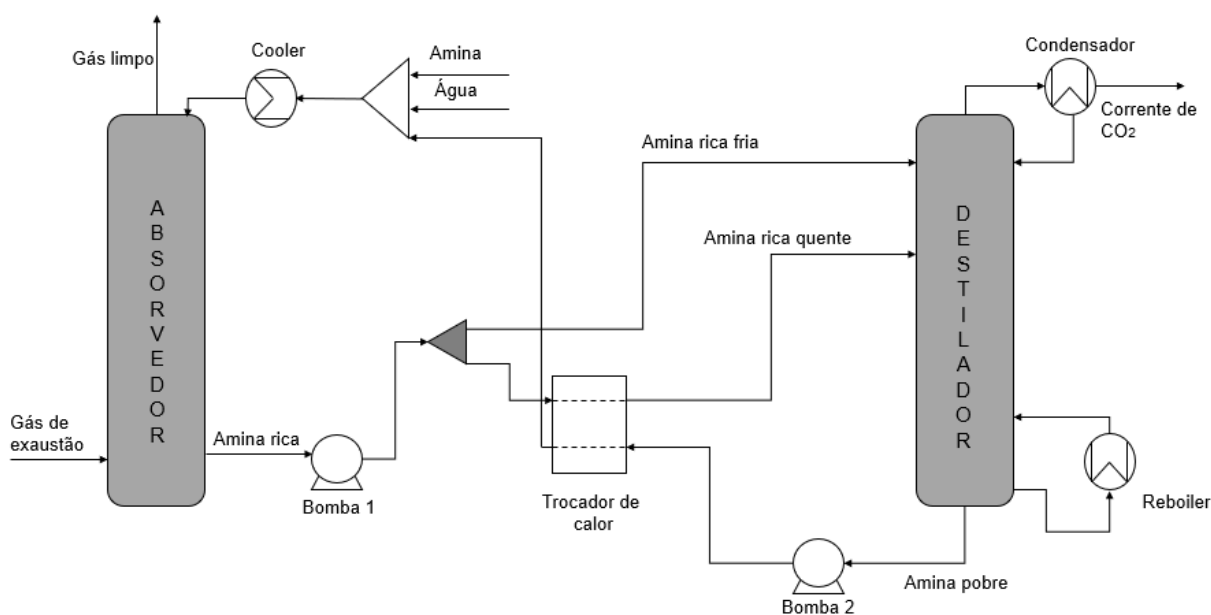
Segundo Øi *et al.* (2014), o benefício dessa configuração é que a absorção de CO₂ pode ser feita também por uma amina parcialmente regenerada, o que gera um consumo energético total menor para a regeneração. A injeção dessa corrente no trocador de calor melhora a eficiência na troca de calor entre as correntes, fazendo com que a corrente totalmente regenerada e parcialmente regenerada ao deixarem o trocador apresentem temperaturas mais próximas da ideal para injeção no absorvedor, logo diminuindo o consumo energético dos *coolers* para resfriar estas até a temperatura ideal. Devido a injeção de vapor comprimido no fundo da coluna de destilação, ocorre também uma diminuição do consumo de energia do *reboiler*.

2.4.5 Fluxo de solvente dividido

Conhecido como SSF (*Solvent Split Flow*), esse processo se diferencia do convencional, pois a solução de amina rica em CO₂, ao deixar o fundo da coluna de absorção, é dividida em dois fluxos. Um desses fluxos é injetado diretamente no topo da coluna de destilação, enquanto o outro fluxo passa pelo trocador de calor para ser pré-aquecido antes de ser injetado nessa mesma coluna, como representado na Figura 8.

O intuito dessa modificação, segundo Gervasi *et al.* (2014), é reduzir a perda de energia, melhorando a troca de calor entre os fluidos.

Figura 8 – Configuração do processo de absorção por fluxo de solvente dividido



Fonte: Autoria própria (2019).

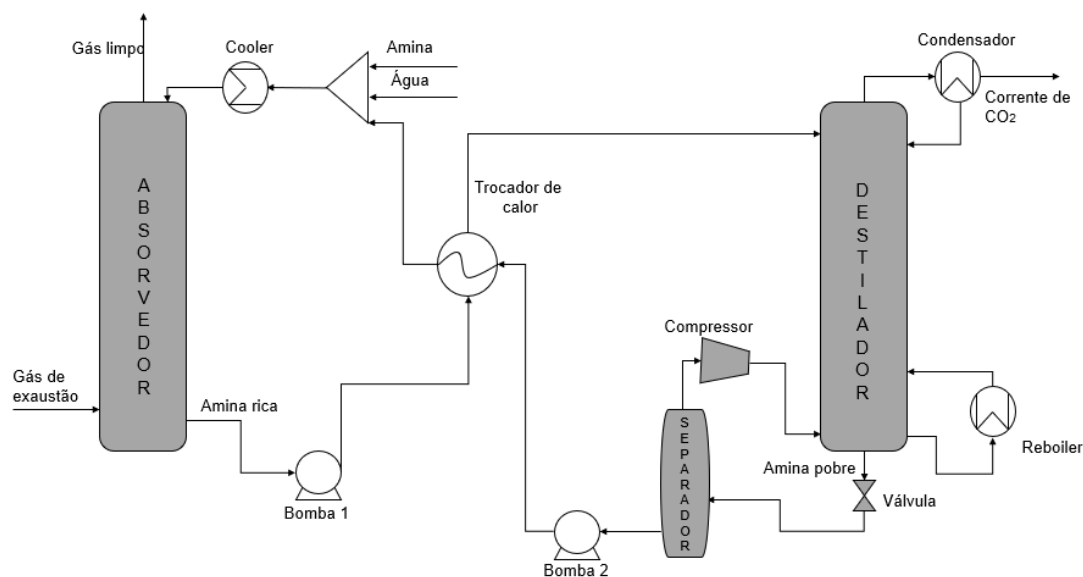
Esse arranjo permite uma melhor troca de calor no *stripper*, reduzindo assim a energia consumida pelo refeedor. Outra melhoria desse sistema é devido a injeção de amina considera fria no topo da coluna de destilação, o que diminui o gasto energético no resfriamento do condensador.

Gervasi *et al.* (2014) ressalta dois parâmetros importantes para a otimização desse processo, sendo eles, a razão entre de divisão dos fluxos e a altura que as correntes são injetadas na coluna de destilação.

2.4.6 Compressão de vapor com amina pobre

Conhecido como LVC (*Lean Vapor Compression*), esse processo é baseado na compressão de vapor com amina pobre em CO₂ e foi reportado por Dubois e Thomas (2018). A Figura 9 representa a configuração desse processo.

Figura 9 – Configuração do processo de absorção por compressão de vapor com amina pobre



Fonte: Autoria Própria (2019).

Essa configuração é baseada em uma “bomba de calor”, que tem o intuito de diminuir a energia consumida pelo refeedor fornecendo mais calor ao sistema. O processo opera segundo o princípio da configuração de recompressão de vapor. Parte da corrente de fundo da coluna de destilação é vaporizada e injetada de volta na coluna. Em contrapartida, o solvente na fase líquida que chega ao trocador de calor tem uma temperatura menor que o processo convencional. A energia no trocador de

calor é limitada, ou seja, a temperatura da solução de amina rica em CO₂ é abaixada tornando o topo do *stripper* mais frio, reduzindo, assim, o consumo energético do condensador como na configuração SSF.

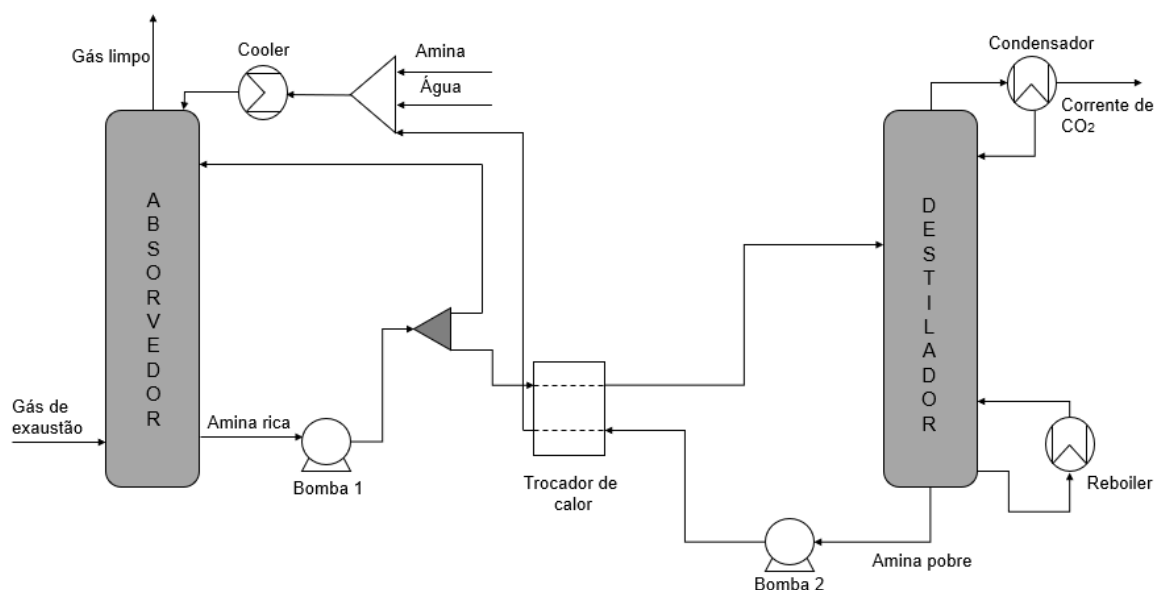
Devido a injeção do vapor comprimido no fundo da coluna de destilação, tem-se uma redução no consumo de energia do *reboiler*, como no processo de recompressão de vapor. De acordo com Gervasi *et al.* (2014), um parâmetro que deve ser otimizado é a pressão no tanque de separação e a temperatura que o vapor entra no *stripper*.

2.4.7 Reciclagem de solvente rico

Esse processo é conhecido pela sigla RSR (*Rich Solvent Recycle*) e foi uma das configurações estudadas por Dubois e Thomas (2018). A Figura 10 representa a configuração RSR.

Esse processo se assemelha com a configuração SSF, visto que, a solução de amina rica em CO₂ que deixa a coluna de absorção também é dividida em dois fluxos. Um desses fluxos é injetado no trocador de calor para ser pré-aquecido, antes de ser injetado na coluna de destilação, e segue todo o processo convencional até ser introduzido na coluna de absorção novamente. No entanto, o segundo fluxo dessa corrente de amina que foi dividida é injetado novamente na coluna de absorção, tão logo essa divisão ocorre.

Figura 10 – Configuração do processo de absorção por reciclagem de solvente rico



Fonte: Autoria Própria (2019).

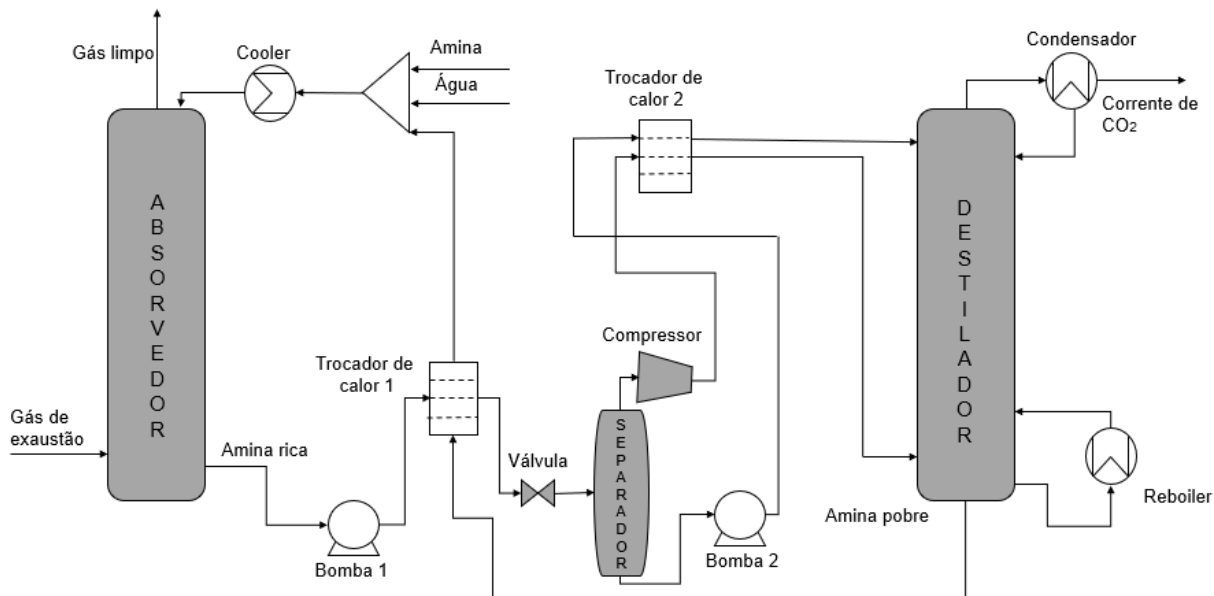
De acordo com Dubois e Thomas (2018), essa solução de amina rica em CO₂, que é realimentada, tem a finalidade de aumentar o carregamento de CO₂ do fundo da coluna de absorção. Com isso, ocorre uma diminuição do gasto energético referente a recuperação do solvente.

Algumas especificações devem ser ajustadas para que essa economia aconteça, sendo elas a fração de amina rica em CO₂ que será introduzida na coluna, a temperatura da solução antes da injeção e o estágio onde ocorrerá essa nova alimentação (DUBOIS e THOMAS, 2018).

2.4.8 Compressão de vapor rico

Representado pela sigla RVC (do inglês *Rich Vapor Compression*), essa configuração também foi estudada por Dubois e Thomas (2018). A Figura 11 representa a configuração desse processo.

Figura 11 – Configuração do processo de absorção por compressão de vapor rico



Fonte: Autoria Própria (2019).

Essa configuração atua da seguinte forma: a solução aquosa de amina ao deixar a coluna de absorção é imediatamente bombeada através de um primeiro trocador de calor, sendo pré-aquecida e direcionada a uma válvula para que haja uma queda de pressão.

Essa queda de pressão, proporciona que parte desse líquido vaporize formando uma mistura de líquido/vapor. Essa mistura segue em direção a um tanque de separação. A parte do vapor que deixa o tanque é comprimido e segue em direção a um segundo trocador de calor. Já a parte líquida que deixa o tanque de separação é bombeada também para esse segundo trocador de calor (DUBOIS e THOMAS, 2018).

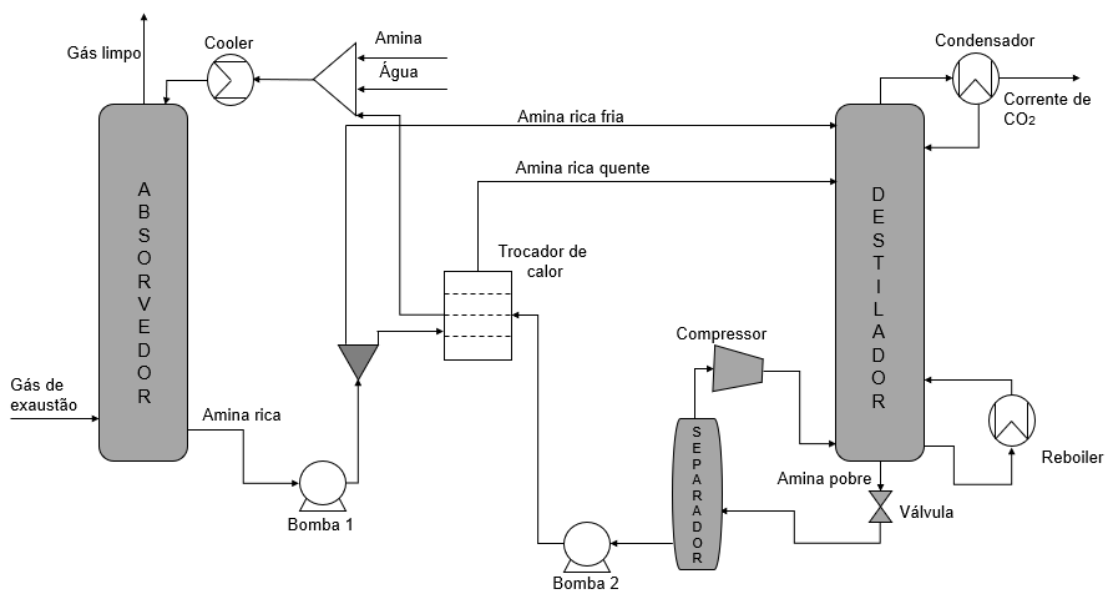
Após passarem pelo segundo trocador de calor, o vapor comprimido é aquecido mais um pouco devido a troca térmica com a solução líquida. O vapor é introduzido na parte inferior da coluna de destilação e o líquido é introduzido na coluna.

Por fim, a solução de amina pobre em CO₂ que deixa o fundo da coluna da destilação é bombeada para o primeiro trocador de calor e segue o mesmo princípio do processo convencional, até ser injetada novamente na coluna de absorção para ser reutilizada.

2.4.9 Fluxo de solvente dividido mais compressão de vapor com amina pobre

Esse processo foi estudado por Gervasi *et al.* (2014) e se trata da junção do processo de fluxo de solvente dividido mais a compressão de vapor com amina pobre. Na Figura 12 mostra a configuração do processo SSF+LVC.

Figura 12 – Configuração do processo de absorção por fluxo de solvente dividido mais compressão de vapor com amina pobre



Fonte: Autoria Própria (2019).

Esse processo tem como principal objetivo aumentar os efeitos positivos de cada configuração, nesse caso a SSF e LVC. Se espera que essa configuração proporcione um menor gasto de energia tanto no *reboiler*, como no condensador da coluna de destilação.

2.5 SIMULAÇÕES DOS PROCESSOS DE CAPTURA DE CO₂

A simulação de processo é uma ferramenta fundamental, pois permite a idealização de um modelo que replica as condições reais para um processo de remoção, utilizando as relações básicas de engenharia, sendo elas balanços de massa e energia, equilíbrio químico e de fases e cinética de reação, fornecendo, assim, dados termodinâmicos e condições operacionais reais (MELLO, 2013).

Conforme Aspen Plus (1999), o objetivo das simulações de processos é entender melhor o sistema em estudo e avaliar de forma direta a influência das variações operacionais no comportamento do processo. Com o uso dos simuladores, é possível contornar um problema econômico, visto que experimentos em grandes escalas são caros (ØI, 2007). Outro benefício das simulações é a possibilidade de otimização dos processos e identificar condições de restrições do mesmo.

Os softwares de simulações de processos são bastantes úteis para cálculos de colunas e fluxogramas. Geralmente, esses programas calculam soluções em estado estacionário, mas há programas que calculam soluções em estado dinâmico. Os softwares de simulações mais conhecidos comercialmente são o Aspen Hysys, Aspen Plus e Pro II, sendo eles capazes de calcular as soluções tanto em estado estacionário, como em regime dinâmico (BIRKELUND, 2013).

Øi (2007) usou o programa Aspen Hysys para a simular o processo de absorção com amina do dióxido de carbono liberado na atmosfera por uma usina elétrica (turbina a gás). Para a simulação do sistema, foi utilizado o pacote termodinâmico de aminas (Kent/Eisenberg e Li-Mather) disponibilizado dentro do programa Aspen Hysys. Outros programas de simulações que disponibilizam pacotes termodinâmicos de aminas são ProVision e ProMax.

Gervasi *et al.* (2014) simulou três processos alternativos para captura de CO₂: pós combustão proveniente da fabricação de cimento, onde o conteúdo de CO₂ em peso (é de 20% a 30%), usando o Aspen Hysys, adotou o pacote termodinâmico Amine Package e Kent-Eisenberg para os cálculos.

Aromada e Øi (2017) usaram o Aspen Hysys para a simulações de três processos, dentre esses estavam o processo de absorção por recompressão de vapor e por recompressão de vapor mais fluxo dividido. As especificações das plantas de simulações foram baseadas na captura de CO₂ de uma usina de gás natural.

3. METODOLOGIA

As diferentes configurações reportadas na literatura foram avaliadas a partir de simulações utilizando o software Aspen Hysys v.7.2. A metodologia adotada para realizar tais simulações, bem como os parâmetros utilizados para comparar o gasto energético entre cada planta simulada serão especificados.

3.1 PACOTE TERMODINÂMICO

O simulador Aspen Hysys conta com uma vasta biblioteca de pacotes termodinâmicos para o cálculo das propriedades físicas, termodinâmicas e de transporte. De acordo com Mello (2011), o Hysys utiliza uma abordagem de não equilíbrio para os estágios das colunas, que leva em conta as taxas de absorção/dessorção dos gases ácidos da solução de amina e a relação deste com parâmetros cinéticos e de equilíbrio.

De acordo com Soares (2014), o pacote de Aminas do simulador Aspen Hysys é adequado para simulações de processos para remoção de CO₂ e H₂S a partir de uma corrente de gás de exaustão. Esse pacote engloba dois modelos termodinâmicos Kent-Eisenberg e Li-Mather.

O pacote de aminas é modificado para simular o comportamento trifásico. O fundamento termodinâmico se dá pelo equilíbrio de fases líquido-vapor e equilíbrio químico na fase líquida. Este pacote ainda proporciona a capacidade de simular a mistura de dois solventes constituídos das seguintes aminas: MEA, DEA, MDEA, TEA, DGA e DIPA (BIRKELUND, 2013).

Conforme Birkelund (2013) reporta em relação ao pacote de Aminas, os dados de propriedades químicas e físicas tem algumas restrições associadas aos componentes, temperatura, pressão e concentração de amina. Essas restrições estão descritas no Quadro 5.

Quadro 5 – Restrições do Pacote de Aminas

Componente/Variável	Informação de Restrição
Gases ácidos	CO ₂ , H ₂ S, COS, CS ₂
Não-Hidrocarbonetos	H ₂ , N ₂ , O ₂ , CO, H ₂ O
Concentração de MEA	0 – 30% em peso
Pressão	0,00007 – 2068 kPa
Temperatura	25 – 126 °C
1,0 mol de gás ácido/mol de alcanolamina	

Fonte: Birkelund (2013).

- **Modelo de kent-Eisenberg**

O modelo de Kent-Eisenberg é baseado na definição de reações de equilíbrio da fase líquida utilizando a equação de Peng-Robinson no cálculo do coeficiente de fugacidade e busca o ajuste dos dados experimentais através do tratamento de duas das constantes como variáveis, a da reação de dissociação da amina e a de formação de carbonato (MARTINS, 2011).

Segundo Martins (2011), esse modelo é o mais importante e completo para prever o equilíbrio líquido/vapor em soluções de aminas contendo H₂S e CO₂ e foi desenvolvido em 1970. Até hoje é a correlação mais empegada e confiável para prever esse equilíbrio.

Esse modelo inicialmente foi aplicado somente para MEA e DEA, mas o modelo pode ser estendido para qualquer outra amina, desde de que se tenha os dados de equilíbrio líquido-vapor para amina de interesse. Para as aminas terciárias, os procedimentos se tornam mais fáceis tendo em vista que não há formação de carbonatos (MARTINS, 2011).

Vale ressaltar que esse modelo foi um dos pioneiros na aplicação envolvendo CO₂ e MEA. Alguns autores adotam esse modelo como por exemplo: Birkelund (2013) e Gervasi *et al.* (2014).

- **Modelo de Li-Mather**

Assim como o modelo de Kent-Eisenberg, o modelo Li-Mather é capaz de prever as solubilidades de CO₂ em misturas aquosas de aminas. O modelo é baseado no coeficiente de atividade e faz o uso da energia livre de Gibbs de excesso para explicar as não idealizações, prever o equilíbrio líquido-vapor usando parâmetros de interação obtidas através de dados experimentais e prever as interações eletrostáticas. Esse

modelo estima concentrações de várias espécies iônicas e moleculares na fase líquida, quando há um gás dissolvido em soluções de amina (MARTINS, 2011).

Øi *et al.* (2014) emprega esse modelo para estimar a solubilidade entre o CO₂ e a MEA nas plantas de absorção do dióxido de carbono usando as configurações de remoção de CO₂: convencional, fluxo dividido, recompressão de vapor e recompressão de vapor mais fluxo dividido.

Øi (2007) simulou uma planta convencional de remoção de CO₂ utilizando o pacote de aminas adotando os modelos Kent-Eisenberg e Li-Mather, obtendo uma remoção de 85% e 82% respectivamente para os modelos. Logo o modelo Li-Mather apresentou 3% de diferença na remoção do gás em comparação ao outro modelo.

Birkelund (2013) adotou o modelo Kent-Eisenberg, mas realizou um teste utilizando o modelo Li-Mather, obtendo uma diferença de 2% na remoção de CO₂ em comparação com modelo Kent-Eisenberg.

Todas as simulações estudadas nesse trabalho foram simuladas usando o simulador Aspen Hysys versão 7.2, adotando o pacote de amina usando o modelo termodinâmico de Kent-Eisenberg.

3.2 COMPONENTES E CONDIÇÕES DE ALIMENTAÇÃO

Em geral, para fins de simplificação, as simulações de plantas de absorção de CO₂ envolvem os seguintes componentes: O₂, N₂, CO₂, H₂O e MEA. Foi considerado em todas as simulações o tratamento de um gás de exaustão com composição informada no Quadro 1. Esses valores adotados na composição do gás de exaustão foram adotados com base nos trabalhos realizados por Moholt (2005) e Vamraak (2004), em que simularam plantas de geração de energia a partir da combustão do gás natural.

Assim, foi utilizado a mesma composição do gás de exaustão para todos os processos de remoção listados na seção 3.3, com o intuito de permitir uma comparação justa entre as simulações. As condições de pressão, temperatura, vazão de alimentação e composição estão descritos no Quadro 1. Sendo iguais para todas as simulações.

Øi (2012) afirma que a temperatura otimizada para alimentação do gás de exaustão na entrada da coluna de absorção é aquela que resulta em uma menor altura

da coluna e calculou que esses valores devem estar entre 35 °C a 40 °C. Algo que Licks (2008) constatou foi que temperaturas acima de 50 °C podem degradar o solvente, acarretando em uma menor eficiência na absorção do CO₂.

De acordo com Carvalho *et al.* (2007), como a MEA é a mais corrosiva das aminas, seu uso em concentrações superiores a 20% em fração mássica proporciona a corrosão de tubulações. Com a utilização de inibidores pode-se utilizar até 30% em fração mássica de MEA. O uso com porcentagens superiores a 30% m/m proporcionara a corrosão das tubulações.

A pressão em que normalmente se encontrar uma corrente de gás de exaustão é em torno de 101,3 kPa. Nas configurações propostas pelos autores, essa pressão varia de 101,3 kPa a 120 kPa. Foi adotado a pressão de 101,3 kPa para todas as simulações, uma vez que a MEA apresenta uma capacidade de absorver o CO₂ em pressão atmosférica. Esta pressão foi adotada nas simulações de Birkelund (2013).

O fluxo molar, de entrada, do gás de exaustão foi o mesmo utilizado por Birkelund (2013) para todas as plantas de remoção.

Quadro 1 – Dados da corrente de alimentação do gás de exaustão

Parâmetro	Valor
Composição	O ₂ : 13,8 %mol
	N ₂ : 76 %mol
	H ₂ O: 6,9 %mol
	CO ₂ : 3,3 %mol
Temperatura	40 °C
Pressão	101,3 kPa
Fluxo molar	1,091 x 10 ⁵ kmol/h

Fonte: Birkelund (2013).

A temperatura, pressão, vazão e composição da corrente de alimentação de MEA está listada no Quadro 2. Essas condições foram adotadas para todas as simulações listadas na seção 3.3 com o intuito de especificar quais plantas apresenta uma melhor capacidade de remoção do dióxido de carbono.

Quadro 2 – Dados da corrente de alimenta de amina

Parâmetro	Valor
Composição	MEA: 27 % m/m
	H ₂ O: 68,6 % m/m
	CO ₂ : 4,4 % m/m
Temperatura	40 °C
Pressão	101,3 kPa
Fluxo molar	1,6 x 10 ⁵ kmol/h

Fonte: Birkelund (2013).

Esses dados foram utilizados por Birkelund (2013). A utilização de 27% de fração mássica da MEA ocorre, pois, algumas simulações existem divisões e junções de fluxo com MEA. Se for empregado uma fração maior ocorreria corrosão das tubulões onde existe junções de fluxos de MEA devido a composição atingir níveis superiores a 30% m/m.

Devido a degradação da MEA no ciclo de remoção, deve-se colocar um *make-up* para recuperar a MEA e água perdida durante o processo de remoção do CO₂. Nos Quadros 3 e 4 estão especificados os dados de alimentação do *make-up*.

Quadro 3 – Dados da corrente de amina no *make-up*

Parâmetro	Valor
Composição	MEA: 100 %mol
Temperatura	40 °C
Pressão	200 kPa
Fluxo molar	40 kmol/h

Fonte: Birkelund (2013).

Quadro 4 – Dados da corrente de água no *make-up*

Parâmetro	Valor
Composição	H ₂ O: 100 %mol
Temperatura	40 °C
Pressão	200 kPa
Fluxo molar	6380 kmol/h

Fonte: Birkelund (2013).

3.3 TIPOS DE SIMULAÇÕES

Todos os processos de absorção de CO₂ com o emprego de MEA simulados nesse trabalho estão informadas no Quadro 6. Vale ressaltar que todos os parâmetros adotados para realizar cada simulação são encontrados nos respectivos artigos dos autores. Somente as correntes de alimentação de amina, gás de exaustão, amina do *make-up* e água do *make-up* foram padronizadas para todas as plantas de remoção de CO₂.

Quadro 6 – Simulações avaliadas de Remoção de CO₂ por Absorção usando MEA

Nº	Configuração do Processo	Referência
1	Convencional	Aromada e Øi (2017)
2	Recompressão de vapor	
3	Recompressão de vapor + fluxo dividido	
4	Convencional	Birkelund (2013)
5	Recompressão de vapor	
6	Recompressão de vapor com separação da amina pobre	
7	Convencional	Gervasi <i>et al.</i> (2014)
8	LVC	
9	SSF	
10	SSF + LVC	
11	Convencional	Øi (2007)
12	Convencional	Øi <i>et al.</i> (2014)
13	Recompressão de vapor	
14	Recompressão de vapor + fluxo dividido	
15	Convencional	Dubois e Thomas (2018)
16	LVC	
17	RSR	
18	RVC	
19	SSF	Øi e Vozniuk (2010)
20	Convencional	

Fonte: Autoria Própria (2019).

Alguns autores adotaram os mesmos parâmetros de operação em alguns equipamentos e/ou correntes. Esses parâmetros são informados no Quadro 7.

Quadro 7 – Semelhanças nos parâmetros

Referência	Temperatura do gás de exaustão	Temperatura da MEA de alimentação	Temperatura do <i>reboiler</i>	Pressão da bomba de amina rica
Aromada e Øi (2017)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	200 kPa
Birkelund (2013)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	200 kPa
Gervasi <i>et al.</i> (2014)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	190 kPa
Øi (2007)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	200 kPa
Øi <i>et al.</i> (2014)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	200 kPa
Dubois e Thomas (2018)	40,0 °C	40,0 °C	121,5 °C	200 kPa
Øi e Vozniuk (2010)	40,0 °C	40,0 °C	120 °C	200 kPa

Fonte: Autoria Própria (2019).

A temperatura do gás de exaustão e da corrente de alimentação foi padronizada a 40°C, como já foi citado anteriormente. Temperaturas entre 35 °C a 40 °C na entrada da coluna de absorção resulta em uma menor altura da mesma, proporcionando uma otimização da coluna. Pelo mesmo motivo se adota a temperatura na corrente de alimentação de 40 °C.

Os autores adotaram temperaturas no *reboiler* de 120 °C, com exceção de Dubois e Thomas (2018). De acordo com Øi (2012), as vantagens de se adotar a temperatura de 120 °C é diminuição na degradação da MEA, pressão de vapor reduzida e problemas operacionais minimizados, o mesmo afirma que temperaturas entre 110 °C e 130 °C são mencionadas.

Outra vantagem de se adotar 120 °C no *reboiler*, é que isso proporciona uma carga de recuperação com aproximadamente 0,25 mol CO₂/mol de MEA, quando o refluxo na coluna de destilação é mantido o mais baixo possível. Uma temperatura mais elevada vai conseguir uma menor carga, ou seja, diminuirá a taxa de circulação e o consumo de energia por kg de CO₂ capturado (ØI 2012).

Os autores adotaram uma pressão no destilador de 200 kPa, com exceção de Gervasi *et al.* (2014). Segundo Øi (2012) essa pressão está perto do ótimo, visto que ela proporciona um menor consume de energia no *reboiler*. A pressão no destilador

ideal, que proporciona o menor consumo de energia na refeedor, pode ser encontrada variando a pressão nas simulações.

Neste trabalho, espera-se que a temperatura ideal do condensador seja aquela que proporcione o menor refluxo possível, foi adotado o valor de 0,55 em todas as simulações para que se tenha uma comparação justa entre todos os processos de absorção de CO₂. O baixo valor de refluxo acarreta em um baixo consumo de energia e um condensador menor.

Outro parâmetro muito importante para as simulações é a eficiência de Murphree adotada para as colunas de absorção e destilação. Essa eficiência é a relação da concentração de soluto que realmente sai do estágio com a concentração de equilíbrio que sairia do estágio. Na literatura são adotados valores entre 0,25 e 0,15 para as colunas de absorção e 1,0 para as colunas de destilação. Nesse trabalho foram adotadas as respectivas eficiências em cada coluna especificada por cada autor.

3.4 AVALIAÇÃO DO GASTO ENERGÉTICO

Para uma avaliação justa entre os sistemas de absorção foram adotados os mesmos fluxos de corrente de alimentação na coluna de absorção e *make-up*, os mesmos especificados na seção 3.1 deste trabalho.

Essa avaliação levou em conta o gasto energético por kg de CO₂ removido em cada processo, sendo somado o gasto energético de todos os equipamentos (*reboiler*, condensador, compressores, *coolers* e bombas) e dividido pelo fluxo mássico de CO₂ que deixa o topo do destilador.

4. RESULTADOS E DISCURSÕES

São expostos os resultados obtidos nas simulações especificadas na metodologia e estudos de casos para otimizar as simulações que obtiveram o menor consumo energético.

4.1 RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES

Foram simulados os processos listados no Quadro 6 e as especificações dos processos foram as mesmas adotadas pelos autores com exceção das correntes de alimentação como foi especificada anteriormente e a taxa de refluxo. Os resultados das simulações estão expostos no Quadro 8.

Quadro 8 – Valores obtidos nas situações estudadas

Autor (ano)	Número do processo	CO ₂ removido (%)	Gasto energético no <i>Reboiler</i> (MW)	Gasto energético no processo (MJ/kg)
Aromada e Øi (2017)	1	70,06	157,6	10,21
	2	79,20	183,3	8,36
	3	83,00	160,5	6,33
Birkelund (2013)	4	68,57	187,0	9,50
	5	74,10	162,1	7,27
	6	84,58	156,4	8,69
Gervasi <i>et al.</i> (2014)	7	70,41	177,9	9,26
	8	75,00	191,2	9,39
	9	69,96	186,7	9,07
	10	73,35	179,0	8,54
Øi (2007)	11	44,68	152,2	13,16
Øi <i>et al.</i> (2014)	12	71,40	161,7	7,68
	13	77,81	140,9	6,46
	14	78,60	164,6	7,96
Dubois e Thomas (2018)	15	70,41	177,2	8,41
	16	72,70	166,0	7,70
	17	69,46	183,3	9,08
	18	71,33	169,3	8,02
	19	79,14	320,0	16,49
Øi e Vozniuk (2010)	20	63,18	188,9	10,83

Fonte: Autoria Própria (2019).

Nas simulações analisadas, pode-se observar que uma taxa de remoção de CO₂ mais elevada, em comparação com outro processo de remoção, não significa necessariamente que o gasto energético será maior. A maior taxa de remoção foi obtida pelo processo de número 6, atingindo uma taxa de 84,58 % de remoção de CO₂, mas o gasto energético por kg desse composto é de 8,69 MJ/kg, que não é o menor dos valores.

Dentre as simulações listadas no Quadro 8, pode-se notar que duas plantas de remoção se destacam das demais, sendo elas o processo de número 3 e 13, que obtiveram os menores valores de gasto energético dentre as demais, sendo esses gastos 6,33 MJ/kg e 6,46 MJ/kg, respectivamente.

Um dos prováveis motivos de ter obtido um gasto energético inferior em comparação com os demais, no processo 13, é a utilização de uma válvula para a queda de pressão (99 kPa) da corrente de amina pobre em CO₂ que deixa o fundo da coluna de destilação. Essa queda de pressão proporciona que parte do líquido se vaporize. Como foi explicado anteriormente, o vapor gerado é injetado na coluna de destilação, o que resulta em uma redução do gasto energético do *reboiler*.

O processo de número 3 se trata de uma planta de remoção por recompressão de vapor mais fluxo dividido. Pode-se observar algumas modificações no *layout* do processo dos demais autores que adotam essa planta em suas simulações.

A utilização de um divisor de corrente na corrente de amina pobre em CO₂ que deixa o fundo da coluna de destilação proporciona duas correntes de amina pobre. Uma dessas correntes há uma queda de pressão devido o uso de uma válvula como no processo citado anteriormente. O autor especificou que a corrente de amina pobre que deixa a válvula está a uma pressão de 110 kPa, logo a queda de pressão na válvula é de 90 kPa, segundo o mesmo esse valor proporciona o menor gasto energético no *reboiler*.

Diferentemente dos sistemas 6 e 14, o vapor que deixa o topo do separador não transportado para o trocador de calor, é imediatamente comprimido e injetado na coluna de destilação. Essa modificação proporciona uma simplificação no sistema, diminuindo sua complexidade tendo em vista que o trocador necessitaria de quatro entradas de correntes e quatro saídas das mesmas, mas somente três entradas e saídas são necessárias.

A segunda corrente que deixa o separador corrente (TEE) é denominada de amina semi-limpa é arrefecida no trocador de calor até uma temperatura próxima dos 40 °C. O emprego de um *cooler* é necessário para deixar a amina semi-limpa na temperatura ideal para ser alimenta no absorvedor. O uso dessa corrente no absorvedor proporciona que haja uma captura do CO₂ com uma amina sem estar recuperada. Logo diminui a gasto na aquisição de amima limpa para a recuperação. Esse fator pode diminuir o custo de operação da planta.

Outra modificação que pode ser notada é que diferente de alguns autores a amina pobre em CO₂ que deixa o trocador de calor após ser arrefecida é imediatamente misturada com as correntes de amina e água devido a degradação da MEA no processo e após isso é resfriada a temperatura de 40°C por um cooler para ser realimentada no absorvedor.

Pode-se notar que essa estratégia é adotada para diminuir ainda mais a temperatura da amina antes dela ser resfriada no cooler, uma vez que as correntes de amina e água se encontram a uma temperatura de 40°C que acarreta em uma diminuição no gasto energético do cooler.

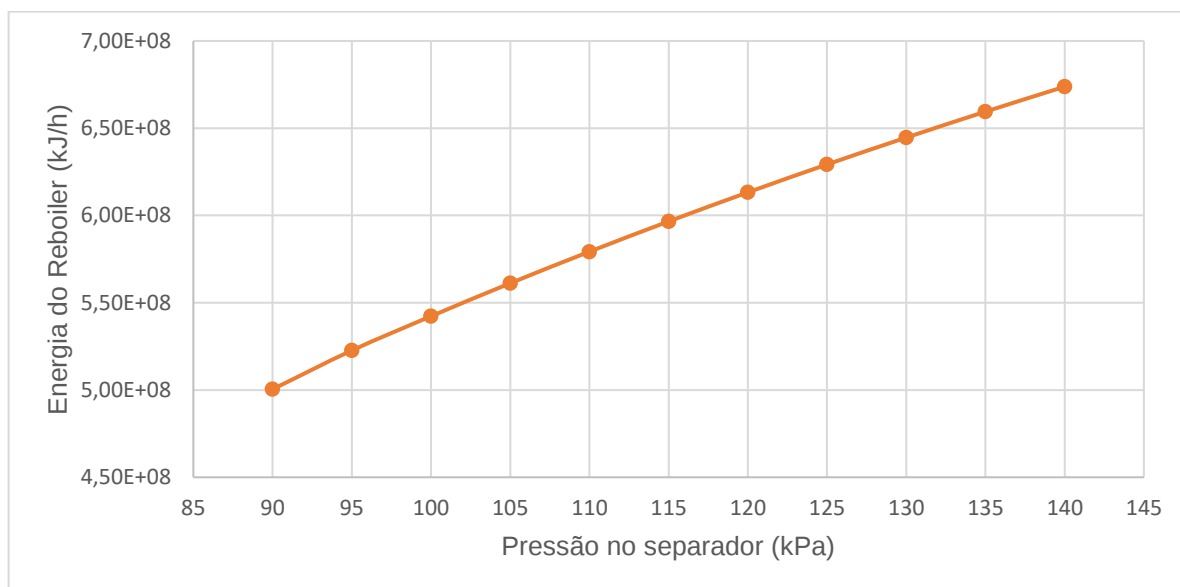
4.2 ESTUDO DE CASO

A partir dos processos 3 e 13, foram feitos estudos de caso variando alguns parâmetros com vista a diminuir o consumo de energia por quilo de CO₂ removido e/ou aumentar a taxa de remoção do mesmo. Para análise mais precisa, as colunas de absorção e destilação foram isoladas dos demais equipamentos, para evitar a influência deles no estudo.

Os seguintes estudos de casos foram realizados: *i*) a pressão no separador (90 a 140 kPa) e sua influência no gasto energético do *reboiler*; *ii*) a pressão no separador (90 a 140 kPa) e sua influência no fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação; *iii*) a razão do fluxo de amina semi-limpa que deixa o tee (0,10 a 0,80) e sua influência no gasto energético do *reboiler*; *iv*) a razão do fluxo de amina semi-limpa que deixa o tee (0,10 a 0,80) e sua influência no fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação; *v*) o diâmetro da coluna de absorção (1 a 15 m) e sua influência no gasto energético do *reboiler*; *vi*) o diâmetro da coluna de absorção (1 a 15 m) e sua influência no fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação;

vii) estágio de injeção da amina semi-limpa no absorvedor (1 a 20) e sua influência no fluxo molar de CO₂ corrente de amina rica; viii) a temperatura da corrente de amina injetada no destilador (90 °C a 108 °C) e sua influência no gasto energético do *reboiler*; ix) a temperatura da corrente de amina injetada no destilador (90 °C a 108 °C) e sua influência no fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação. Os gráficos 2 a 10 apresentam os resultados de cada estudo de caso.

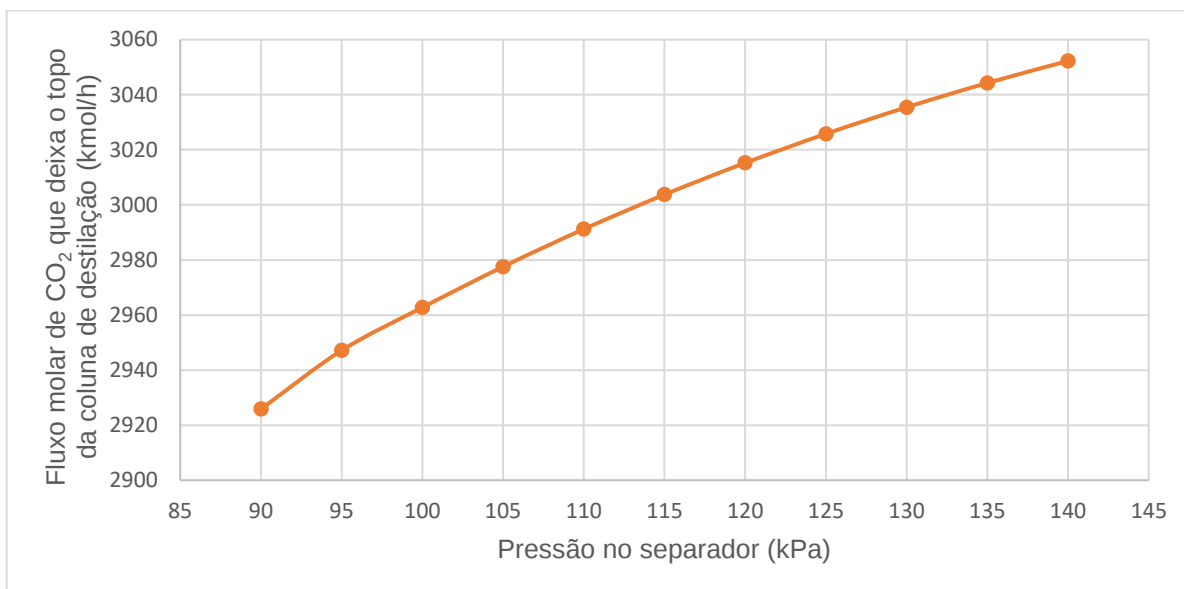
Gráfico 2 – Pressão no separador x gasto energético no *reboiler*



Fonte: Autoria Própria (2019).

Com base no Gráfico 2, pode-se concluir que quanto menor for a pressão no separador menor será o consumo de energia do *reboiler*, essa diminuição proporciona menor custo para remoção. Esse fato ocorre, pois, com menores pressões na corrente maior a quantidade de vapor dentro dela, quando separado, comprimido e injetado na coluna de destilação, exigirá menor esforço do equipamento para aquecer a amina rica que se desloca para o fundo da coluna devido o maior fluxo de gás que será injetado no fundo da coluna.

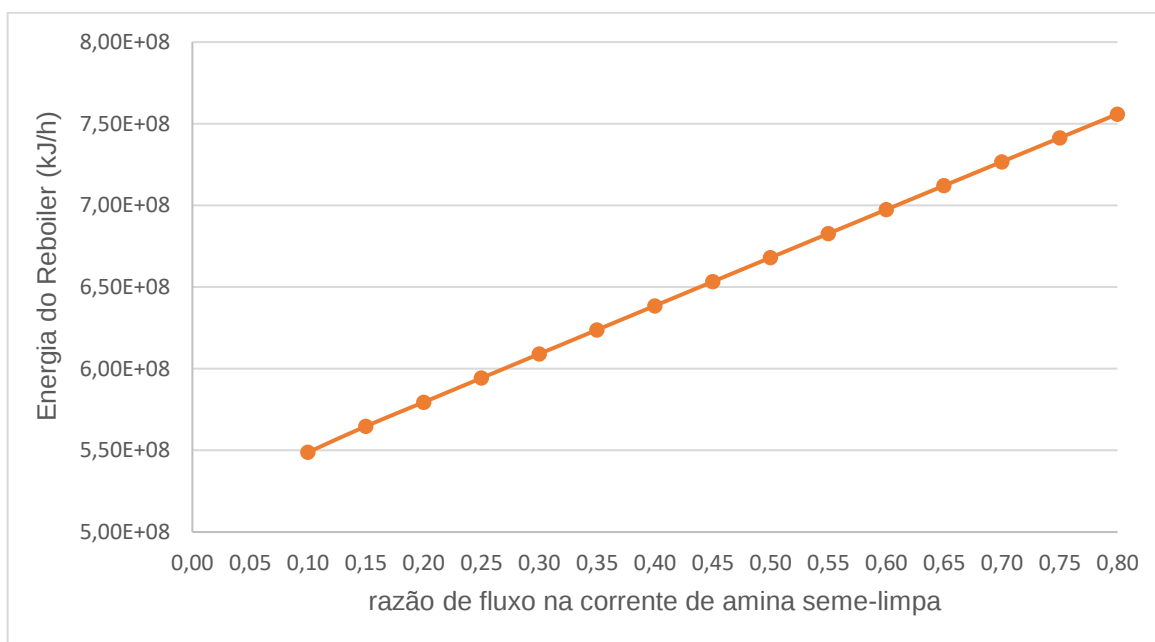
Gráfico 3 – Pressão no separador x fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação



Fonte: Autoria Própria (2019).

Observa-se a partir do Gráfico 3, que pressões menores no separador diminui o fluxo molar de CO₂ no topo da coluna, mas essa queda do fluxo não é muito significativa para remoção do composto, esse vestígio indica que menores pressões podem acarretar em um consumo de energia menor para remover o composto.

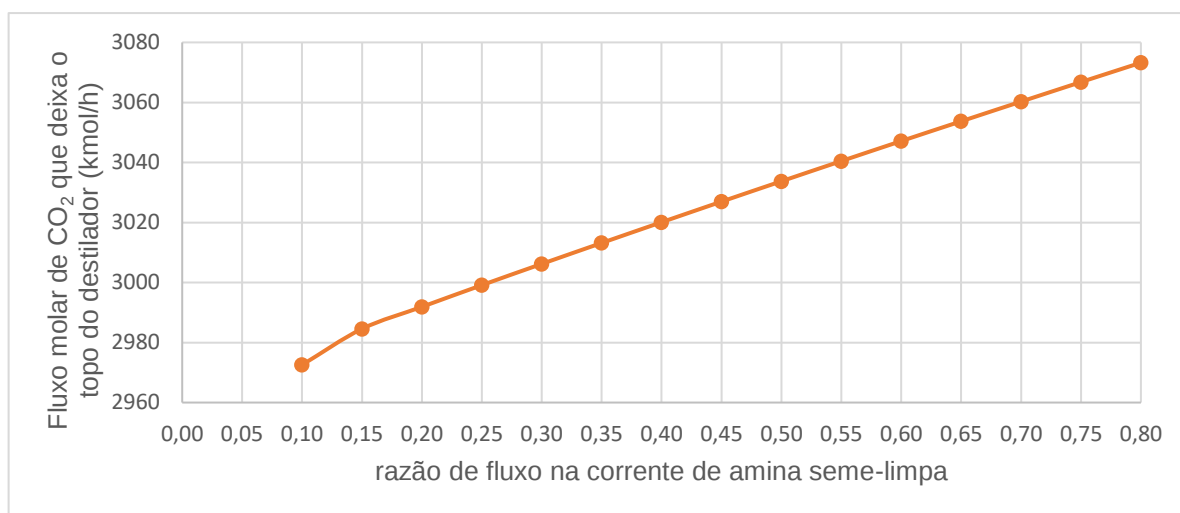
Gráfico 4 – Razão do fluxo de amina semi-limpa que deixa o separador de corrente x gasto energético no *reboiler*



Fonte: Autoria Própria (2019).

Em relação a influência da taxa de amina semi-limpa que deixa o separador de corrente em relação ao consumo de energia do *reboiler*, observa-se pelo Gráfico 4 uma relação linear entre a porcentagem de corrente Amina Pobre que é destinada para ser realimentada no absorvedor (Amina Semi-Limpa) e o consumo de energia do refeedor. Isso ocorre pois quanto maior a razão de amina semi-limpa menor a razão da corrente de amina destinada a sofrer a queda de pressão pela válvula diminuindo assim o fluxo de gás que será comprimido e injetado na base do destilador, o que aumenta o consumo do refeedor.

Gráfico 5 – Razão do fluxo de amina semi-limpa que deixa o separador de corrente x fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação

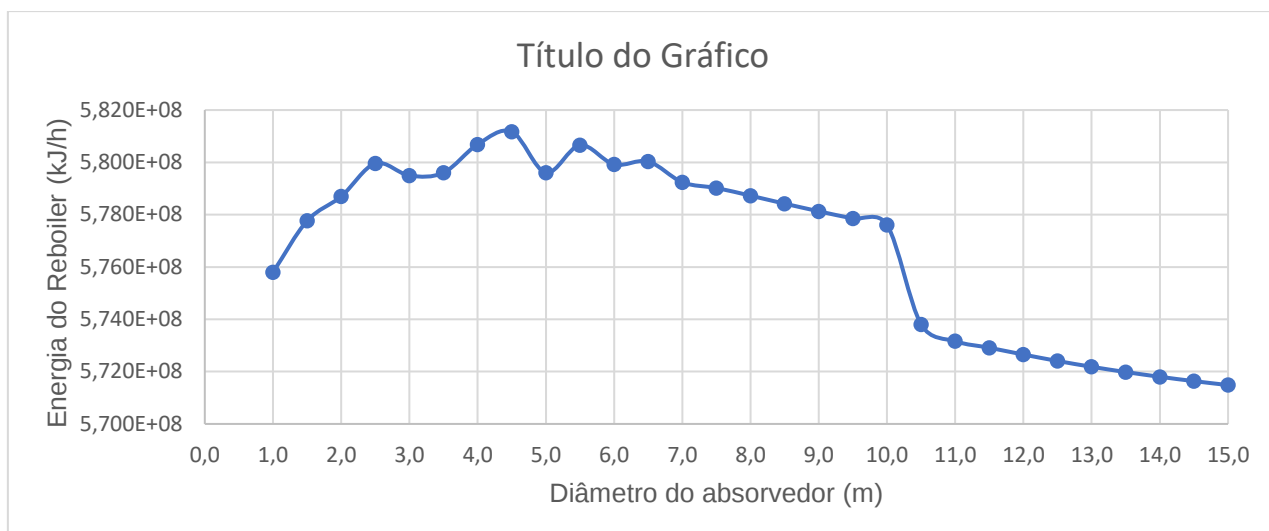


Fonte: Autoria Própria (2019).

O Gráfico 5 mostra a influência dessa taxa em relação ao fluxo molar de CO₂ no topo do destilador pode-se notar que maiores porcentagem dessa corrente aumenta pouco o fluxo, mas em contra partida com o aumento da taxa há um aumento do consumo energético exigido pelo equipamento, logo conclui-se que menores taxas podem otimizar o processo sem diminuir significativamente a remoção do dióxido de carbono.

Já em contrapartida se for adotado razões maiores dessa corrente no intuito de aumentar o fluxo molar de gás carbônico que deixa o topo do destilador aumenta muito o consumo energético do refeedor tornando essa medida mais onerosa.

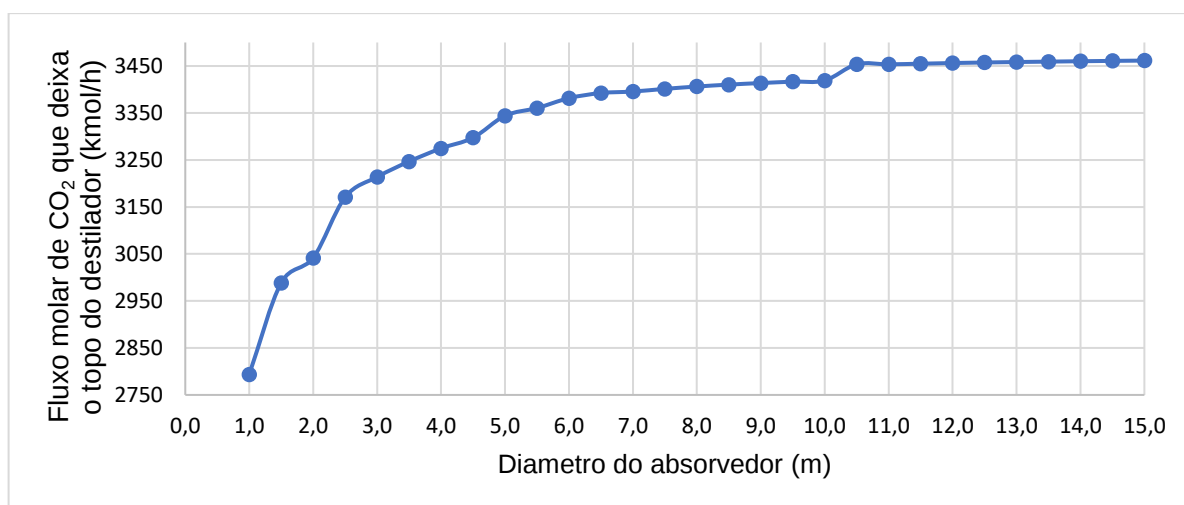
Gráfico 6 – Diâmetro da coluna de absorção x gasto energético do *reboiler*



Fonte: Autoria Própria (2019).

Inclusive, alguns autores apontam o diâmetro da coluna como um dos parâmetros mais importantes do processo. Em uma análise rápida do Gráfico 6 mostra a influência do aumento do diâmetro ao que se refere no consumo de energia da referedor, o aumento do diâmetro acarreta em um aumento do consumo de energia pelo equipamento, mas caso seja superior a 10 metros a uma queda desse gasto. Vale salientar que esse aumento é muito baixo tornando inviável a utilização com diâmetros muito elevados.

Gráfico 7 – Diâmetro da coluna de absorção x fluxo molar de CO₂ que deixa o topo do destilador

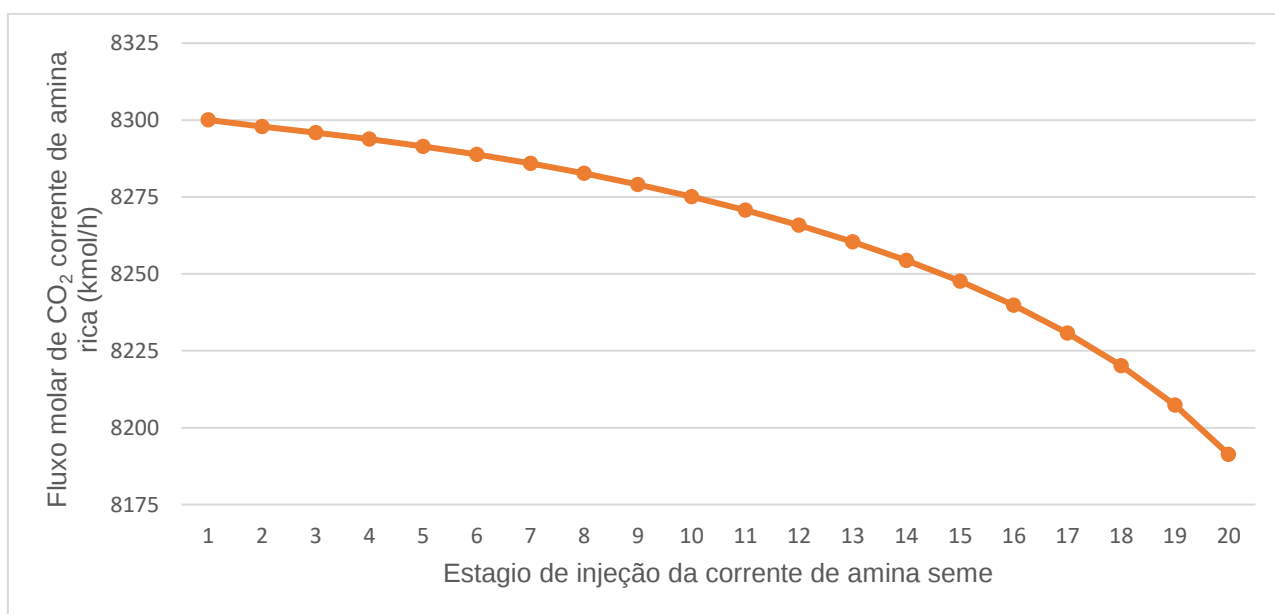


Fonte: Autoria Própria (2019).

O Gráfico 7 mostra que quando maior o diâmetro da coluna maior será o fluxo molar de CO₂ removido, isso ocorre pois com o aumento da área de contato do gás

de exaustão com a solução de amina mais CO_2 estará presente na corrente de amina rica que deixa a base do absorvedor. Nota-se que apenas duplicando o diâmetro da coluna o fluxo molar removido aumenta para 3213,7646 kmol/h aumentando a remoção para 89,26% de CO_2 enquanto o gasto do *reboiler* pelo gráfico anterior aumenta somente para $5,79 \times 10^8$ kJ/h o equivalente a 161 MW, ou seja, um aumento do consumo energético do refervedor 0,5 MW em comparação com o resultado do processo 3.

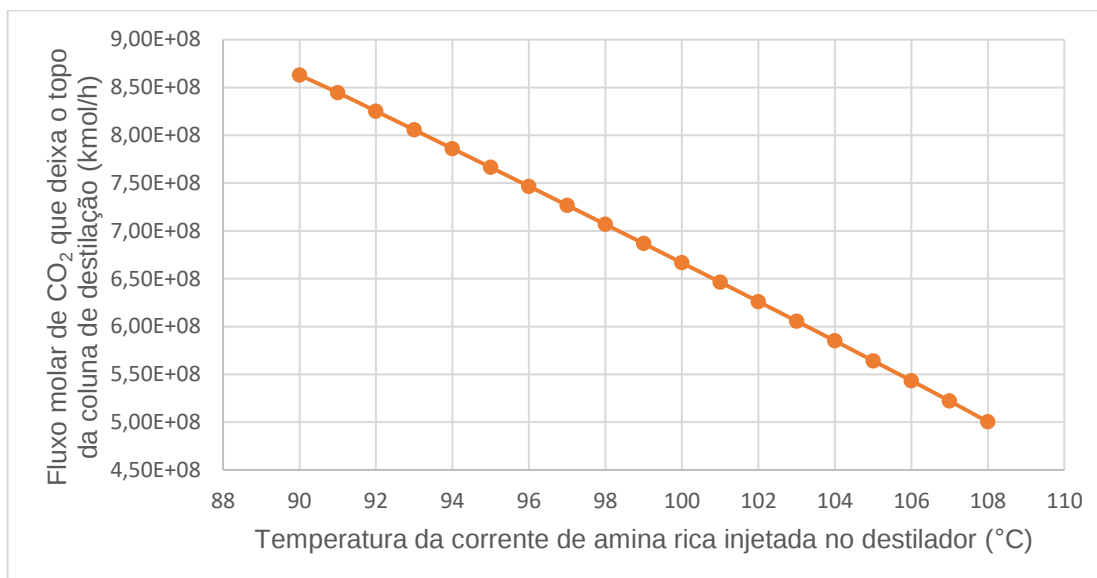
Gráfico 8 – Estágio de injeção da amina semi-limpa no destilador x fluxo molar de CO_2 na corrente de amina rica



Fonte: Autoria Própria (2019).

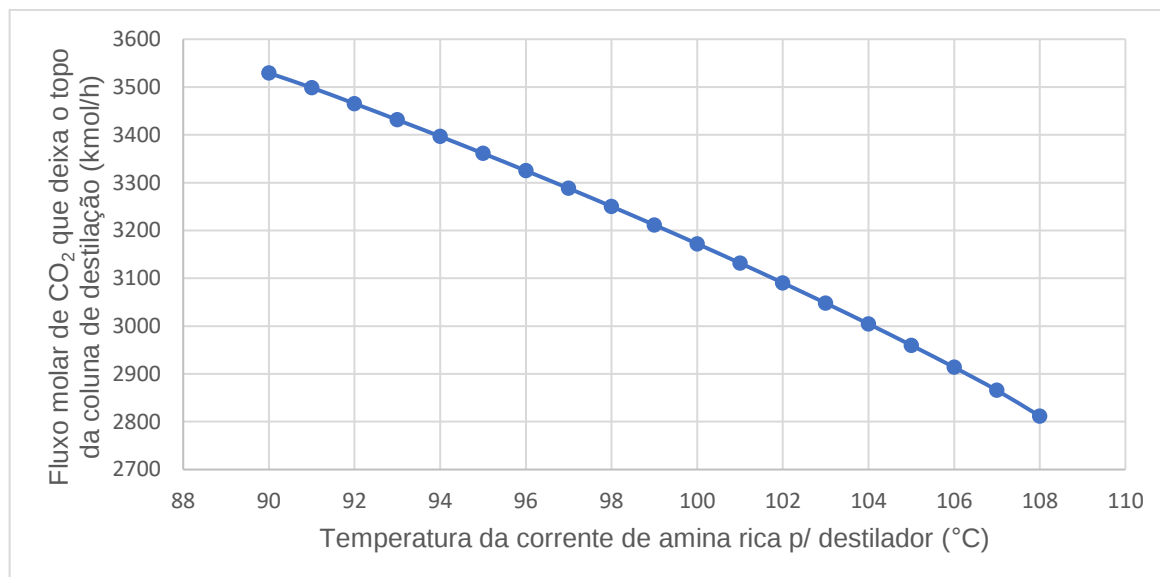
O Gráfico 8 conclui-se que injetar a corrente de Amina Semi-Limpa no primeiro estágio do absorvedor aumenta o fluxo molar de CO_2 que sai na corrente de Amina Rica esse aumento ocorre devido o maior contato do gás de exaustão tanto com a Amina de alimentação quanto a semi-limpa proporcionando esse aumento de fluxo.

Gráfico 9 – Temperatura da corrente de amina injetada no destilador x gasto energético do *reboiler*



Fonte: Autoria Própria (2019).

Gráfico 10 – Temperatura da corrente de amina injetada no destilador x fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação



Fonte: Autoria Própria (2019).

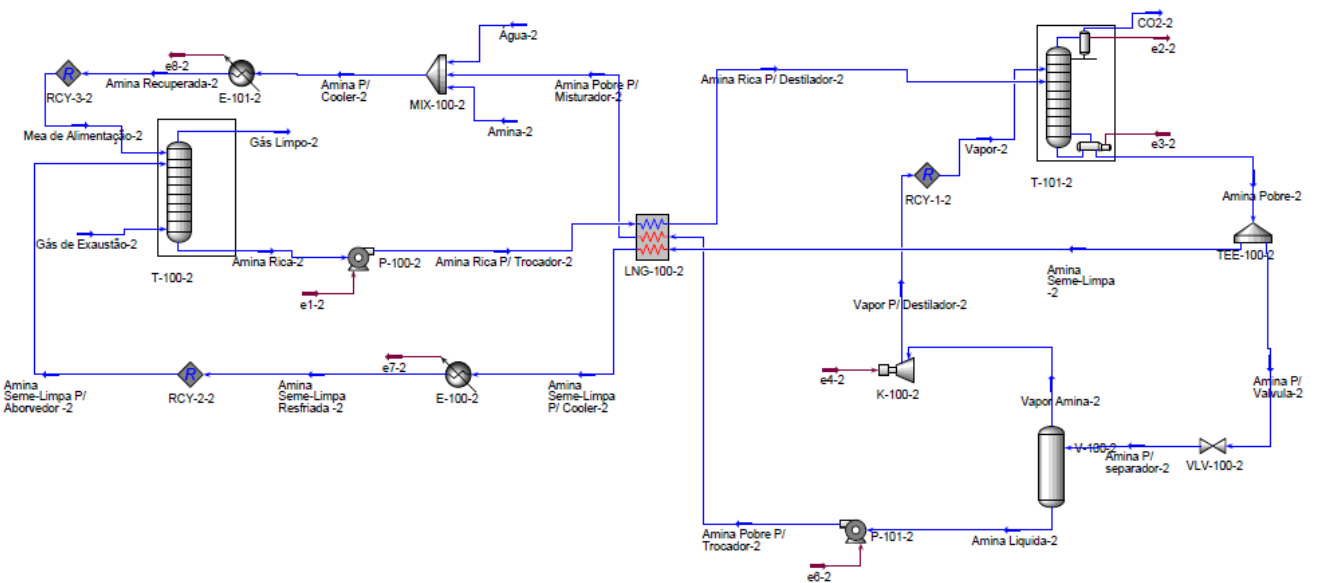
Pode-se observa pelo Gráfico 9 que temperaturas mais elevadas da corrente de amina rica proporciona uma queda no consumo exigido pela refervedor, devido a

temperatura está próxima dos 120 °C para a separação do gás da solução de amina. Vale ressaltar que valores superiores a 108 °C não obtiveram convergência da coluna de destilação. Pelo Gráfico 10 esse aumento na temperatura da corrente diminui o fluxo molar de CO₂ que deixa o topo da coluna de destilação diminuindo a remoção desse gás, em contrapartida adota temperaturas inferiores a 103 °C a um aumento do fluxo e um aumento expressivo do consumo de energia do *reboiler*. adotar temperaturas menores diminui o arrefecimento da(s) corrente(s) de amina(s) presente no trocador, aumentando o consumo energético do(s) cooler(es) para deixar na temperatura ideal de alimentação. Logo temperatura menores aumenta o consumo energético do processo tornando inviável sua utilização.

Foram feitas simulações para os dois processos de absorção usando os valores que minimizem o gasto energético no *reboiler* adotando uma pressão no separador a 90kPa. Após alguns testes, ocorre um cruzamento de tempera dentro do trocador dando um erro na simulação. O mesmo acontece adotando uma razão na Amina Semi-Limpa de 0,1 para o processo 3.

Após alguns testes nas simulações, foram otimizados os parâmetros adotados nas duas simulações. Processo 3 foi adotado pressão no separador equivalente a 105kPa, razão no fluxo da Amina Semi-limpa de 0,20, estágio de injeção da corrente de amina semi-limpa sendo o primeiro e um diâmetro na coluna de absorção de 5 metros, a escolha desse diâmetro como pode se observar nos Gráficos 6 e 7 há uma queda no gasto energético do reboiler e um aumento no fluxo molar de CO₂ significativo. A Figura 12 representa o processo número 3 otimizado adotando as modificações especificadas anteriormente.

Figura 12 – Processo número 3 otimizado



Fluxo molar kmol/h

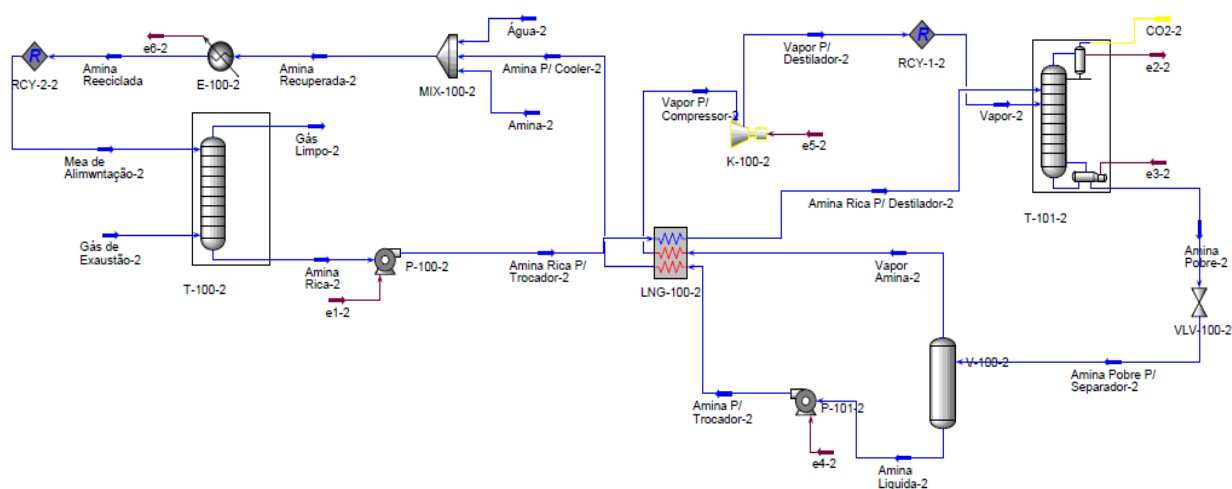
Componentes presente na corrente	Gás de Exaustão-2	MEA de Alimentação-2	Gás Limpo-2	Amina Rica-2
MEA	0,0000	16403,8422	35,4376	20470,4116
O ₂	15055,8000	0,0000	15055,3210	0,4790
N ₂	82916,0000	0,0000	82914,6017	1,3983
H ₂ O	7527,9000	131071,7915	10462,8432	160623,4204
CO ₂	3600,3000	4281,3816	216,2189	8804,4008
Total	109100,0000	151757,0153	108684,4224	189900,1101
Temp. °C	40,00	40,00	49,19	44,82
Press. kPa	101,30	101,30	110,00	110,00

Componentes presente na corrente	Água-2	Amina-2	CO ₂ -2	Amina Pobre-2
MEA	0,0000	40,0000	0,0017	20516,5817
O ₂	0,0000	0,0000	0,4790	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	1,3983	0,0000
H ₂ O	6380,0000	0,0000	3651,9284	162186,8648
CO ₂	0,0000	0,0000	3344,8032	5744,7085
Total	6380,0000	40,0000	6998,6107	188448,1550
Temp. °C	40,00	40,00	100,55	119,23
Press. kPa	200,00	200,00	200,00	200,00

Fonte: Autoria Própria (2019).

O processo 13 foi adotado o diâmetro 2 metros na coluna pois valores maiores acarreta em uma não conversão das colunas de destilação e absorção. Queda de pressão no separador foi adotada a mesmo do autor (115 kPa), mas houve uma alteração na planta de remoção, a corrente de amina que será recuperada ao deixar o trocador de calor passara primeiramente pelo misturador para ser arrefecida pelas correntes do make-up, para assim ser resfriada pelo cooler até 40 °C. A Figura 13 representa o processo número 13 otimizado.

Figura 13 – Processo número 13 otimizado



Fluxo molar kmol/h

Componentes presente na corrente	Gás de Exaustão-2	MEA de Alimentação-2	Gás Limpo-2	Amina Rica-2
MEA	0,0000	16479,0614	33,7875	16445,2740
O ₂	15055,8000	0,0000	15055,3954	0,4046
N ₂	82916,0000	0,0000	82914,8218	1,1782
H ₂ O	7527,9000	136325,9264	10382,0134	133471,8130
CO ₂	3600,3000	4564,7327	720,9927	7444,0400
Total	109100,0000	157369,7205	109107,0107	157362,7098
Temp. °C	40,00	40,00	48,88	43,20
Press. kPa	101,30	101,30	110,00	110,00

Componentes presente na corrente	Água-2	Amina-2	CO ₂ -2	Amina Pobre-2
MEA	0,0000	40,0000	0,1203	16483,7594
O ₂	0,0000	0,0000	0,4046	0,0000

N ₂	0,0000	0,0000	1,1782	0,0000
H ₂ O	6380,0000	0,0000	4101,0704	133740,0056
CO ₂	0,0000	0,0000	2897,3550	4855,2855
Total	6380,0000	40,0000	7000,1285	155079,0505
Temp. °C	40,00	40,00	103,87	118,56
Press. kPa	200,00	200,00	200,00	200,00

Fonte: Autoria Própria (2019).

Quadro 11 mostra os resultados na adoção desses parâmetros nas simulações em relação a remoção do CO₂, gasto energético no *reboiler* e gasto energético no processo.

Quadro 11 – Remoção de CO₂ e gasto energético dos processos

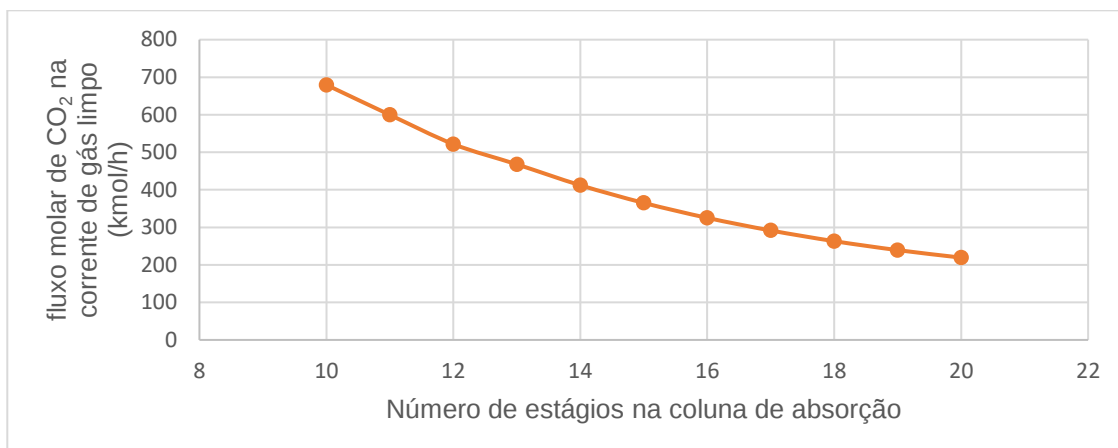
Processo	CO ₂ removido (%)	Gasto energético no <i>Reboiler</i> (MW)	Gasto energético no processo (MJ/kg)
3	83,00	160,5	6,33
13	77,81	140,9	6,46
3 otimizado	92,90	156,1	5,49
13 otimizado	80,48	136,4	5,93

Fonte: Autoria Própria (2019).

A partir dos valores comparado anteriormente, pode-se perceber que os processos simulados com os parâmetros otimizados obtiveram gastos energéticos menores no *reboiler*, como esperado, logo houve uma redução no gasto energético por quilo de CO₂ removido, além desse fato houve um aumento da remoção do dióxido de carbono. Devido ao aumento do diâmetro do absorvedor foi avaliado a necessidade dos 20 estágios na simulação 3 otimizada, tendo em vista que a mesma obteve os melhores resultados.

Foi feito um estudo de caso variando a coluna de 10 a 20 estágios. A diminuição do número de pratos na coluna proporciona um aumento no fluxo molar de CO₂ na corrente de gás limpo (topo da coluna de absorção), logo diminuído a taxa de remoção desse gás na atmosfera. Pode-se observar no Gráfico 11.

Gráfico 11 – Influência do número de estágios na coluna de absorção x fluxo molar de CO₂ na corrente de gás limpo.



Fonte: Autoria Própria (2019).

Estudos devem ser feito para ver a influência dessa diminuição de estágios no custo de aquisição do equipamento, pois diminuir o número de estágios esperasse que o custo do equipamento diminua.

5. CONCLUSÃO

Neste trabalho foram analisadas vinte configurações de fluxo para a captura de CO₂ pós-combustão pelo uso de absorção química utilizando MEA. As simulações foram conduzidas pela ferramenta Aspen Hysys versão 7.2. As configurações avaliadas podem ser classificadas em oito tipos diferentes sendo: processo convencional, recompressão de vapor, recompressão de vapor mais fluxo dividido, fluxo de solvente dividido, compressão de vapor magra, reciclagem de solvente rico, compressão de vapor rico e fluxo de solvente dividido mais compressão de vapor magra.

Foi avaliado a remoção de CO₂ e o gasto energético para a captura por kg de CO₂ das vinte simulações, o gasto do *reboiler* foi destaque dos demais equipamentos tendo em vista que o mesmo é o principal responsável pelo consumo de energia das plantas de simulações. Dentre esses, dois processos apresentaram o menor consumo energético, sendo estes os processos 3 e 13.

Foram feitos estudos de casos para avaliar condições ótimas de operação para esses dois processos, posteriormente foram usados para otimizar os mesmos e avaliando novamente o consumo de energia e a quantidade de remoção de CO₂.

Os estudos mostraram que o aumento do diâmetro da coluna de absorção aumenta o fluxo molar de CO₂ que sai do topo da coluna de destilação pode-se observar que esse aumento no diâmetro proporciona também um aumento no consumo de energia da refulvador até diâmetros inferiores a 10 metros após essa metragem esse gasto diminui. Os estudos mostraram também que pressões menores no separador e proporções menores da corrente de Amina Semi-Limpa diminuem o consumo de energia da refulvador sem afetar muito a remoção do gás de interesse.

Adotando os parâmetros de otimização citados anteriormente pode aumentar para 92,90% a remoção do CO₂ processo de recompressão de vapor mais fluxo dividido e 80,48% o processo de recompressão de vapor. Com a adoção dessas especificações houve uma redução no consumo energético por kg de gás removido em 13,27% e 8,20% para os processos 3 e 13 respectivamente.

Vale ressaltar que estudos sobre viabilidade econômica deve ser feito posteriormente para verificar o custo de implantação dos processos otimizados.

6. REFERÊNCIAS

- AGÊNCIA BRASIL, Debora Brito. **Emissões globais de gases de efeito estufa aumentam em 2017, diz ONU.** Disponível em: <http://agenciabrasil.ebc.com.br/internacional/noticia/2018-11/emissoes-globais-de-gases-estufa-aumenta-em-2017-segundo-onu>> Acesso em 20 de novembro de 2018.
- ASTARITA et al. **Gas treating with chemical solvents.** New York: Wiley, p.1-128, 144-153, 201-228, 389-404, 446-464, 1983.
- AKASH, B. A.; O'BRIEN, W. S. The production of activated carbono from a bituminous coal. **International Journal of Energy Research**, v. 20, p. 913-922, 1996.
- AMARAL, Rafael Aislan. **Remoção de CO₂ e H₂S do gás natural por contactores com membranas.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.
- AROMADA, Solomon Aforkoghene. **Energy and economic analysis of improved absorpyion configurations for CO₂ capture.** University College of Southeast Norway, p. 1342-1351, 2017.
- ASPEN PLUS. **User guide Aspen steady atate simulation v.10.** Aspen Technology, inc. 1999.
- BARBOSA, L.C. et al. **Equilibrio de absorção de CO₂ e H₂S em soluções aquosas de etanolaminas.** In: Boletim Técnico da Petrobras, Rio de Janeiro, v.52, n. 1/3, p. 21-37, 2009.
- BARBOSA, Leandro Chagas. **Captura de CO₂ e H₂S com soluções aquosas de Alcanolamimas via Destilação Reativa.** Tese (Doutorado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2010.
- BIRKELUND, Even Solnes. **CO₂ Absorption and Desorption Simulation with Aspen HYSYS,** TEK-3900 Master's Thesis in Technology and Safety in the High North, Faculty Of Science And Technology, 2013.
- CARVALHO et al. **Estudo da tecnologia de separação do CO₂ de gases industriais por absorção com monoetanolamina-MEA.** In: Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás, 4, 2007, Campinas. Anais... Campina: Copyright, 2007. 8p.

DUBOIS E THOMAS, Lionel, Diane. **Comparison of various configurations of the absorption-regeneration process using different solvents for the post-combustion CO₂ capture applied to cement plant flue gases.** Faculty of Engineering, University of Mons, Belgium, p.20-35. 2018.

Ecycle, equipe eCycle. **Técnicas de neutralização de carbono: captura e armazenamento de carbono (CCS).** Disponível em: < <https://www.ecycle.com.br/component/content/article/63-meio-ambiente/5038-neutralizacao-carbono-tecnicas-captura-armazenamento-ccs.html>>. Acesso em: 18 de novembro de 2018.

Ecycle, Lorena Cabral. **Gases do efeito estufa: o que são e sua influência no aquecimento global.** Disponível em: < <https://www.ecycle.com.br/6037-gases-de-efeito-estufa/>>. Acesso em: 18 de novembro de 2018.

EMBRAPA, **Efeito estufa.** Disponível em: <<http://www.cnpma.embrapa.br/projetos/index.php3?sec=agrog>>. Acesso em: 17 de novembro de 2018.

FYTIANOSA et al. **Effect of MEA's degradation products on corrosion at CO₂ capture plants.** Institutt for kjemisk prosessteknologi, Norway, p.1869-1875, 2014.

GADÊLHA, Tatiana Salviano. **Análise das tecnologias de remoção de CO₂ do gás natural: uma comparação técnico-econômica de absorção, membranas e híbridos.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

GERVARSI, et al. **Simulation of the post-combustion CO₂ simulation of the post-combustion CO₂ capture with Aspen HYSYS software: study of diferente configurations of na absorption-regeneration process for the application to cement flue gases.** Faculty of Engineering, University of Mons, Belgium, p.1018-1028, 2014.

IDEM, R., WILSON, M., TONTIWACHWUTHIKUL, P., CHAKMA, A., VEAWAB, A., AROONWILAS, A., GELOWITZ, D.: **Pilot plant studies of the CO₂ capture performance of aqueous MEA and mixed MEA/MDEA solvents at the University of Regina CO₂ capture technology development plant and the boundary dam CO₂ capture demonstration plant.** Ind. Eng. Chem. Res. 45, 2414–2420 (2006).

KARGRI, RAVANCHI. **Carbon Dioxide: capturing and utilization**. In: Greenhouse Gases – Capturing, utilization and reduction. InTech, Croatia (2012).

LICKS, L.A.S. **Avaliação do processo de captura de dióxido de carbono por absorção química visando a aplicação em termelétricas a carvão no Brasil**. Dissertação (Mestrado) – Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2008.

MARTINS, Paulo Roberto Lemos. **Avaliação do processo de absorção de CO₂ com aminas utilizando o HYSYS®**. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2011.

MELLO, Lilian Cardoso de. **Estudo do processo de absorção de CO₂ em soluções de aminas empregando-se coluna recheada**. Tese (Doutorado) – Universidade de São Paulo, 2013.

MENDIETA, Luís Fernando Flach. **Estudo de absorção de H₂S e CO₂ do gás combustível**. Monografia (bacharelado) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Rio Grande do Sul. 2011.

MOHOLT, B. **Simulering av CO₂-fjerning med aminer**, Master Thesis, Telemark University College, 2005.

Øi, Lars Erik. **Aspen HYSYS simulation of CO₂ removal by amine absorption from a gas based power plant**. Telemark University College Norway, p.73-81, 2007.

Øi, Lars Erik. **Comparison of Aspen HYSYS and aspen plus simulation of CO₂ absorption into MEA from atmospheric gas**. Telemark University College Norway, p. 360-369, 2012.

Øi et al. **Optimization of configurations for amine based CO₂ absorption using Aspen HYSYS**. Telemark University College Norway, p. 224-233, 2014.

Øi, Lars Erik. **Removal of CO₂ from exhaust gas**. Telemark University College, 2012. Thesis for the degree of Doctor Philosophiae.

RIOS, Rafael Barbosa. **Avaliação da separação CO₂-N₂ para fins de captura através de medidas em leito fixo e de simulações**. Tese de Doutorado – Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2015.

SANTOS, Andreia Estrela dos. **Estudos de Absorção de CO₂ com soluções de aminadas**. Dissertação de Mestrado - Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, 2012.

SOARES, Douglas Soares dos Santos. **Análise Comparativa de Tecnologias de Separação de CO₂ no processamento de gás natural**. Dissertação de Mestrado - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

SILVA e SVENDSEN. Chemistry of solvent for CO₂-Capture. 8TH8TH **International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-8)**. p. 19-22, Trondheim, Norway, 2006.

SCHMEDA, Diego Rubén López. **Separação de CO₂ em gases de combustão – Aplicação de membranas e criogenia**. Dissertação de Mestrado – Universidade Federal do Rio Grande Do Sul, 2010.

VALDYA & KENIG, **CO₂-alkanolamina reaction kinetics: a review of recente studies**. Chemical Energy Technology, v.30, n°. 11, p. 1467-1474. 2007.

VAMRAAK, K. **Energiforbruk ved CO₂-fjerning fra gasskraftverk**, Master Thesis, Telemark University College, 2004.