



Projeto Conceitual de Planta de Aminas para Remoção Industrial de H₂S do Gás Natural

Cristina Vicente Henriques

Mariah Couzzi Carneiro

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc

Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M. Sc

Março de 2011

PROJETO CONCEITUAL DE PLANTA DE AMINAS PARA REMOÇÃO DE INDUSTRIAL DE H₂S DO GÁS NATURAL

Cristina Vicente Henriques
Mariah Couzzi Carneiro

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química,
como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenharia
Química.

Aprovado por:

Cauê Torres de Oliveira Guedes Costa, M.Sc.

Maíra Carnaval Barbosa, M.Sc.

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc.

Orientado por:

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc

Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Março de 2011

Henriques, Cristina Vicente; Carneiro, Mariah Couzzi.

Projeto conceitual de planta de aminas para remoção industrial de H₂S do gás natural / Cristina Vicente Henriques e Mariah Couzzi Carneiro. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2011.

xii, 100 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Pedro Wagner Falcão.

1. Planta de Aminas. 2. Gás Natural. 3. H₂S 4. Monografia (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Pedro Wagner Falcão. I.

Projeto Conceitual de Planta de Aminas para Remoção Industrial de H₂S do Gás Natural.

AGRADECIMENTOS

Agradecemos a todos os nossos familiares por nos apoiarem nessa jornada, e mais que tudo sempre nos incentivarem. Sabemos que não foi, nem é fácil.

Aos amigos que fizemos e nos acompanharam nesses anos, pois sem eles nada seria possível.

Aos professores da Escola de Química, pela atenção e dedicação que nos foi dada.

Aos colegas de trabalho da Chemtech, obrigada, vocês foram ótimos e nos ajudaram muito no desenvolvimento do trabalho.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção de grau em Engenharia Química.

PROJETO CONCEITUAL DE PLANTA DE AMINAS PARA REMOÇÃO INDUSTRIAL DE H₂S DO GÁS NATURAL

Cristina Vicente Henriques

Mariah Couzzi Carneiro

Março, 2011

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc

Pedro Wagner Falcão, M. Sc

O Brasil e o mundo estão cada vez mais preocupados e conscientizados em relação ao meio ambiente e é por isso que, cada vez mais, temos legislações ambientais mais restritivas. Dentre estas, temos a preocupação cada vez maior com a redução de emissão de enxofre e CO₂.

O objetivo do seguinte trabalho é a realização de um projeto conceitual de uma unidade de remoção de H₂S utilizando soluções de amina, buscando assim atender a legislação brasileira, mais especificamente a do Estado do Rio de Janeiro.

A corrente utilizada no trabalho é uma corrente real de GN retirada de um poço localizado ao Norte do Qatar^[2].

O escopo do projeto inclui a elaboração do PFD (*Process Flow Datasheet*) com os principais equipamentos, simulação da unidade utilizando o *software* comercial UniSim Design (Honeywell), possibilitando assim a definição de parâmetros operacionais, cálculo do custo preliminar utilizando a metodologia disponível na literatura ^[16] e com isto possibilitar a comparação e escolha entre os seis casos propostos no trabalho.

Os casos A,B,C,D,E e F são respectivamente utilizando DEA com as duas colunas de prato; DEA com as duas colunas de recheio (dois casos pois foram utilizados dois tipos de recheio diferentes) ; MDEA com as duas colunas de prato e por fim MDEA com as duas colunas de recheio (dois recheios diferentes).

Como resultados, obteve-se o menor custo total ao se trabalhar com torres de recheios randômicos do tipo IMTP e utilizando DEA como solvente.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO.....	2
1.1. Introdução e Objetivos.....	2
1.2. Estrutura do Trabalho	3
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1 Contextualização	4
2.2 Tratamento com aminas	5
2.3 Reações Químicas envolvidas no processo.....	11
2.4 Principais variáveis de processo.....	12
2.5 Corrosão e formação de espuma.....	14
2.6 Resumo do processo.....	15
2.7 Modelo Termodinâmico	17
3. DESCRIÇÃO DO PROCESSO	22
3.1 Matéria-Prima	22
3.2 Produto.....	23
3.3 Descrição do Processo	24
3.3.1. Sistema de Alimentação	24
3.3.2. Sistema de Absorção.....	25
3.3.3. Etapa Intermediária	26
3.3.4. Sistema de Regeneração do Solvente.....	26
3.3.5. Sistema de Reciclo do Solvente	27
3.4 Casos de Operação.....	28
4. SIMULAÇÃO	29
4.1 Descrição da Simulação	29
4.2 Resultados.....	32
4.2.1 Casos Base A, B e C	32
4.2.2 Casos Base D, E e F	34
5. VARIAÇÕES NO PROCESSO	37
5.1. DEA.....	37
5.1.1 Coluna Absorvedora	37
5.1.2 Coluna Regeneradora	47
5.2. MDEA	50
5.2.1 Coluna Absorvedora	50
5.2.2 Coluna Regeneradora	64
5.3. Resultados.....	67

5.3.1	DEA.....	67
5.3.2	MDEA.....	68
5.4.	Conclusão.....	68
6.	AVALIAÇÃO DE CUSTOS.....	70
6.1.	Metodologia.....	70
6.2.	Cálculo de custos por equipamento.....	72
6.2.1	Torres.....	72
6.2.2	Trocadores de Calor.....	84
6.2.3	Vaso de Flash.....	88
6.2.4	Bomba.....	89
6.2.5	Resultados.....	92
7.	CONCLUSÃO.....	96
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	98

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma típico de um processo de tratamento de gases ácidos com aminas.....	16
Figura 2 – Fluxograma típico de absorção de gases ácidos por aminas	25
Figura 3 – Fluxograma completo da simulação de DEA.....	30
Figura 4 – Fluxograma completo da simulação de MDEA.....	31
Figura 5 – Simulação do Sistema de Absorção de Gases Ácidos.....	31
Figura 6 – Simulação do Sistema de Regeneração de Solvente (SRS)	32
Figura 7: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3 m.	37
Figura 8: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3,5 m.	38
Figura 9: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 4 m.	38
Figura 10: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3 m.....	39
Figura 11: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3 m.....	39
Figura 12: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3 m.....	40
Figura 13: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3 m.....	41
Figura 14: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3 m.....	41
Figura 15: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3,5 m.....	42
Figura 16: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3,5 m.....	43
Figura 17: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3,5 m.....	43
Figura 18: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3,5 m.....	44
Figura 19: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3,5 m.....	44
Figura 20: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 4 m.....	45
Figura 21: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 4 m.....	45
Figura 22: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 4 m.....	46

Figura 23: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 4 m.....	46
Figura 24: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 4 m.....	47
Figura 25: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3 m.	51
Figura 26: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3,5 m.	51
Figura 27: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 4 m.	52
Figura 28: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3 m.....	53
Figura 29: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3 m.....	53
Figura 30: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3 m.....	54
Figura 31: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3 m.....	54
Figura 32: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3 m.....	55
Figura 33: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 3 m.....	55
Figura 34: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 3 m.....	56
Figura 35: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3,5 m.....	57
Figura 36: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3,5 m.....	57
Figura 37: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3,5 m.....	58
Figura 38: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3,5 m.....	58
Figura 39: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3,5 m.....	59
Figura 40: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 3,5 m.....	59
Figura 41: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 3,5 m.....	60
Figura 42: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 4 m.....	61

Figura 43: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 4 m.....	61
Figura 44: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 4 m.....	62
Figura 45: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 4 m.....	62
Figura 46: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 4 m.....	63
Figura 47: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 4 m.....	63
Figura 48: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 4 m.....	64
Figura 49: Esquemático das Bombas	89

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Comparação das propriedades físicas das principais aminas	8
Tabela 2 – Limitações de variáveis de operação no modelo de Kent-Eisenberg..	20
Tabela 3 – Limitações de substâncias no modelo de Kent-Eisenberg.....	20
Tabela 4 – Composição típica de gás natural do Qatar.....	22
Tabela 5 – Composição do gás natural utilizada na simulação	23
Tabela 6 – Especificações do Gás Natural	24
Tabela 7 – Casos de operação	28
Tabela 8 – Casos Base A, B e C: Sumário de Correntes	33
Tabela 9 – Casos Base A, B e C: Resultados.....	34
Tabela 10 – Casos Base D, E e F: Sumário de Correntes	35
Tabela 11 – Casos Base D, E e F: Resultados	36
Tabela 13: Variação do prato de alimentação da regeneradora.....	48
Tabela 16: Variação do número de pratos regeneradora.	64
Tabela 17: Variação do prato de alimentação da regeneradora.....	65
Tabela 18: Variação da pressão de operação da regeneradora.....	66
Tabela 19: Variação da carga térmica da regeneradora.	66
Tabela 20: Resultados para a absorvedora da unidade de DEA.	67
Tabela 21: Resultados para a regeneradora da unidade de DEA.	68
Tabela 22: Resultados para a absorvedora da unidade de MDEA.	68
Tabela 23: Resultados para a regeneradora da unidade de MDEA.	68
Tabela 24: Estimativa do peso médio dos equipamentos no custo total da planta	71
Tabela 25: Fator Material.....	73
Tabela 26: Tensão máxima permitida	76
Tabela 27: Adequação as chapas comerciais.....	78
Tabela 33: Coeficientes Globais de Transferência de Calor.....	87
Tabela 34: Fator correspondente ao tipo de bomba.....	90
Tabela 35: Fator Material.....	91
Tabela 36: Custo Absorvedora DEA	92
Tabela 37: Custo Absorvedora MDEA	92
Tabela 38: Custo Regeneradora DEA.....	93
Tabela 39: Custo Regeneradora MDEA.....	93
Tabela 40: Custo Trocadores - DEA	93
Tabela 41: Custo Trocadores - MDEA	94
Tabela 42: Custo Vaso de Flash- DEA	94

Tabela 43: Custo Vaso de Flash - MDEA.....	94
Tabela 44: Custo das bombas - DEA.....	95
Tabela 45: Custo das bombas - MDEA.....	95
Tabela 46: Custo Final dos Processos (em dólares norte-americanos).....	96
Tabela 47: Comparação dos Custos Finais dos Processos	97

1. INTRODUÇÃO

1.1. Introdução e Objetivos

No momento da extração do gás natural, o mesmo pode vir associado a óleo, água, areia e outras impurezas como o gás carbônico (CO_2), gás sulfídrico (H_2S), sulfeto de carbonila (COS), *mercaptans* (R-SH), dissulfeto de carbono (CS_2), mercúrio (Hg), argônio (Ar) e nitrogênio (N_2).^[19]

A água, o CO_2 e o H_2S são os principais contaminantes a serem removidos porque causam sérios danos no processamento do gás natural. A água forma hidratos com o gás e obstrui as tubulações causando uma diminuição de vazão, aumento da perda de carga além de poder provocar graves acidentes e danos ao processo. O CO_2 , quando em presença de água, forma o ácido carbônico (H_2CO_3), resultando em um aumento da corrosão nas tubulações e nos equipamentos da planta. O H_2S , por sua vez, também é um ácido muito corrosivo e extremamente tóxico.^[1]

O principal objetivo deste trabalho é a comparação do desempenho das aminas dietanolamina (DEA) e metildietanolamina (MDEA) na retirada de H_2S do gás natural. Além disso, a análise da influência das principais variáveis operacionais na eficiência do processo e por fim, a avaliação econômica do processo para cada amina testada. Assim, buscar-se-á o dimensionamento da planta com o auxílio do software UniSim Design.

O UniSim Design é um simulador de processos no qual pode-se simular casos corriqueiros de engenharia química. Há disponível em seu banco de dados vários equipamentos, substâncias, modelos termodinâmicos e de predição de propriedades, geradores de gráficos de equilíbrios de fases, métodos de análise de custo da planta, e uma enorme gama de outros recursos que permitem ao usuário simular vários tipos de plantas sob várias condições diferentes. Isto garante boa oportunidade de estudo, adequação de modelos, equipamentos, variáveis operacionais, previsão de problemas na planta, otimização de processos e análise de viabilidade técnico-econômica. O resultado é a redução de custos e rapidez na obtenção de dados, fatores

fundamentais para o desenvolvimento dos processos industriais da atualidade.

[8]

1.2. **Estrutura do Trabalho**

O Capítulo 2 introduz os motivos que levaram à execução do projeto, uma descrição dos aspectos básicos de uma planta de amina e do simulador de processo utilizado no projeto.

O Capítulo 3 descreve o funcionamento da planta através da apresentação dos fluxogramas de cada sistema que a compõe.

O Capítulo 4 define as condições base de operação do processo, as considerações feitas para a simulação da planta e apresenta os resultados obtidos.

O Capítulo 5 estuda a sensibilidade do processo mediante a variação de parâmetros de dimensionamento de equipamentos e de operação.

O Capítulo 6 avalia economicamente todos os casos estudados anteriormente.

Finalmente, o Capítulo 7 consiste nas conclusões sobre o trabalho e sugestões para desenvolvimentos futuros.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Contextualização

A produção brasileira de petróleo cresceu de 750 m³ /dia em 1954, ano da criação da Petrobras - Petróleo Brasileiro S.A., para mais de 182.000 m³/dia na metade da década de 90 e chega a 242.000 m³/dia no ano de 2005.^[13] Este aumento é devido ao grande avanço tecnológico de perfuração e produção na plataforma continental.

É importante salientar que as ampliações previstas para as refinarias do sistema Petrobras tem por objetivo o atendimento às necessidades de adaptação do refino para a próxima década. Tais necessidades envolvem as seguintes restrições e desafios ^[13]:

- Necessidade de processamento do óleo pesado nacional;
- Redução na demanda por derivados pesados (óleo combustível);
- Aumento na demanda por derivados médios e leves (diesel e querosene de aviação, gasolina e gás liquefeito de petróleo);
- Melhoria na qualidade dos produtos (redução dos teores de enxofre e CO₂ por razões ambientais);
- Redução dos custos operacionais do refino;
- Entrada de produtos importados no mercado brasileiro.

De acordo com a Petrobras, com relação ao parque de refino nacional, “o atual estado deve voltar-se para a melhoria de qualidade dos produtos, aumento de conversão (redução das frações pesadas) e para a renovação tecnológica”. ^[13] Para o atendimento dessas necessidades devem-se buscar formas de ^[13]:

- Compatibilizar o aumento do processamento de petróleo nacional com a redução da produção de óleo combustível;
- Produzir óleo diesel em quantidade e qualidade para atender a demanda futura, levando em consideração a nova especificação quanto ao teor de enxofre;
- Aumentar a produção de derivados leves, buscando maior valor e aumentando a oferta destes produtos.

A utilização do Gás Natural no Brasil teve início da década de 40, com as descobertas de óleo e gás natural em Lobato na Bahia. Nesta mesma época teve início o seu fornecimento a terceiros, como indústrias têxtil, cimenteira e de cerâmica, que o utilizavam como combustível. Em razão do crescente volume de gás associado ao petróleo descoberto e de acordo com a política de substituição de importações de derivados em 1962, a Petrobras instalou em Pojuca (Ba) a primeira Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN).^[19]

A descoberta tardia das reservas brasileiras de Gás Natural tornou a utilização do Gás Natural uma prática recente no Brasil. Apenas nos últimos 20 anos, a produção e oferta de Gás natural vêm crescendo significativamente devido à exploração da bacia de Campos (RJ). Além disso, as reservas brasileiras de gás natural são associadas ao Petróleo, o que dificulta o aproveitamento do Gás Natural como fonte energética.^[19]

Para alterar o quadro desfavorável do Gás Natural na matriz energética nacional, foram construídos gasodutos de grande capacidade, como o gasoduto Bolívia-Brasil (GASBOL), proporcionando a integração dos mercados regionais às áreas de produção. Concomitantemente, a expansão da rede de abastecimento potencializou o crescente uso do Gás Natural como fonte de energia.^[19]

Contudo, antes de ser disponibilizado para distribuição, pelas suas características o gás residual (Gás Natural processado após a retirada do LGN – Gás Natural Líquido) deve ser condicionado a atingir a especificação exigida pela ANP^[15] que permite o transporte e a distribuição sem prejuízo das instalações e consumidores.

O condicionamento consiste em especificar no gás natural ^[19]:

- Teor de água;
- Teor de contaminantes (ácido sulfídrico e *mercaptanas*);
- Teor de diluentes (nitrogênio e dióxido de carbono);
- Ponto de orvalho de hidrocarbonetos.

2.2 Tratamento com aminas

O processo de tratamento com aminas se enquadra na categoria dos processos de tratamento regenerativos, em que se emprega uma solução aquosa de uma ou mais aminas como solvente. Este processo tem por objetivo

remover componentes ácidos, principalmente H₂S e CO₂, das correntes a serem tratadas. [16]

Como aspectos indesejáveis dos compostos sulfurados presentes na corrente de gás combustível, podem-se citar [16]:

- Gera poluição durante a queima do gás;
- Compromete a segurança pessoal durante a operação dos sistemas de combustível, pela sua toxicidade;
- Acelera o processo corrosivo dos sistemas de distribuição de combustível dentro da refinaria.

Embora várias aminas possam ser usadas em solução aquosa para o tratamento de componentes ácidos, a de maior aplicação para as correntes geradas nos processos de refino é a dietanolamina (DEA). Essa realidade, entretanto, vem se modificando ao longo dos últimos anos, com uma participação crescente da utilização da metildietanolamina (MDEA), pois esta apresenta diversas vantagens como baixa pressão de vapor; baixo calor de reação com gases ácidos; alta resistência à degradação, e, sobretudo seletividade na absorção de H₂S na presença de CO₂. Além da utilização de somente uma amina, há o aumento de pesquisas sobre a utilização de misturas MEA/ MDEA e DEA/MDEA. Geralmente utiliza-se MDEA com DEA ou MEA, com objetivo de melhorar a absorção de CO₂ frente à MDEA. [16]

Abaixo, tem-se as cinco aminas mais utilizadas no tratamento de gases ácidos:

a) MEA – Monoetanolamina (OHCH₂CH₂)NH₂:

A MEA foi a primeira alcanolamina a ser usada para tratamento de gases ácidos, e ocorreram poucas mudanças em seu processo nos últimos 50 anos, porém o seu uso está em queda. Por ser uma amina primária de baixo peso molecular, é a mais reativa, volátil e corrosiva dentre as atuais opções de aminas. Por esses motivos, ela deve ser utilizada em baixas concentrações (15-20% p/p). [16]

Sua alta volatilidade promove uma maior perda por vaporização, gerando uma maior demanda de *make-up*. As aminas primárias formam ligações mais fortes com gases ácidos do que as aminas secundárias e

terciárias, portanto, é necessário maior calor na regeneradora para decompor os sais formados durante a absorção. [16]

b) DEA – Dietanolamina ($(\text{OHCH}_2\text{CH}_2)_2\text{NH}$):

A DEA é a amina mais usada em plantas de absorção de gases ácidos. Ela possui uma boa reatividade, corrosividade moderada, uma menor demanda de energia para regeneração em relação a MEA e pode ser utilizada em maiores concentrações, trabalhando-se com maior razão de mol de gás ácido por mol de amina na solução de amina rica. Esse último fator possibilita uma menor circulação de solução e, portanto, um menor custo operacional. [16]

c) MDEA - Metildietanolamina ($(\text{OH} - \text{CH}_2 - \text{CH}_2)_2 - \text{N} - \text{CH}_3$):

A MDEA vem sendo muito utilizada para o tratamento de correntes contendo componentes ácidos, tanto para remoção seletiva de H_2S em presença de CO_2 , quanto para o tratamento de correntes ricas em CO_2 . Por ser uma amina terciária, ela permite a absorção seletiva de H_2S . Quando comparada com outras aminas, a MDEA requer uma menor quantidade de energia na etapa de regeneração. A MDEA vem ganhando espaço no tratamento de correntes geradas nas refinarias, substituindo a DEA, pois possui maior resistência à degradação, uma menor pressão de vapor e apresenta menor corrosividade. [16]

d) DGA - Diglicolamina ($(\text{OH} - \text{CH}_2 - \text{O} - \text{CH}_2 - \text{NH}_2)$):

A DGA começou a ser utilizada no final da década de 1960 e foi muito empregada até os anos de 1980 por permitir aumentar a capacidade de plantas de tratamento de gás natural, já que era possível operar com soluções de até 50%-60% em peso, mantendo a corrosividade do sistema sob controle e apresentando ótima estabilidade térmica. Traz como inconveniente uma maior capacidade de absorver hidrocarbonetos durante o tratamento de correntes gasosas, reduzindo a qualidade dos gases ácidos a serem enviados para a planta de recuperação de enxofre. Atualmente essa amina tem pouco uso em tratamento de correntes ácidas porque seu custo é superior aos das etanolaminas. [16]

e) DIPA – Diisopropanolamina ($\text{CH}_3\text{—CHOH—CH}_2)_2\text{—NH}$):

A DIPA é a amina utilizada no solvente “SULFINOL”, proprietário da Royal Dutch Shell Plc (Shell). Esse solvente emprega a DIPA em mistura com sulfolane e é usado no tratamento de gás natural, principalmente quando o gás contém COS. O sulfolane tem grande afinidade pelo COS e permite a remoção quase completa desse contaminante, o que não é conseguido com o tratamento de solventes a base de aminas apenas. O custo do solvente SULFINOL é muitas vezes superior ao custo das etanolaminas^[16].

Tabela 1 - Comparação das propriedades físicas das principais aminas

Característica	MEA	DEA	DGA	DIPA	MDEA
Tipo de Amina	Primária	Secundária	Primária	Secundária	Terciária
Reatividade	Alta	Moderada	Moderada	Moderada	Moderada
Estabilidade	Regular	Boa	Regular	Boa	Boa
Absortividade de HC	Baixa	Moderada	Alta	Moderada	Alta
Perdas por Vaporização	Alta	Moderada	Alta	Moderada	Baixa
Seletividade a H ₂ S	Não	Não	Não	Não	Sim
Remoção de S Orgânico	Baixa	Baixa	Moderada	Baixa	Baixa
Corrosividade	Alta	Moderada	Moderada	Baixa	Baixa
Tendência a formação de espuma	Baixa	Baixa	Baixa	Moderada	Alta
Custo	Baixo	Baixo	Moderado	Baixo	Moderado
Degradabilidade	H ₂ S	Nenhuma	Nenhuma	Nenhuma	Nenhuma
	CO ₂	Alguma	Baixa	Alguma	Alguma
	COS	Sim	Pequena	Alguma	Severa
Concentração de Solvente % p/p	15 – 20	20 – 35	45 – 65	30 – 40	40 – 55
Mol de gás ácido / mol de Amina	0,3 – 0,4	0,5 – 0,6	0,3 – 0,4	0,3 – 0,4	0,3 – 0,45
Circulação de amina (gal/mol de gás ácido)	100 – 165	60 – 125	50 – 75	-	65 – 110

Característica		MEA	DEA	DGA	DIPA	MDEA
Consumo de Vapor - utilidades (lb/gal)		1 – 1,2	0,9 – 1,1	1,1 – 1,3	-	0,9 – 1,1
Temperatura do Reboiler (°F)		240	245	260	255	250
Ponto de Congelamento (°F)		15	20	-40	16	-25
Calor de Reação (Btu/lb de gás ácido)	H ₂ S	620	550	675	-	500
	CO ₂	660	630	850	-	600

Fonte:^[10]

A faixa de pressão de operação para o tratamento é praticamente ilimitada, podendo variar desde pressões quase atmosféricas até a mais de 150 kgf/cm², dependendo das condições disponíveis da corrente de processo. A temperatura de operação, no entanto, fica limitada na faixa da temperatura ambiente até cerca de 60 °C, já que para temperaturas maiores a qualidade do produto tratado piora significativamente, uma vez que o solvente não consegue absorver o H₂S^[16].

O processo é dito regenerativo porque o tratamento não envolve o consumo contínuo da solução de amina. Desta forma o processo contempla uma etapa de regeneração do solvente, onde todo componente ácido removido da corrente que está sendo tratada é liberado do mesmo, restituindo assim sua capacidade de tratamento. Essa etapa de regeneração demanda uma quantidade significativa de energia e representa um percentual alto no custo operacional do tratamento^[16].

Cabe destacar que a MEA e a DEA são fabricadas no Brasil, enquanto a MDEA só é produzida no exterior. Dessa forma, com a entrada em operação das unidades a base de MDEA, principalmente nas novas refinarias, será preciso equacionar a logística de suprimento dessa amina, pois a operação dessas refinarias será fortemente impactada na eventual indisponibilidade desse produto^[16].

Além do H₂S e CO₂, outros contaminantes desempenham um papel importante na degradação química da solução de amina (como o NH₃, cloreto e cianeto), e influenciam de maneira adversa no processo corrosivo do sistema^[16].

Examinar-se-á neste momento os fatores relevantes para a escolha de uma amina, ou mais especificamente, de um amino-álcool, para o tratamento de correntes contendo componentes ácidos. Essas aminas são bases fortes o suficiente para reagir com os ácidos fracos contaminantes das correntes de interesse e, ao mesmo tempo, são de tal maneira fracas que permitem a sua regeneração a custos razoáveis. É importante que a base fraca seja pouco volátil, pois só assim poderemos ter uma perda praticamente nula durante o tratamento da corrente e, principalmente, na etapa de regeneração, onde são atingidas temperaturas mais altas. [16]

Além de todas as características citadas acima, os amino-álcoois possuem consideráveis solubilidades em água, visto que possuem um grupamento hidroxila. Tal característica não é encontrada nas demais aminas^[9].

Como aspectos desfavoráveis ao uso dessa classe de amino-álcoois, podemos citar ^[9]:

- Possuem uma relativa reatividade, reagindo com outros contaminantes carregados pelas correntes ácidas, formando compostos não regeneráveis nas condições da etapa de regeneração.
- Degradam-se termicamente a temperaturas imediatamente superiores à da etapa de regeneração, requerendo controle rigoroso do processo;
- As soluções de aminas carregadas com componentes ácidos tornam-se corrosivas, agredindo equipamentos e tubulações, com geração de grande quantidade de sujeira e comprometendo, assim, a operação do sistema de tratamento.

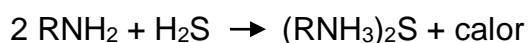
O processo de tratamento com aminas está estruturado em duas etapas distintas. Na primeira etapa, dita seção de tratamento, a corrente contendo os componentes ácidos é absorvida por uma solução da amina praticamente isenta de compostos ácidos, conhecida como solução pobre. Nessa etapa as condições de operação são de temperatura baixa e de pressões altas, no sentido de favorecer as reações de absorção dos componentes ácidos. A corrente efluente dessa seção é o produto tratado, essencialmente isento dos compostos ácidos, e a solução de amina carregada dos compostos ácidos, chamada de solução rica^[9].

Na segunda etapa, temos a chamada seção de regeneração. Nesta etapa, as condições operacionais são ajustadas para se ter pressões baixas e temperaturas altas, permitindo a reversão das reações e a liberação dos componentes ácidos da solução. Como corrente efluente temos uma corrente gasosa contendo os compostos ácidos e outra líquida, constituindo a solução da amina praticamente livre dos componentes ácidos, pronta para ser recirculada para etapa de tratamento ^[9].

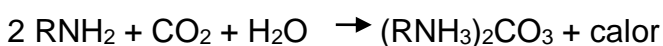
2.3 Reações Químicas envolvidas no processo

As reações que ocorrem quando H₂S e CO₂ são absorvidos em uma solução aquosa de amina podem ser representadas por:

Reações 1:



Reações 2:



Reação 3:



As reações acima estão representadas por uma amina primária, mas são válidas também para aminas secundárias e terciárias, com exceção da reação 3, que não ocorre com as aminas terciárias. ^[14,16]

Quanto à velocidade de reação, as reações 1 são tidas como instantâneas, as do tipo 2 são lentas e a reação 3 apresenta velocidade moderada. ^[14,16]

Pela reação 3, a amina reage diretamente com o CO₂ formando carbamato. As aminas terciárias não fazem a reação 3 e isso explica porque elas permitem absorver seletivamente H₂S, já que passam a reagir com o CO₂ através de reação lenta apenas. ^[14,16]

2.4 Principais variáveis de processo

- Concentração da solução de amina:

A grande maioria dos sistemas de tratamento com aminas é projetada para operar na faixa de concentração de 15 a 25% peso de amina, isto considerando a MEA e DEA. Esse limite está associado à seleção de materiais empregados em equipamentos e tubulações. Assim, a operação na faixa mencionada permite o uso de aço carbono para quase toda unidade, sendo exceção a região mais quente do sistema de regeneração, onde se utiliza aço inox.^[1,16]

O aumento da concentração da solução, por outro lado, traz ganhos importantes, pois permite a redução da circulação da solução, com redução no investimento e custos operacionais do sistema de tratamento.^[1,16]

As novas refinarias, que hoje se encontram na fase de projeto, passarão a utilizar MDEA nos seus sistemas de tratamento^[16]. Nesse caso, as concentrações típicas para as soluções empregadas se situam na faixa de 40% a 50% em peso de amina em solução.^[1,16]

- Concentração de gases ácidos na solução rica:

Um aumento da concentração de gases ácidos na solução rica, para uma mesma quantidade de gases ácidos a ser removida, indica que houve uma redução na circulação da solução e isso vem acompanhado de um menor consumo de energia, uma vez que aumentar a concentração de gases ácidos na solução rica significa absorver um maior número de mols de H₂S. Portanto, do ponto de vista do custo operacional do sistema, caminhar nesse sentido é lucrativo. Entretanto, soluções ricas muito carregadas de gases ácidos passam a ser mais corrosivas e precisam ser evitadas.^[1,16]

Geralmente se limita a concentração de gases ácidos na solução rica, para o caso de uso de DEA e para sistemas sem inibidores de corrosão, em 0,4 moles de gases ácidos / mol de DEA. A partir desse valor há um aumento indesejável na taxa de corrosão.^[1,16]

Para outras aminas os valores máximos da concentração de gases ácidos na solução rica situam-se na mesma faixa dos valores usados para DEA exceto para MEA e MDEA. Para estas podem ser adotados os valores de 0,35

moles de gases ácidos / mol de MEA e 0,45 moles de gases ácidos / mol de MDEA. [1,16]

- Carga térmica cedida ao sistema de regeneração:

É o principal parâmetro para ajuste do teor residual de gases ácidos na solução pobre e, portanto, da qualidade final dos produtos tratados.

A vazão de vapor para o refeedor deve ser controlada, pois vazões baixas regeneram a solução de forma deficiente e podem comprometer a qualidade dos produtos tratados. Já quando concentrações elevadas de gases ácidos chegam ao refeedor e este passar a remover uma quantidade apreciável dos componentes ácidos da solução DEA, haverá uma tendência ao aumento da taxa de corrosão localizada neste equipamento.

Por outro lado, um excesso de vapor em relação àquela quantidade ótima, além de aumentar o custo operacional, promove uma redução acentuada do teor de H_2S na solução pobre e isso torna tal solução especialmente corrosiva. Esse fato pode ser explicado pela impossibilidade de formação de uma camada protetora de sulfeto de ferro, que normalmente ocorre quando os teores residuais de H_2S se apresentam dentro de faixas usuais. [1,16]

- Temperatura de fundo da torre regeneradora

A temperatura de fundo da torre regeneradora está diretamente associada à pressão de operação da coluna. Esta, por sua vez, depende do escoamento da corrente de gás ácido até a Unidade de Recuperação de Enxofre (URE). [16]

Minimizar a temperatura de fundo da torre regeneradora é uma prática que deve sempre ser perseguida, uma vez que temperaturas baixas tendem a reduzir a degradação térmica da amina e as taxas de corrosão nessa região da torre. [1,16]

Como referência pode-se dizer que temperaturas superiores a 124 °C passam a ter um efeito significativo nas taxas de corrosão e de degradação térmica da amina. Portanto, deve-se evitar que o sistema opere por longos períodos nessas faixas de temperatura. [1,16]

As unidades que operaram com solução de MDEA tenderão a operar com temperaturas maiores de fundo da torre regeneradora. Entretanto, essa maior temperatura não deve causar problemas de degradação térmica, uma vez que a literatura mostra que as soluções MDEA são mais estáveis termicamente. [1,16]

- Temperatura de solução pobre para tratamento:

Uma diminuição na temperatura da solução pobre que vai para o sistema de tratamento, favorece o equilíbrio no sentido da remoção dos gases ácidos, portanto, melhora a qualidade do produto tratado. No tratamento de correntes gasosas, entretanto, deve-se manter a temperatura da solução pobre que chega à torre sempre superior a do ponto de orvalho do gás tratado. Isso porque a condensação de componentes pesados que possam estar presentes no gás propiciam a formação de espuma na torre, causando arrastes de solução DEA com a corrente gasosa que deixa a coluna. Como a solução DEA apresenta-se com sólidos em suspensão, essa formação de espuma se torna estável e o problema de arrastes se prolonga por muito tempo. Dessa forma, a manutenção da temperatura adequada da solução de DEA pobre é um fator importante para uma operação isenta de arrastes. Os mesmos cuidados devem ser tomados ao operar-se com MDEA, uma vez que, os problemas de condensação de hidrocarbonetos afetam de maneira idêntica a solução desta amina. [1,16]

2.5 Corrosão e formação de espuma

a. Corrosão:

Sabe-se que a operação das unidades de tratamento com aminas é sempre acompanhada de um processo corrosivo, em que a taxa de corrosão é influenciada pelo maior ou menor afastamento dos valores ótimos das variáveis operacionais. [16]

Alguns pontos podem ser destacados como tendo influência forte no processo corrosivo do sistema:

- Concentração de gases ácidos na solução rica: A tendência à corrosão se intensifica quando se opera acima dos seguintes valores^[7,16] :

- 0,40 mols gás ácido / mol DEA;

- 0,45 mols gás ácido / mol MDEA.

- Altas velocidades em tubulações e equipamentos;
- Alta temperatura no fundo da torre regeneradora;
- Solução pobre extremamente regenerada;
- Materiais dos equipamentos inadequados ou sem ter sofrido alívio de tensões. ^[7,16]

b. Formação de espuma:

Os principais indicadores de ocorrência de formação de espuma numa unidade de tratamento com aminas são ^[7,16]:

- Aumento de diferencial de pressão nos leitos de recheios ou nas seções de pratos das torres absorvedora ou regeneradora;
- Arraste de solução de amina pela absorvedora ou regeneradora;
- Perda de qualidade do produto tratado, devido à baixa eficiência de contato na absorvedora;
- Perda de qualidade na regeneração da solução, devido à baixa eficiência de contato na regeneradora. ^[7,16]

2.6 Resumo do processo

Uma planta de absorção de gases ácidos com aminas consiste basicamente de dois setores: o de absorção e o de regeneração. Um fluxograma típico do processo pode ser visto na Figura 1.

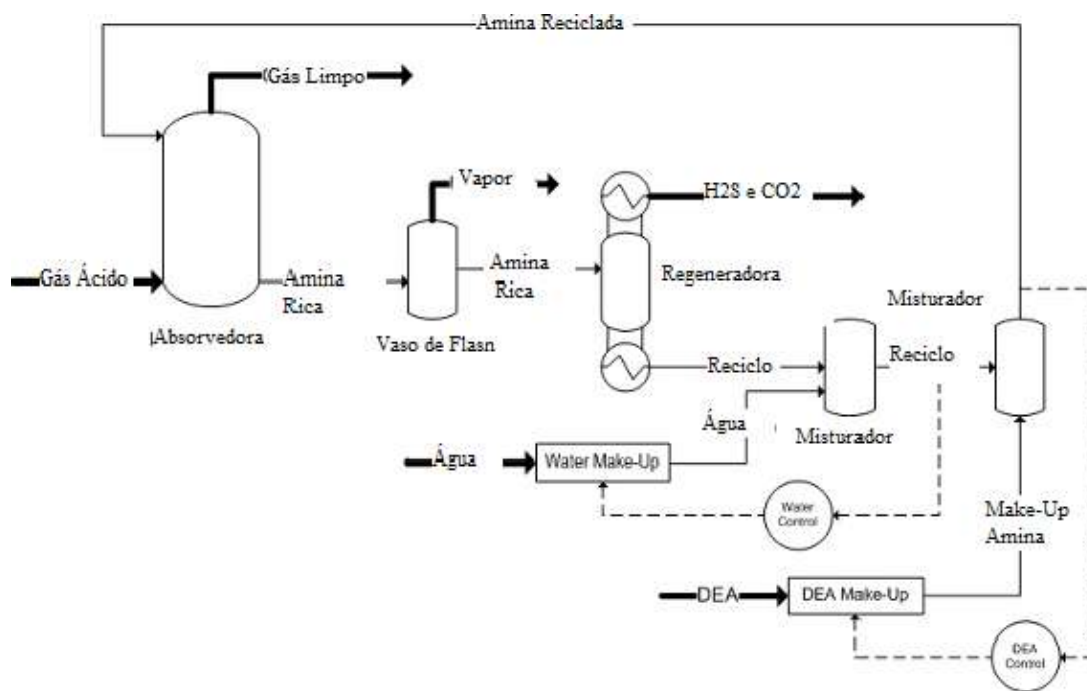


Figura 1 - Fluxograma típico de um processo de tratamento de gases ácidos com aminas.

Fonte:^[12]

A seção de absorção tem como objetivo reduzir a concentração de gases ácidos do gás a ser tratado e a seção de regeneração recupera a solução de amina. ^[16]

A unidade de absorção possui uma coluna absorvedora que promove o contato entre a solução de amina praticamente isenta de contaminantes, conhecida como solução de amina pobre, e a corrente do gás contendo componentes ácidos, conhecida como gás rico. Nessa etapa, temperaturas baixas e pressões altas favorecem as reações de absorção. O efluente gasoso, conhecido como gás pobre devido às baixas concentrações dos componentes ácidos, carrega uma pequena quantidade de água e amina. ^[10,16]

Do fundo da coluna absorvedora sai uma corrente líquida contendo a solução de amina e os gases ácidos absorvidos, conhecida como solução de amina rica. Antes de passar pela unidade de regeneração é recomendada a utilização de um vaso de *flash* para retirar hidrocarbonetos que prejudicam a etapa seguinte. ^[10,16]

Na coluna de regeneração, as ligações químicas entre a amina e os gases ácidos são rompidas pelas altas temperaturas e baixa pressão. É importante ressaltar que a temperatura do refulvedor não deve ultrapassar a temperatura de degradação da amina. [10,16]

O produto de fundo desta coluna é a solução de amina com baixas concentrações de gases ácidos, que irá recircular pela planta. No entanto, para esta corrente voltar para a unidade absorvedora, é necessário o bombeio e o resfriamento da mesma e o *make-up* da água perdida por evaporação, para melhorar a convergência do sistema não foi feito *make-up* de amina. [10,16]

A corrente de topo da regeneradora pode ser encaminhada para alguma unidade que aproveite os gases ácidos. No caso do H₂S, esse gás de topo pode ser enviado para uma unidade de recuperação de enxofre (URE) para formação de enxofre sólido [10,16].

2.7 Modelo Termodinâmico

A utilização de modelos termodinâmicos, como equações de estado (Peng-Robinson, SRK, Van der Waals) e modelos de solução (UNIQUAC, UNIFAC, NRTL), é indispensável na previsão do comportamento do equilíbrio líquido-vapor de diversas substâncias. [3]

Os modelos mais tradicionais são capazes de fornecer resultados bem precisos quando comparados com dados experimentais para sistemas envolvendo hidrocarbonetos, gases de combustão, ar e água, todos usualmente presentes em plantas de gás natural. [3]

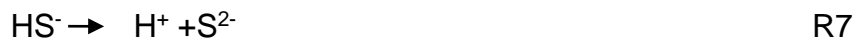
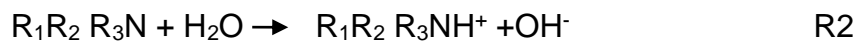
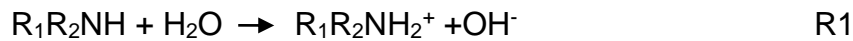
Porém, ao utilizar soluções de aminas, os modelos citados acima não descrevem bem a realidade, pois este é um sistema eletrolítico que contém reações químicas. [3]

Com a finalidade de se obter um modelo matemático próximo à realidade dos sistemas com aminas, foram realizados diversos trabalhos, porém o mais importante foi desenvolvido em 1976 por R. L. Kent e B. Eisenberg. Eles propuseram um modelo semi-empírico para calcular a solubilidade de equilíbrio de gases ácidos em soluções de aminas. [3]

O modelo foi inicialmente desenvolvido para MEA, foi posteriormente estendido para abranger DEA, MDEA, TEA, DGA, DIPA, DEPG (solvente físico) e misturas de MEA/MDEA e DEA/MDEA. [3]

O modelo de Kent-Eisenberg consiste na resolução simultânea de uma série de equações não lineares que descrevem o equilíbrio de fases e químico, o balanço de massa dos eletrólitos na fase aquosa e a eletroneutralidade[3].

São consideradas as seguintes reações químicas:



As equações de equilíbrio químico do modelo são as seguintes:

$$K_1 = \frac{[H^+][R_1R_2NH]}{[R_1R_2NH_2^+]} \quad (1)$$

$$K_2 = \frac{[H^+][R_1R_2R_3N]}{[R_1R_2R_3NH^+]} \quad (2)$$

$$K_3 = \frac{[HCO_3^-][R_1R_2NH]}{[R_1R_2NCOO^-]} \quad (3)$$

$$K_4 = \frac{[H^+][OH^-]}{[H_2O]} \quad (4)$$

$$K_5 = \frac{[H^+][HS^-]}{[H_2S]} \quad (5)$$

$$K_6 = \frac{[H^+][HCO_3^-]}{[CO_2][H_2O]} \quad (6)$$

$$K_7 = \frac{[H^+][S^{2-}]}{[HS^-]} \quad (7)$$

$$K_8 = \frac{[H^+][CO_3^{2-}]}{[HCO_3^-]} \quad (8)$$

Onde:

K_i : Constante de equilíbrio da reação i

$[X]$: Concentração do componente X ^[3]

As constantes de equilíbrio das reações são funções apenas da temperatura absoluta pela seguinte relação:

$$K = \exp(A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) \quad (9)$$

Onde:

A, B, C, D, E : Parâmetros da equação da constante de equilíbrio

T : Temperatura absoluta [K]

As equações de equilíbrio de fases do modelo estão descritas a seguir:

$$y_{H_2S} \phi_{H_2S}^V P = H_{H_2S} [H_2S] \quad (10)$$

$$y_{CO_2} \phi_{CO_2}^V P = H_{CO_2} [CO_2] \quad (11)$$

Onde:

y_i : Fração molar de i na fase vapor;

ϕ_i^V : Coeficiente de fugacidade de i na fase vapor;

P : Pressão absoluta do sistema;

H_i : Constante de Henry do componente i na solução. ^[3]

O balanço de cargas do modelo é definido como:

$$\begin{aligned} [H^+] + [R_1R_2NH_2^+] + [R_1R_2R_3NH^+] \\ = [OH^-] + [R_1R_2NCOO^-] + [HCO_3^-] + [HS^-] + 2[CO_3^{2-}] + 2[S^{2-}] \end{aligned}$$

O balanço de massa do modelo é definido como:

$$C_{\text{amina } 1,2} = [R_1R_2NH] + [R_1R_2NH_2^+] + [R_1R_2NCOO^-]$$

$$C_{\text{amina } 3} = [R_1R_2R_3N] + [R_1R_2R_3NH^+]$$

$$C_{CO_2} = [CO_2] + [R_1R_2NCOO^-] + [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}]$$

$$C_{H_2S} = [H_2S] + [HS^-] + [S^{2-}]$$

Onde $C_{\text{amina } 1,2}$ e $C_{\text{amina } 3}$ são as concentrações de amina primária, secundária e terciária, respectivamente.

O cálculo da entalpia de cada fase em equilíbrio e do coeficiente de fugacidade é obtido pela equação de Peng-Robinson^[3]

Os resultados fornecidos pelo modelo de Kent-Eisenberg, são válidos apenas em uma determinada faixa de pressão, temperatura e composição, como pode ser visto na Tabela 2.

Tabela 2 – Limitações de variáveis de operação no modelo de Kent-Eisenberg

Amina	Concentração (% p/p)	Pressão parcial do gás ácido (bar a)	Temperatura (°C)
MEA	0 - 30	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
DEA	0 - 50	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
TEA	0 - 50	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
MDEA	0 - 50	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
DGA	50 - 70	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
DIPA	0 - 40	10^{-6} – 20,7	25 – 126,7
DEPG	90 - 100	10^{-3} – 41,4	20 – 100

Fonte:^[3]

Além disto, este modelo termodinâmico é restrito às aminas citadas anteriormente e às substâncias apresentadas na Tabela 3.

Tabela 3 – Limitações de substâncias no modelo de Kent-Eisenberg

Componentes contemplados no modelo de Kent-Eisenberg	
Gases Ácidos	CO ₂ , H ₂ S, COS, CS ₂
Hidrocarbonetos	C1 a C12

Componentes contemplados no modelo de Kent-Eisenberg	
Olefinas	C2 a C5
Mercaptanas	Metilmercaptana, Etilmercaptana
Aromáticos	Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno, m-Xileno
Outros	H ₂ , N ₂ , O ₂ , CO, H ₂ O

Fonte:^[3]

Uma peculiaridade interessante do pacote de aminas é que ele utiliza um modelo de estágio de equilíbrio diferente do usual. A eficiência de estágio mais conhecida é a do tipo Murphree para a fase vapor, caracterizada pela seguinte equação:

$$\varepsilon_V = \frac{y_{kn} - y_{kn+1}}{y_{kn}^* - y_{kn+1}} \quad (12)$$

Onde:

ε_V : Eficiência de estágio Murphree;

y_{kn} : Fração molar do componente k na fase vapor, no estágio n;

y_{kn+1} : Fração molar do componente k na fase vapor, no estágio n+1;

y_{kn}^* : Fração molar do componente k na fase vapor, no estágio n, que está em equilíbrio líquido-vapor. ^[3]

No caso do pacote de aminas, este modelo é modificado de forma a considerar os efeitos de transferência de massa dos gases ácidos. É importante notar também que o simulador utiliza eficiências de estágio apenas para os componentes ácidos (CO₂ e H₂S) ^[3].

3. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

3.1 Matéria-Prima

Como base para as simulações, a composição e vazão do Gás Natural contaminado de alimentação do processo foram retiradas da literatura [2]. Na qual, AL SOBHI (2007) utiliza como base uma composição de Gás Natural oriunda do Qatar. A vazão molar de operação de Gás Natural utilizada nas simulações foi de aproximadamente 74.710 Kgmol/h^[2].

A corrente do Qatar foi escolhida devido ser proveniente do Qatar North's Field o maior poço de gás natural não associado do mundo. A exploração é feita offshore e as condições da corrente são:

Pressão: 80 bar

Temperatura: 25 °C

Tabela 4 – Composição típica de gás natural do Qatar

Componente	Mol%
H ₂ S	0,96
CO ₂	2,45
N ₂	3,97
CH ₄	82,62
C ₂ H ₆	4,84
C ₃ H ₈	1,78
i-C ₄ H ₁₀	0,39
n-C ₄ H ₁₀	0,67
i-C ₅ H ₁₂	0,29
n-C ₅ H ₁₂	0,27
n-C ₆ H ₁₄	0,34
Outros	1,42
Total	100,00

Fonte:^[2]

A porcentagem molar de 1,42 %, correspondente a outros na Tabela 4, foi redistribuída entre os demais componentes para efeito de simulação. A nova distribuição encontra-se na Tabela 5.

Tabela 5 – Composição do gás natural utilizada na simulação

Componente	Mol%
H ₂ S	0,97
CO ₂	2,49
N ₂	4,03
CH ₄	83,81
C ₂ H ₆	4,91
C ₃ H ₈	1,81
i-C ₄ H ₁₀	0,40
n-C ₄ H ₁₀	0,68
i-C ₅ H ₁₂	0,29
n-C ₅ H ₁₂	0,27
n-C ₆ H ₁₄	0,34
Total	100,00

Para efeito de comparação, foram feitas simulações utilizando dois solventes diferentes, DEA (Dietanolamina) e MDEA (Metildietanolamina), uma vez que essas são as mais utilizadas nas refinarias, para assim avaliar o caso com menor custo e melhor eficiência de separação. O solvente é regenerado na etapa de regeneração e reutilizado na etapa de absorção. As vazões de entrada das soluções de DEA e MDEA Pobres na coluna absorvedora são respectivamente 17.432,48 Kgmol/h e 42.336,02 Kgmol/h, estas foram calculadas mantendo uma proporção de moles de gás ácido/ mols de amina de acordo com as ideais apresentadas anteriormente.

3.2 Produto

O Gás Natural tratado deve seguir as especificações da Portaria nº 104 de 8 de Julho de 2008 da Agência Nacional do Petróleo ^[15] com as composições apresentadas na Tabela 6. Também não deve conter traços da amina utilizada como solvente.

Tabela 6 – Especificações do Gás Natural

Característica	Unidade	Limite		
		Norte	Nordeste	Sul, Sudeste, Centro-Oeste
Região				
Etano, máx	% vol.	68,0	86,0	86,0
Propano, máx	% vol.	12,0	10,0	10,0
Butano e mais pesados, máx	% vol.	3,0	3,0	3,0
Oxigênio, máx	% vol.	0,8	0,5	0,5
Inertes (N ₂ + CO ₂), máx	% vol.	18,0	5,0	4,0
Nitrogênio	% vol.	2,0	2,0	2,0
Enxofre Total, máx	mg/m ³	70,0	70,0	70,0
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx	mg/m ³	10,0	10,0	10,0

Fonte:^[15]

As temperaturas e as pressões obtidas para o produto, em ambos os casos são apresentadas posteriormente no Capítulo 5.

3.3 Descrição do Processo

3.3.1. Sistema de Alimentação

A etapa inicial (alimentação) tem como objetivo preparar tanto o gás natural como a solução de amina reciclada para iniciar o processo de absorção, pois ambos devem atingir certas pressões e temperaturas para entrarem na coluna de absorção.

Ao entrar no processo, o gás natural passa por um trocador de calor para aumentar a sua temperatura para aproximadamente 30°C.

Em seguida, o gás passa por uma válvula na qual há uma redução de pressão para a pressão de operação da coluna, que é de 50 bar.

3.3.2. Sistema de Absorção

A Seção de absorção tem por objetivo a redução da concentração de gases ácidos no gás natural. O Sistema de absorção é composto de uma coluna absorvedora com pratos (ou recheio).

Um típico diagrama de um processo de remoção de gases ácidos do gás natural por utilização de DEA é mostrado na Figura 2.

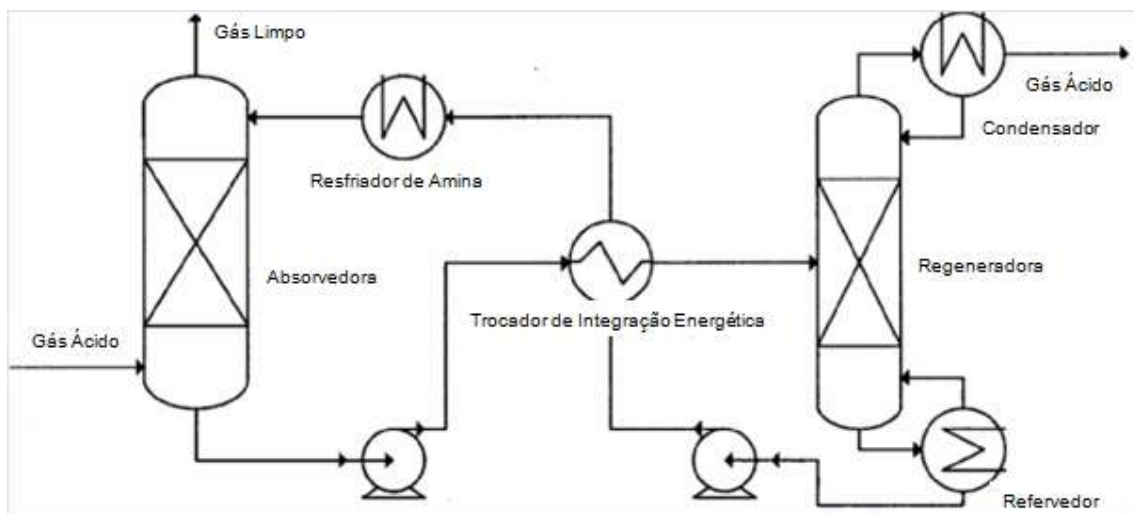


Figura 2 – Fluxograma típico de absorção de gases ácidos por aminas

Fonte:^[16]

A unidade de absorção possui uma coluna absorvedora que promove o contato entre a solução de amina praticamente isenta de contaminantes, conhecida como solução de amina pobre, e a corrente do gás contendo componentes ácidos, conhecido como gás rico. Nessa etapa, temperaturas baixas e pressões altas favorecem as reações de absorção.

A alimentação de gás ácido é feita pelo fundo da absorvedora a pressões de 50 bar e temperaturas na faixa de 30 - 35 °C. O fluxo de gás ácido segue em direção do topo da coluna, em contracorrente com a solução de amina que flui a partir do topo.

A temperatura sobe no interior da absorvedora, porque se combinam os calores de reação de absorção das reações que são exotérmicas. O gás

tratado deixa o topo da torre saturado de água e a uma temperatura controlada pela temperatura de entrada da amina pobre.

Do fundo da coluna absorvedora sai uma corrente líquida contendo a solução de amina e os gases ácidos absorvidos, conhecida como solução de amina rica. A amina rica sai do fundo da unidade em uma temperatura por volta de 40 - 50 °C.

3.3.3. Etapa Intermediária

Inicialmente, a solução de amina rica tem sua pressão reduzida para 7 bar em uma válvula de controle, depois a mesma passa por um trocador de calor com integração energética, com a corrente de fundo da própria regeneradora, no qual a solução é aquecida a temperaturas na faixa de 80 a 105 °C. A seguir faz-se necessário o uso de um vaso de flash de modo a remover resquícios de metano e outros leves que possam ter sido arrastados, estes hidrocarbonetos dissolvidos podem vir a prejudicar a etapa de regeneração.

3.3.4. Sistema de Regeneração do Solvente

O Sistema de Regeneração de Solvente tem como objetivo remover o máximo de impurezas (Metano, Etano, CO₂ e H₂S) da solução de amina para que esta solução possa ser reciclada para a seção de absorção e assim, reduzir o custo com matérias primas. Esta Seção é composta de uma coluna regeneradora com pratos (ou recheio), por um refeedor e um condensador de refluxo total.

Na coluna de regeneração, as ligações químicas entre a amina e os gases ácidos são rompidas pelas altas temperaturas e baixa pressão. Porém é importante ressaltar que a temperatura do refeedor não deve ultrapassar a temperatura de degradação da amina.

A amina rica entra na regeneradora de solvente no segundo prato, para garantir a transferência de massa, com temperaturas na faixa de 80 a 105 °C. O refeedor da regeneradora utiliza geralmente vapor de baixa pressão como

fluido de aquecimento. O gás gerado no fundo toma fluxos ascendentes passando pelos pratos (ou recheio), onde entra em contato com amina rica e remove os gases ácidos do líquido que flui para baixo.

O gás, que consiste principalmente de gases ácidos e vapor de água, sai do topo da regeneradora e é geralmente processado para Unidade de Recuperação de Enxofre (URE) para formação de enxofre sólido. Já o CO₂ pode ser utilizado na pressurização de poços de petróleo(EOR) e na produção de uréia e metanol.

O produto de fundo desta coluna é a solução de amina pobre (com baixas concentrações de gases ácidos) na temperatura de 110°C, que irá recircular pela planta. No entanto, para esta corrente retornar para a unidade absorvedora, é necessário o seu bombeio, resfriamento e a reposição da água perdida por evaporação.

3.3.5. Sistema de Reciclo do Solvente

Este sistema tem como objetivo de tratar a solução de amina pobre para que esta possa ser reutilizada no processo de absorção.

Nesse processo, a solução de amina pobre oriunda da coluna regeneradora segue para um trocador de calor no qual realiza troca térmica com a solução de amina rica proveniente da coluna absorvedora. A solução de amina rica está na faixa de temperatura de 40 - 50°C enquanto a temperatura da solução de amina pobre estava na faixa de 100 -110°C. Após essa troca, a solução de amina pobre se encontra em temperaturas mais baixas e segue para o processo de mistura de *make-up*, no qual é adicionada água a solução de amina, que foi perdida por evaporação durante o processo de regeneração.

Após o *make-up*, a solução de amina é bombeada para o sistema de absorção. O bombeamento foi realizado por um sistema de bombas constituído de duas bombas em série e duas bombas em paralelo (esta conformação foi necessária, uma vez que o *head* e a vazão que são necessários são muito grandes), além de duas bombas reservas.

No caso da utilização da MDEA como solvente, há a necessidade de mais uma troca térmica entre as etapas de bombeamento e a seção de Absorção pois, a solução de amina mesmo após ser resfriada no trocador de integração energética, continua uma temperatura superior a de operação da absorvedora o que desfavoreceria a absorção.

3.4 Casos de Operação

Na Tabela 7 temos a descrição dos casos avaliados durante o trabalho em questão.

Tabela 7 – Casos de operação

Casos de operação	Amina utilizada	Tipo de Interno das Colunas
A	DEA	Pratos
B	DEA	Recheio – Anéis de Pall
C	DEA	Recheio – IMTP
D	MDEA	Pratos
E	MDEA	Recheio – Anéis de Pall
F	MDEA	Recheio – IMTP

Os recheios randômicos foram os escolhidos uma vez que, nesse tipo de sistema não é indicado o uso de recheios estruturados, pois estes possuem paredes muito finas logo, estão muito sujeitos a corrosão.

O IMTP e os Anéis de Pall foram escolhidos dentre uma gama de outros recheios randômicos pois são amplamente utilizados e por isso, seus dados de custo são mais fáceis de serem obtidos.

4. SIMULAÇÃO

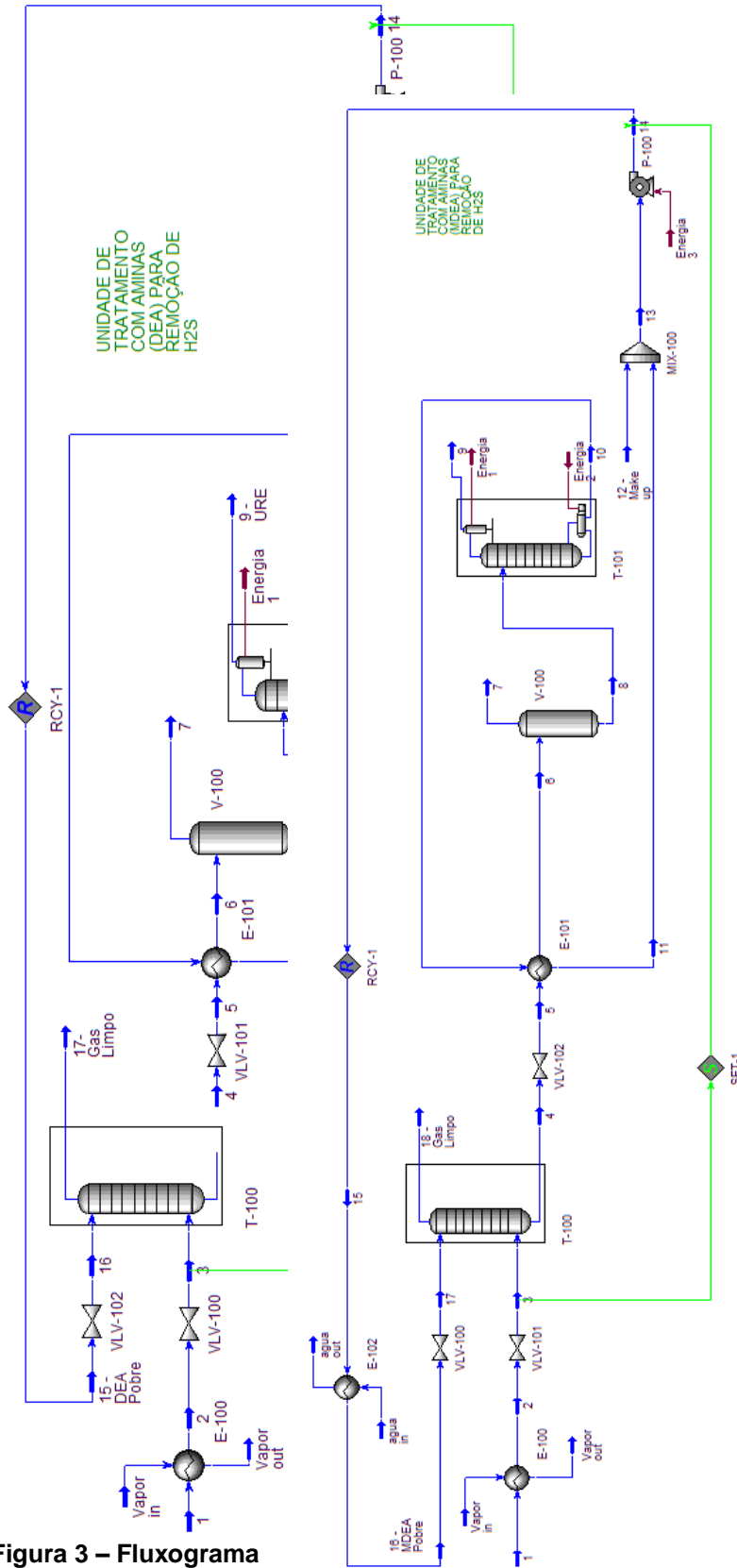
4.1 Descrição da Simulação

O fluxograma da planta de aminas foi implementado no programa UniSim Design e sua visão geral é apresentada nas Figuras 3 e 4.

É importante destacar que:

- A simulação foi realizada em estado estacionário, o que é uma simplificação coerente para a obtenção dos resultados necessários;
- No caso dos trocadores de calor, foi considerada uma perda de carga de 0,8 bar;
- Na simulação, onde há presença de amina e gases ácidos (seções de alimentação, absorção, regeneração e reciclo), o modelo termodinâmico adotado foi o de aminas. Nas demais seções (sistema de água de resfriamento e de vapor de aquecimento), o modelo termodinâmico adotado foi o de Peng-Robinson;
- Na simulação das colunas usando os recheios, desprezou-se o fato de cada leito ter 5 m de altura conforme será descrito no Capítulo 6. Isso se deve ao fato de que para a simulação não fazer diferença se a coluna possui quatro leitos de 5m cada um ou um leito de 20m, por exemplo.

Figura 3 – Fluxograma de DEA



completo da simulação

Figura 4 – Fluxograma completo da simulação de MDEA

Para melhor compreensão da simulação, o fluxograma pode ser dividido em sistema de absorção e de regeneração.

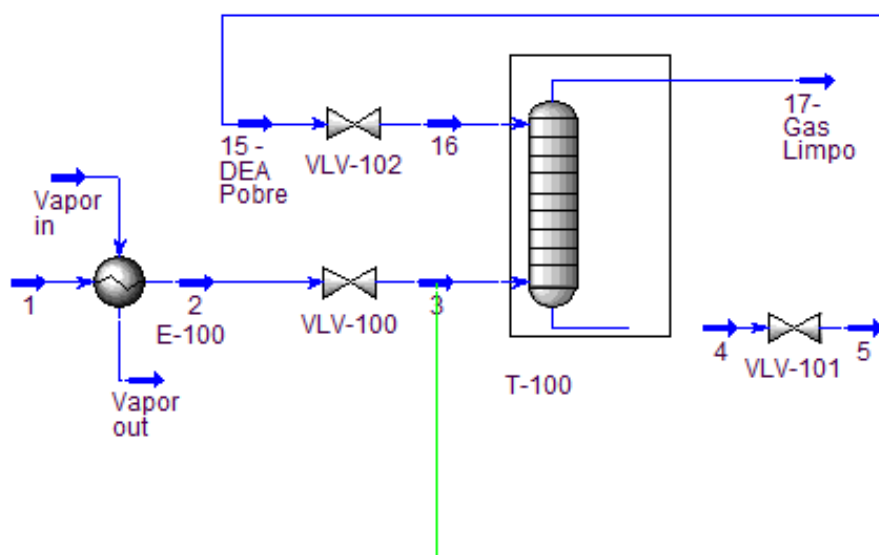


Figura 5 – Simulação do Sistema de Absorção de Gases Ácidos

O programa UniSim Design tem como padrão calcular colunas de destilação e absorção por pratos. Dentre as opções oferecidas pelo programa optou-se por trabalhar com o tipo *sieve*, uma vez que este possibilita uma melhor transferência de massa, o que leva a resultados melhores. Devido aos problemas de formação de espuma citados anteriormente, é requerido um espaçamento mínimo de 0,61 m ^[16] entre os pratos da coluna absorvedora.

A função Reciclo, é necessária para fechar o balanço de massa do sistema. A função SET foi utilizada para garantir que a pressão após a bomba fosse exatamente igual à pressão de entrada do gás ácido na coluna absorvedora. Desta forma, é possível calcular o *head* necessário da bomba.

A simulação do *make-up* não considera a adição de amina pura pelos seguintes motivos: a perda de amina durante o processo é muito pequena, como será visto mais adiante; o programa não aceita correntes cujo único componente seja uma amina, pois considera que ela deva estar sempre em solução; a adição de uma corrente de *make-up* de solução de amina, não importando a porcentagem, causa problemas de convergência do sistema.

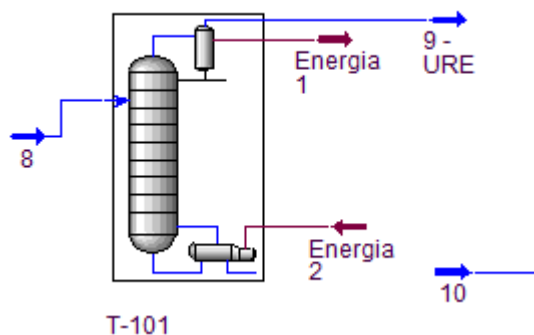


Figura 6 – Simulação do Sistema de Regeneração de Solvente (SRS)

As mesmas considerações para a simulação da coluna absorvedora se aplicam para a regeneradora.

A coluna regeneradora teve as seguintes especificações: refluxo total, carga térmica do refeedor, para valores vide o Capítulo 5 e recuperação da água pelo fundo igual a 0,9.

4.2 Resultados

Com a utilização das aminas DEA e MDEA, é possível obter diversos resultados interessantes do processo. Os principais dados das simulações estão descritos no sumário de correntes nas Tabelas 8 e 9, para cada Caso Base, tomando como referência as Figuras 3 e 4.

O Caso Base se consiste em:

Absorvedora: 50 bar e 30°C

Regeneradora: 1 bar e 110°C

4.2.1 Casos Base A, B e C

A Tabela 8 apresenta os principais dados das correntes para os Casos Base A, B e C (Casos nos quais foi utilizado DEA como solvente), uma vez que a diferença entre eles é que no caso A as colunas são simuladas com pratos enquanto nos casos B e C as colunas são simuladas com diferentes recheios e como dito anteriormente, as propriedades das correntes serão as mesmas em todos esses casos. O sumário têm as correntes numeradas de acordo com o fluxograma da Figura 3.

Tabela 8 – Casos Base A, B e C: Sumário de Correntes

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Molar CH ₄
1	25	80,0	1.464.625,46	0,83810
2	35	79,3	1.464.625,46	0,83810
3	35	54,3	1.464.625,46	0,83810
4	41	50,0	493.890,38	0,00072
5	35	7,0	493.890,38	0,00072
6	93	6,3	493.890,38	0,00072
7	93	6,3	260,8	0,80620
8	93	6,3	493.629,59	0,00010
9	83	1,0	77.822,53	0,00050
10	105	1,1	415.807,05	0,00000
11	48	0,8	415.807,05	0,00000
12	25	1,5	33.682,04	0,00000
13	46	0,8	449.489,09	0,00000
14	48	54,0	449.489,09	0,00000
15	48	54,0	449.490,36	0,00000
16	48	53,0	449.490,36	0,00000
17	58	49,3	1.420.225,43	0,84927

Corrente	Fração Molar H ₂ S	Fração Molar CO ₂	Fração Molar H ₂ O	Fração Molar DEA
1	0,00974	0,02485	0,00000	0,00000
2	0,00974	0,02485	0,00000	0,00000
3	0,00974	0,02485	0,00000	0,00000
4	0,03948	0,03095	0,84448	0,08430
5	0,03948	0,03095	0,84448	0,08430
6	0,03948	0,03095	0,84448	0,08430
7	0,00050	0,00090	0,11570	0,00000
8	0,03950	0,03100	0,84510	0,08440
9	0,25500	0,19890	0,54560	0,00000
10	0,000002	0,00019	0,89997	0,09983
11	0,000002	0,00019	0,89997	0,09983
12	0,00000	0,00000	1,00000	0,00000
13	0,000002	0,00017	0,91070	0,08913

Corrente	Fração Molar H ₂ S	Fração Molar CO ₂	Fração Molar H ₂ O	Fração Molar DEA
14	0,000002	0,00017	0,91070	0,08913
15	0,000002	0,00017	0,91070	0,08913
16	0,000002	0,00017	0,91070	0,08913
17	0,00000	0,01749	0,00423	0,00000

A Tabela 9 apresenta alguns resultados da simulação realizada para os Casos Base A, B e C.

Tabela 9 – Casos Base A, B e C: Resultados

Parâmetro	Valor
Absorção Total de H ₂ S (%)	99,9990
Remoção do H ₂ S na Coluna Regeneradora (%)	99,9959
Perda de Metano (%)	0,0208
Perda de Amina (%)	0,0000
Produto (kg/h)	1,422*10 ⁶

A simulação dos Casos Base A, B e C possibilitaram resultados excelentes, como pode ser visto pela máxima absorção de H₂S.

O processo de regeneração do solvente também apresentou ótimos resultados, visto pela porcentagem alta de remoção de H₂S da solução de amina rica.

O processo apresentou perda desprezível de amina e baixas perdas de metano.

4.2.2 Casos Base D, E e F

A Tabela 10 apresenta os principais dados das correntes para os Casos Base D, E e F (Casos nos quais foi utilizado MDEA como solvente), uma vez que a diferença entre eles é que no caso D as colunas são simuladas com pratos enquanto nos casos E e F as colunas são simuladas com diferentes recheios e como dito anteriormente as propriedades das correntes serão as mesmas. O sumário de correntes contém as correntes numeradas de acordo com o fluxograma da Figura 4.

Tabela 10 – Casos Base D, E e F: Sumário de Correntes

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Molar CH₄
1	25	80,0	1.464.763,67	0,83807
2	30	67,0	1.464.763,67	0,83807
3	30	70,0	1.464.763,67	0,83807
4	50	60,0	1.350.050,07	0,00084
5	50	7,0	1.350.050,07	0,00084
6	93	6,3	1.350.050,07	0,00084
7	93	6,3	1.924,49	0,47851
8	93	6,3	1.348.125,58	0,00004
9	74	1,0	93.260,15	0,00066
10	111	1,3	1.254.865,43	0,00000
11	66	0,6	1.254.865,43	0,00000
12	25	1,5	21.705,62	0,00000
13	66	0,6	1.275.671,05	0,00000
14	68	59,7	1.276.571,05	0,00000
15	68	59,7	1.276.534,51	0,00000
16	30	59,0	1.276.484,20	0,00000
17	30	58,3	1.276.484,20	0,00000
18	32	49,3	1.391.197,80	0,85837
Corrente	Fração Molar H₂S	Fração Molar CO₂	Fração Molar H₂O	Fração Molar DEA
1	0,00974	0,02486	0,00000	0,00000
2	0,00974	0,02486	0,00000	0,00000
3	0,00974	0,02486	0,00000	0,00000
4	0,01649	0,02577	0,84182	0,11501
5	0,01649	0,02577	0,84182	0,11501
6	0,01649	0,02577	0,84182	0,11501
7	0,08749	0,27938	0,11302	0,00005

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Molar CH ₄
8	0,01637	0,02535	0,84303	0,11520
9	0,245287	0,375061	0,378946	0,00000
10	0,000002	0,000343	0,876221	0,12344
11	0,000002	0,000343	0,876221	0,12344
12	0,000000	0,000000	1,000000	0,00000
13	0,000001	0,000333	0,879743	0,11992
14	0,000001	0,000333	0,879743	0,11992
15	0,000001	0,000300	0,879776	0,11992
16	0,000000	0,000252	0,879825	0,11992
17	0,000000	0,000252	0,879825	0,11992
18	0,000000	0,010011	0,001171	0,00000

A Tabela 11 apresenta os resultados mais relevantes da simulação realizada para os Casos Base D, E e F.

Tabela 11 – Casos Base D, E e F: Resultados

Parâmetro	Valor
Absorção Total de H ₂ S (%)	99,9992
Remoção do H ₂ S na Coluna Regeneradora (%)	99,9903
Perda de Metano (%)	0,0591
Perda de Amina (%)	0,0020
Produto (kg/h)	1,391*10 ⁶

A simulação do Caso Base D, E e F possibilitou resultados piores do que o Caso Base A, B e C, como pode ser visto pela de absorção de H₂S e pela regeneração do solvente. Ainda mais, que as vazões e concentrações molares usadas neste caso foram maiores do que as usadas na DEA, isso fez-se necessário pois para a mesma vazão e número de mols de MDEA obtiveram-se resultados muito ruins de absorção de H₂S.

O processo apresentou baixas perdas de amina e metano.

5. VARIAÇÕES NO PROCESSO

Depois de concluída a simulação do caso base, alguns parâmetros dimensionais e operacionais foram variados para uma busca das melhores dimensões para os equipamentos e da escolha das condições operacionais que apresentassem os melhores resultados.

5.1. DEA

5.1.1 Coluna Absorvedora

5.1.1.1. Variação do número de pratos da coluna absorvedora

Para buscar o número de pratos ideal, manteve-se fixa a pressão de operação em 50 bar e aumentou-se o número de pratos observando a concentração de H₂S que sai na corrente de gás tratado. Foram estudados três casos com diâmetros da coluna distintos de 3 m, 3,5 m e 4 m.

5.1.1.1.1.- Coluna absorvedora com diâmetro de 3 metros

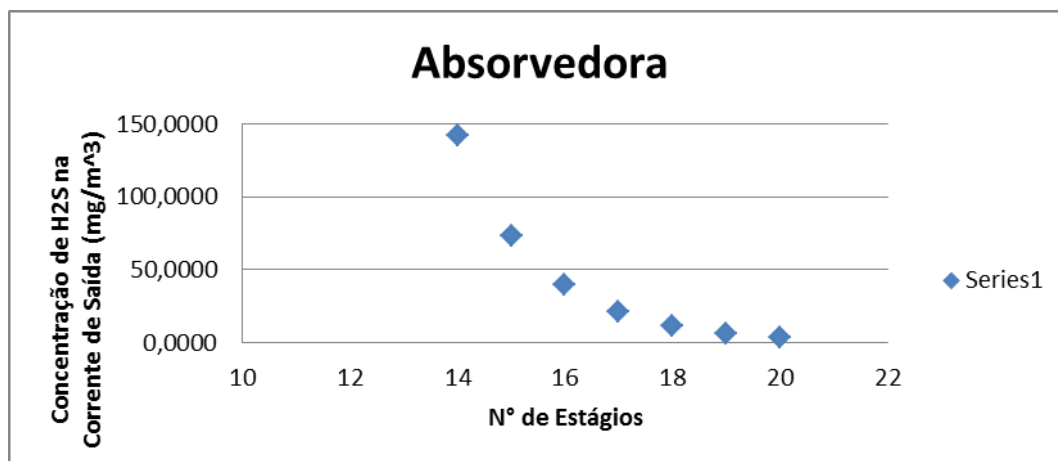


Figura 7: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 7, somente a partir de 19 pratos temos a concentração de H₂S abaixo do exigido pela legislação.

5.1.1.1.2.- Coluna absorvedora com diâmetro de 3,5 metros

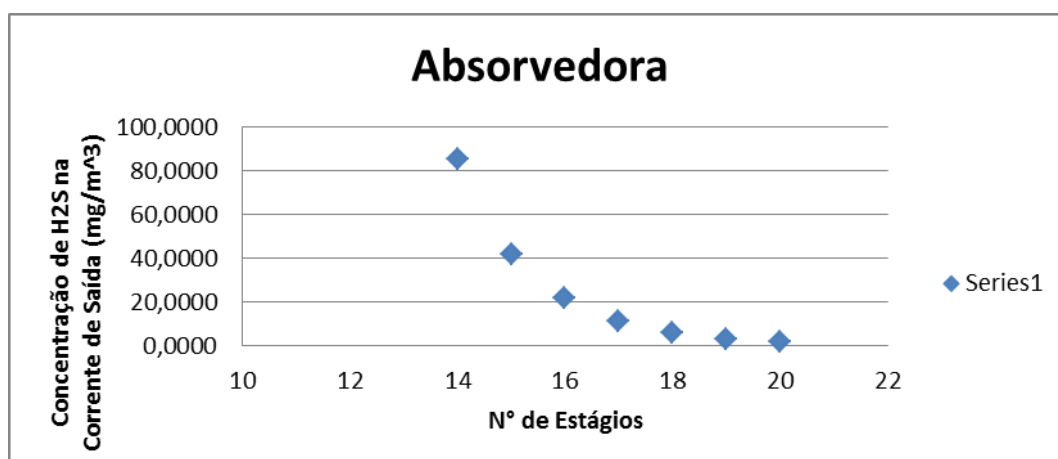


Figura 8: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 8, somente a partir de 18 pratos temos a concentração de H₂S abaixo do exigido pela legislação.

5.1.1.1.3.- Coluna absorvedora com diâmetro de 4 metros

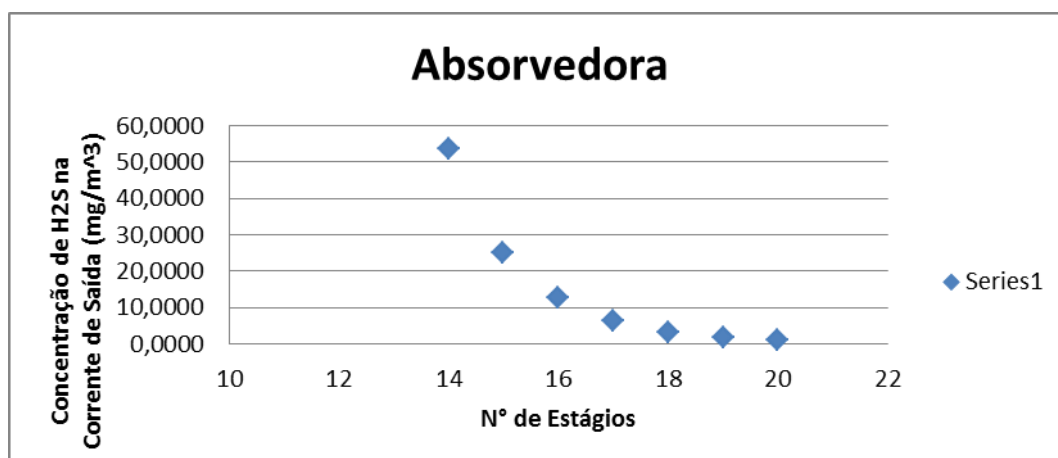


Figura 9: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 9, somente a partir de 17 pratos temos a concentração de H₂S abaixo do exigido pela legislação.

5.1.1.2. Variação da pressão de operação da coluna absorvedora

Neste tópico foi analisada a variação de pressão de operação, mantendo fixo o diâmetro, para cada variação de pressão, e número de pratos da coluna de modo a avaliar a remoção de H₂S.

5.1.1.2.1- Coluna absorvedora com diâmetro de 3 metros

5.1.1.2.1.1. Coluna absorvedora com 15 Pratos

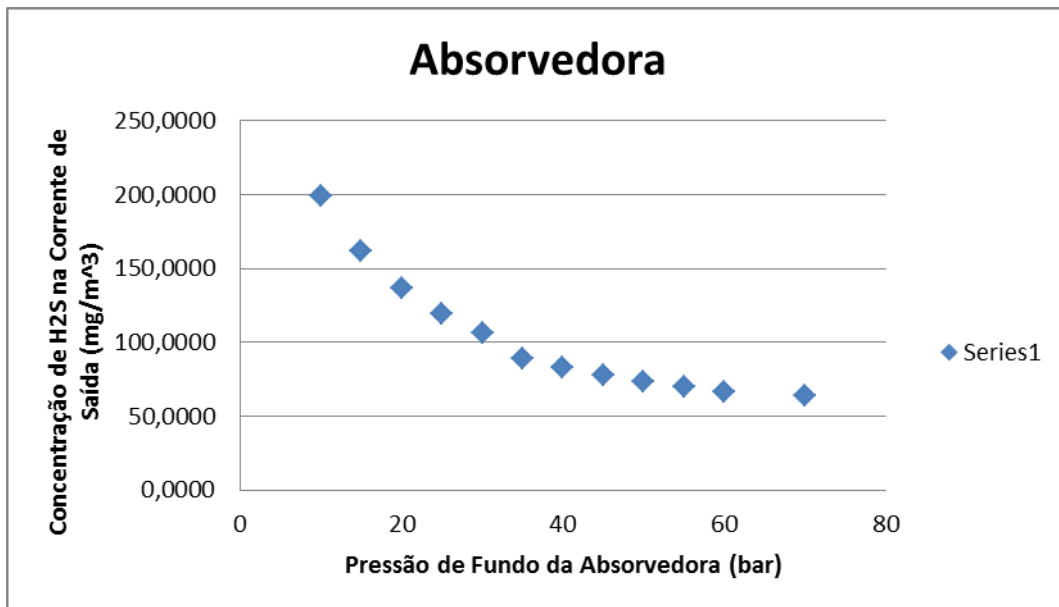


Figura 10: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 10, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.1.2. Coluna absorvedora com 16 Pratos

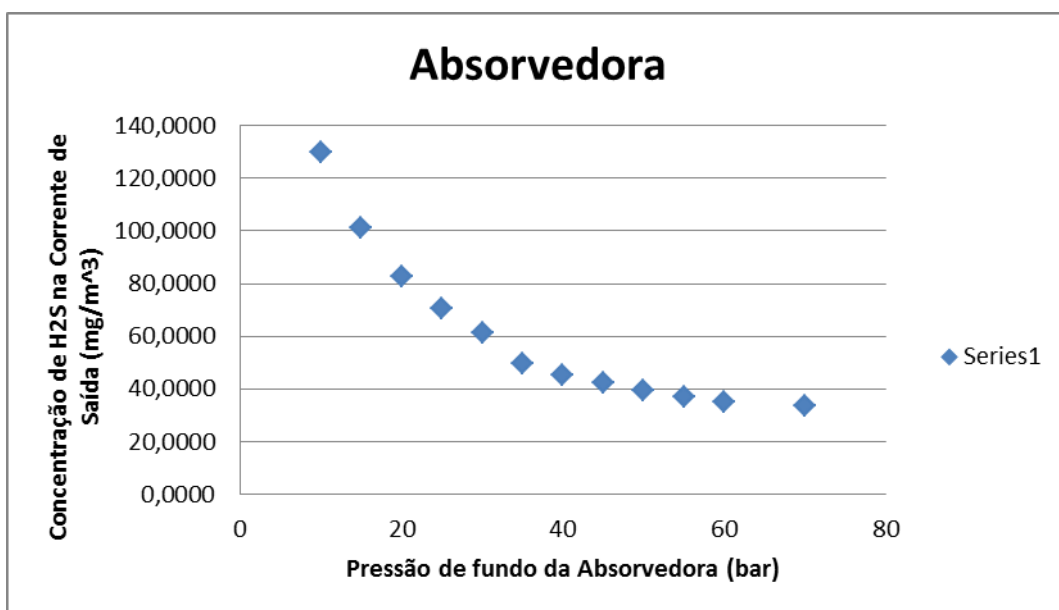


Figura 11: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 11, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.1.3. Coluna absorvedora com 17 Pratos

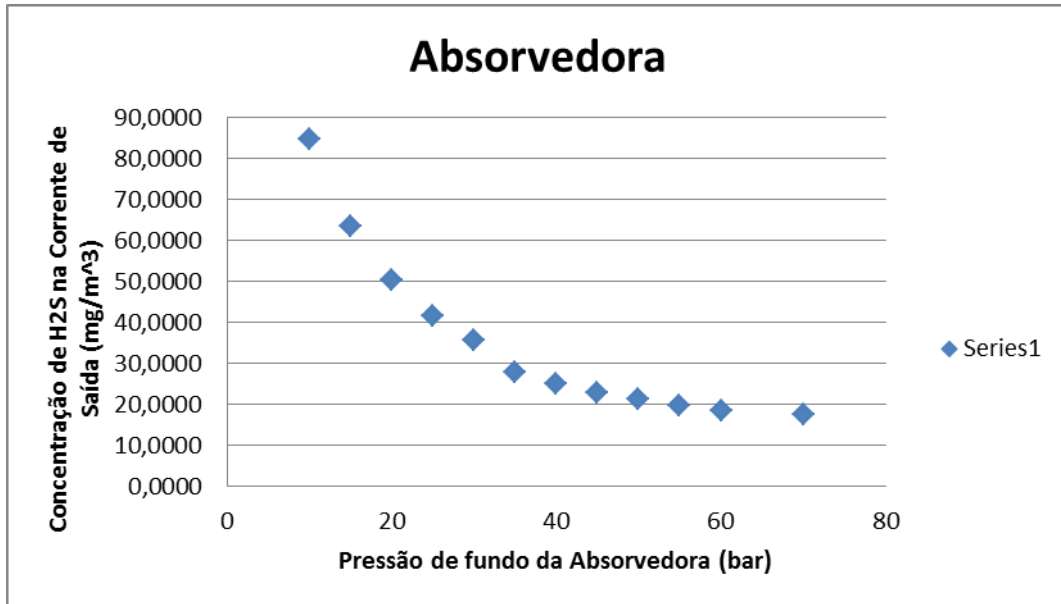


Figura 12: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 12, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.1.4. Coluna absorvedora com 18 Pratos

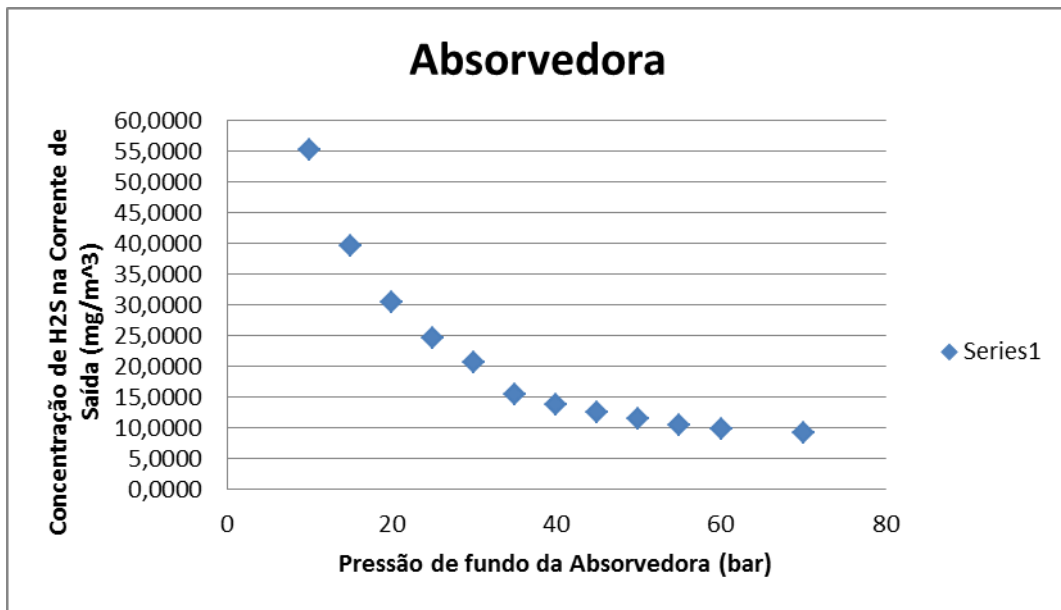


Figura 13: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 13, somente operando em pressões superiores a 60 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.1.5. Coluna absorvedora com 19 Pratos

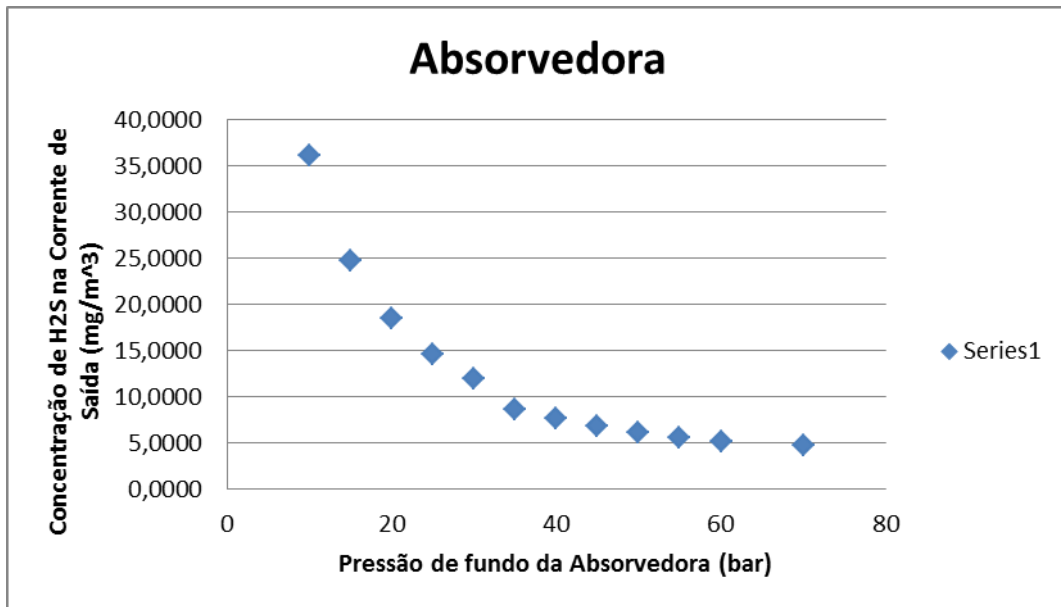


Figura 14: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 14, somente com pressões a partir de 35 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.2.- Diâmetro da absorvedora de 3,5 metros

5.1.1.2.2.1.- Coluna absorvedora com 15 Pratos

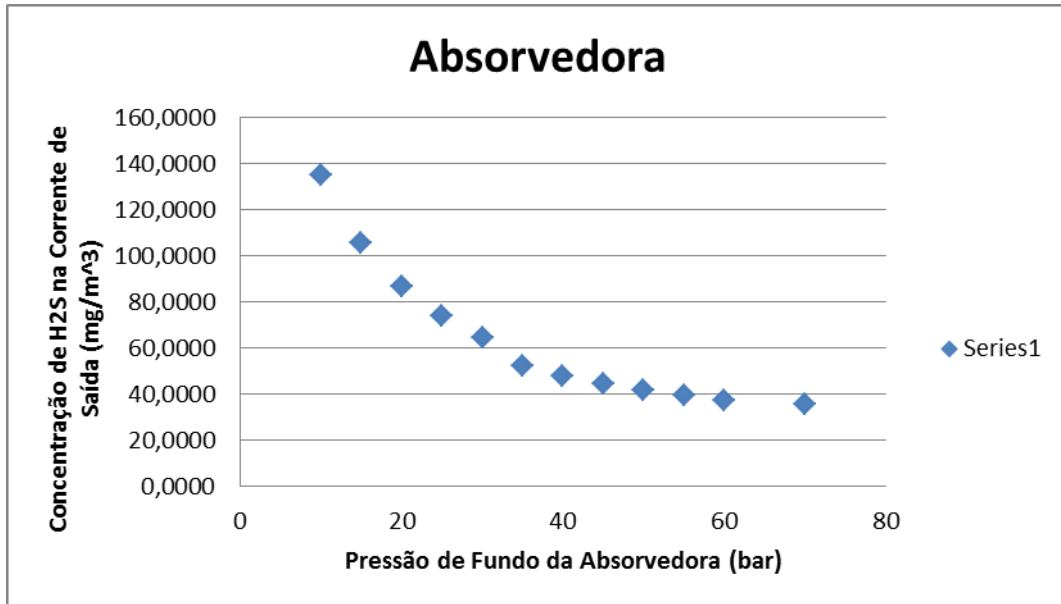


Figura 15: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 15, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.2.2.- Coluna absorvedora com 16 Pratos

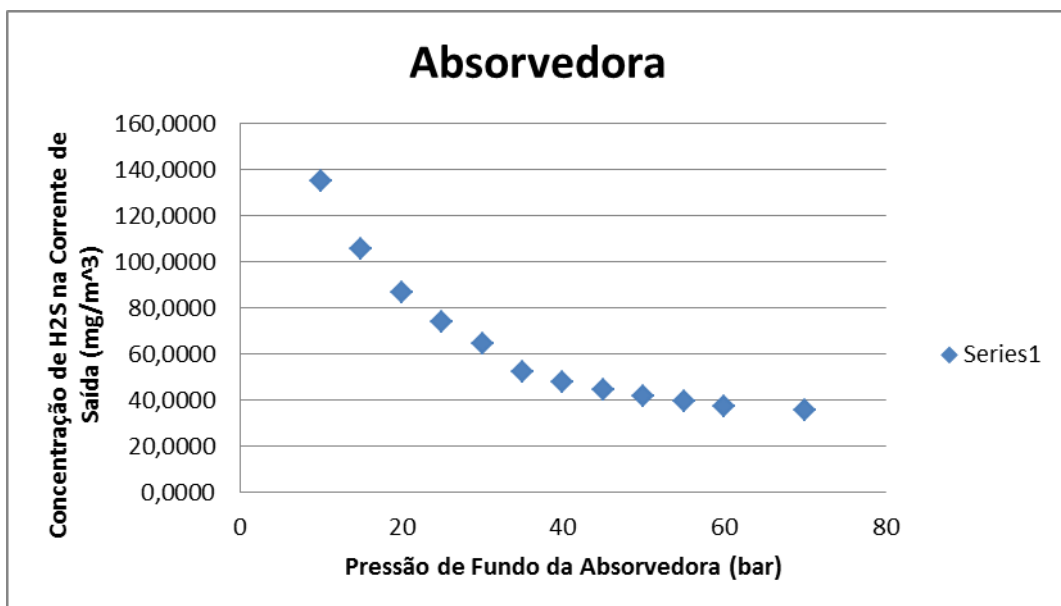


Figura 16: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 16, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.2.3.- Coluna absorvedora com 17 Pratos

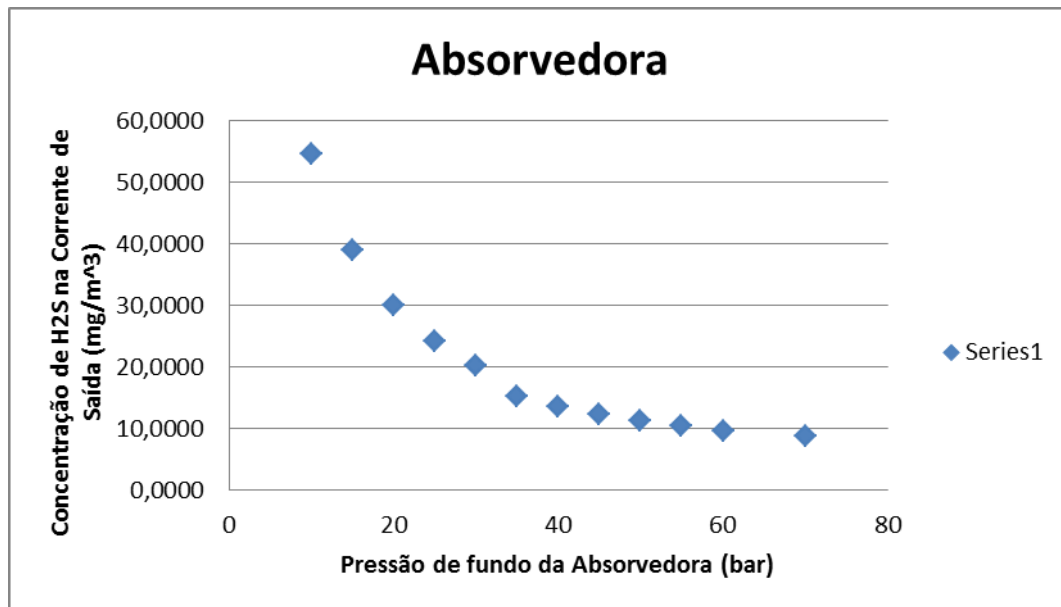


Figura 17: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 17, somente com pressões a partir de 60 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.2.4.- Coluna absorvedora com 18 Pratos

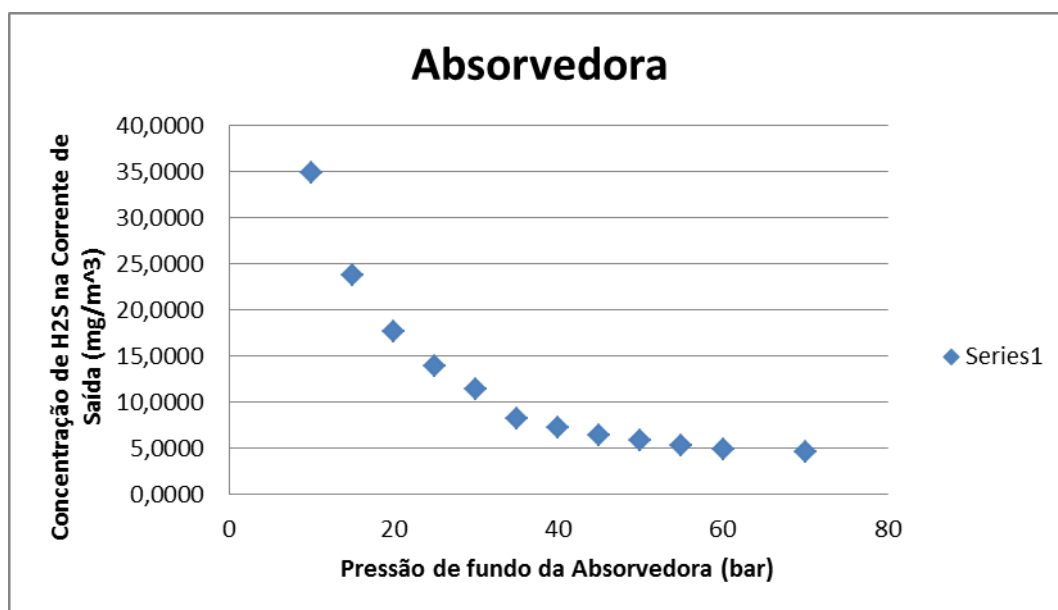


Figura 18: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 18, somente com pressões a partir de 35 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.2.5.- Coluna absorvedora com 19 Pratos

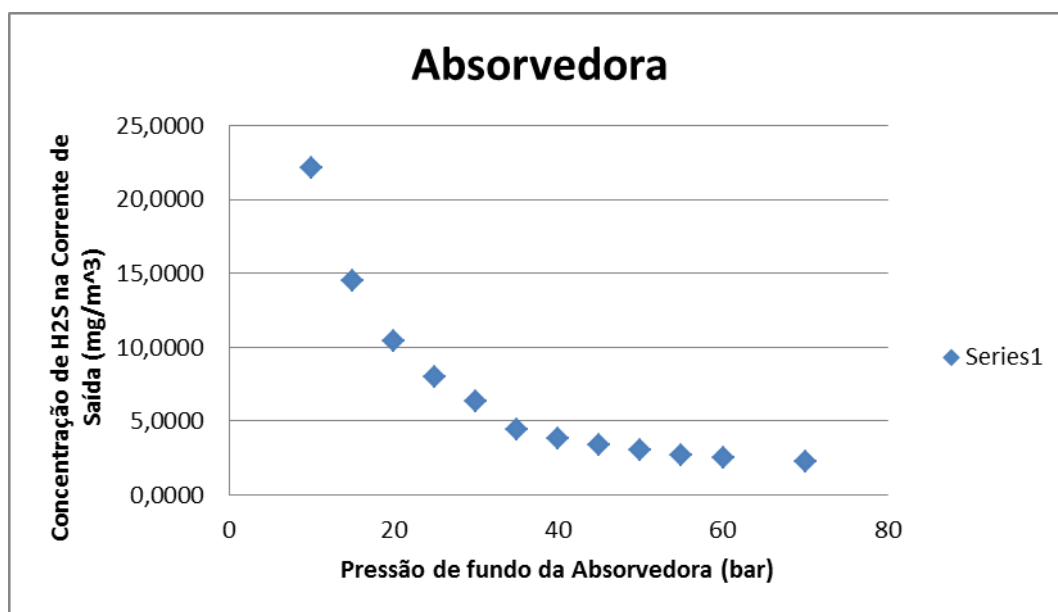


Figura 19: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 19, somente com pressões a partir de 25 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.3.- Diâmetro da absorvedora de 4 metros

5.1.1.2.3.1.- Coluna absorvedora com 15 Pratos

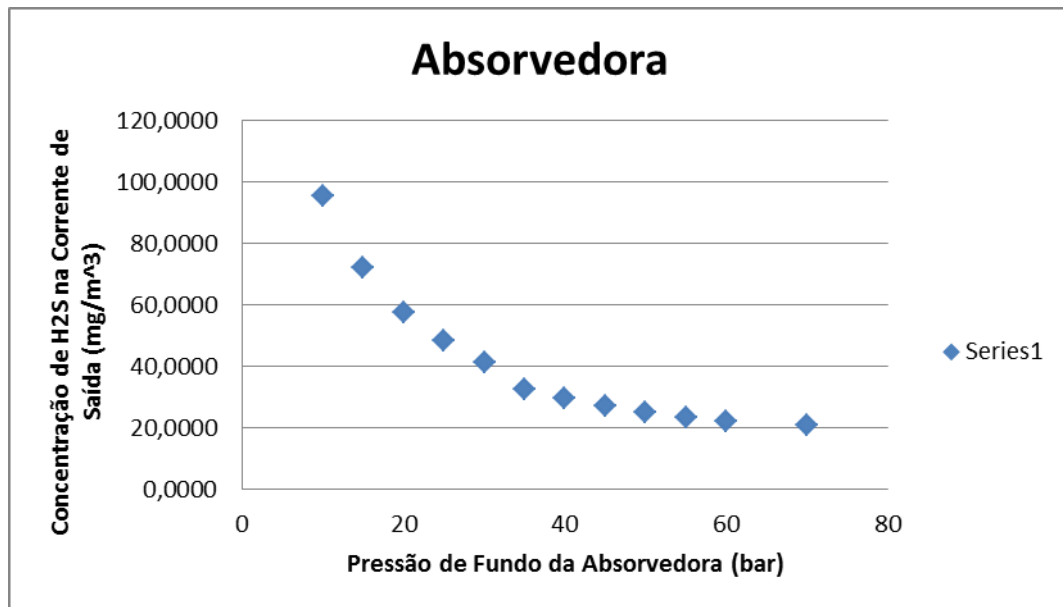


Figura 20: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 20, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.3.2.- Coluna absorvedora com 16 Pratos

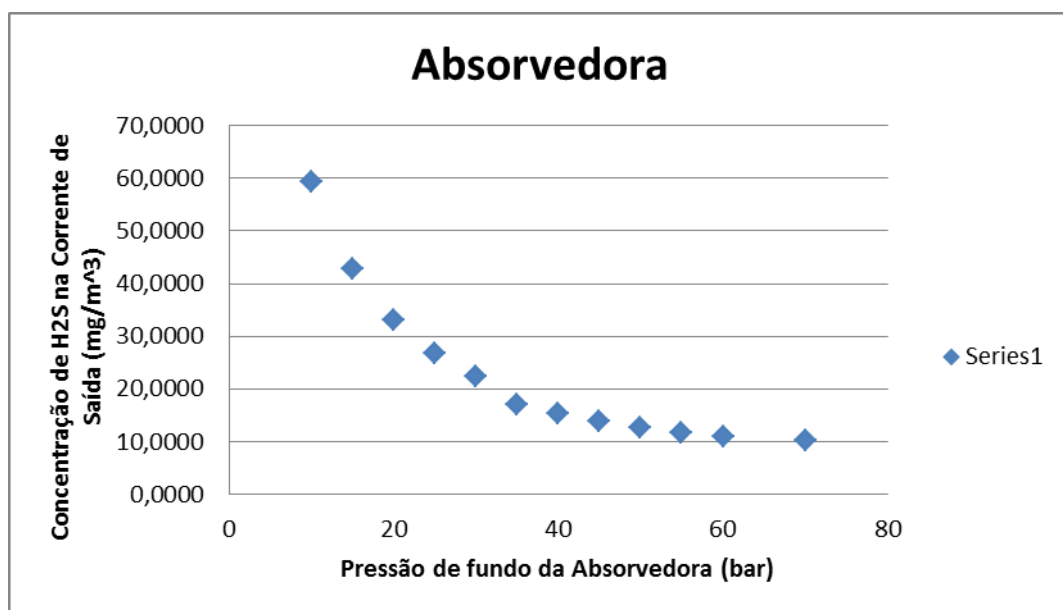


Figura 21: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 21, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.1.1.2.3.3.- Coluna absorvedora com 17 Pratos

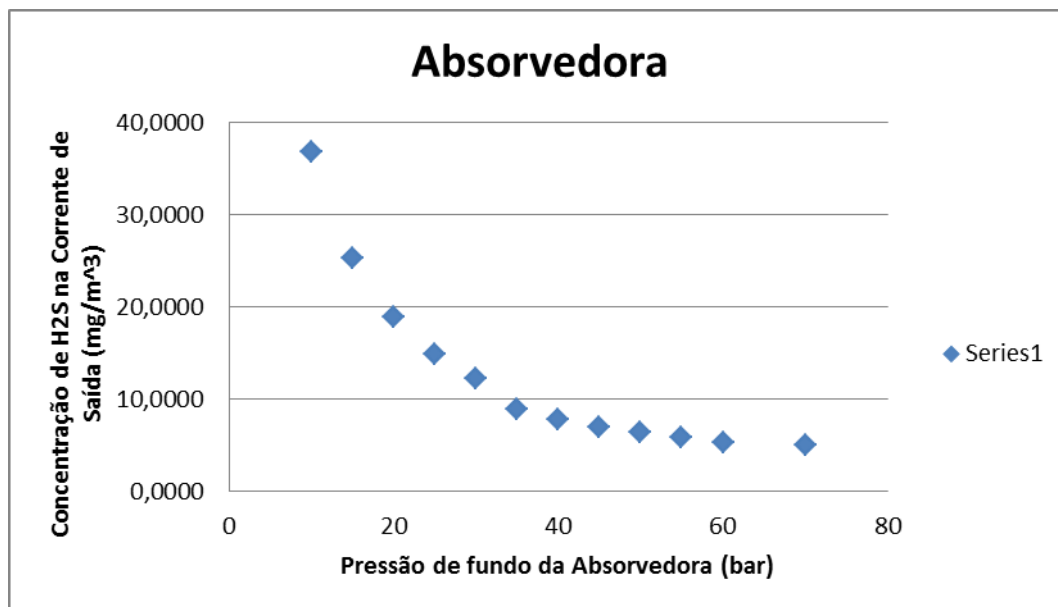


Figura 22: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 22, somente com pressões a partir de 35 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.3.4.- Coluna absorvedora com 18 Pratos

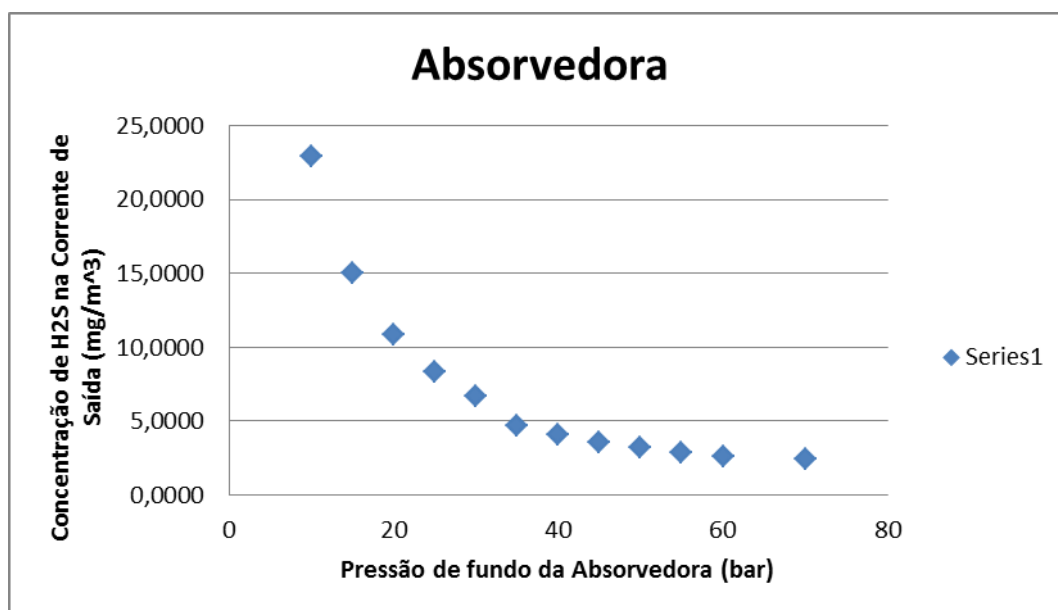


Figura 23: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 23, somente com pressões a partir de 25 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.1.2.3.5.- Coluna absorvedora com 19 Pratos

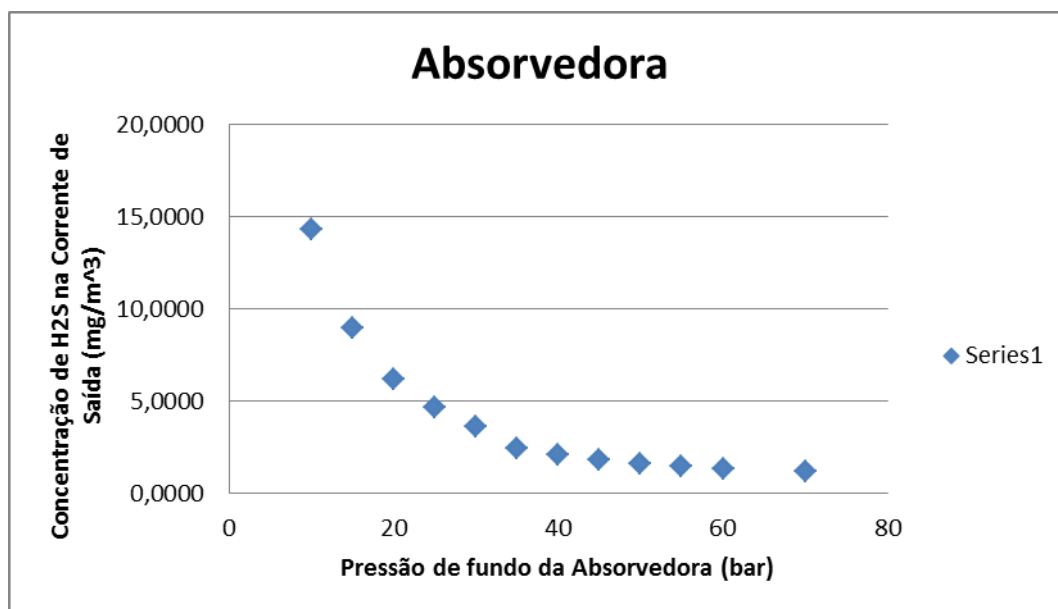


Figura 24: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 24, somente com pressões a partir de 15 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.1.2 Coluna Regeneradora

5.1.2.1 Variação do número de pratos

Na Tabela 12 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S no topo e da razão de refluxo da coluna regeneradora ao variar-se o número de pratos com pressão fixa igual a 1 bar.

Tabela 12: Variação do número de pratos regeneradora.

Nº de Pratos	Recuperação H ₂ S	RR
3	0,997	22,1
5	1,000	22,1
7	1,000	22,1

Nº de Pratos	Recuperação H ₂ S	RR
9	1,000	22,1
11	1,000	22,1
13	1,000	22,1
15	1,000	22,1
17	1,000	22,1
19	1,000	22,1

Foi escolhido, como valor para o projeto cinco pratos, uma vez que é o menor número de pratos que garante a recuperação total de H₂S no topo.

5.1.2.2 Variação do prato de alimentação

Na Tabela 13 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S no topo e da razão de refluxo ao variar-se o prato de alimentação, mantendo fixo o número de pratos como cinco.

Tabela 13: Variação do prato de alimentação da regeneradora.

Prato de Entrada	Recuperação H ₂ S	RR
1	1	22,1
2	1	22,1
3	1	22,1
4	0,997	22,1
5	0,97	22,1

Foi escolhido, o segundo prato para a alimentação para o projeto.

5.1.2.3 Variação da pressão de operação

Na Tabela 14 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S no topo e da razão de refluxo ao variar-se a pressão de operação com número de pratos fixo igual a cinco.

Tabela 14: Variação da pressão de operação da regeneradora.

Pressão (bar)	Recuperação H ₂ S	RR
1	1	22,1
1,5	1	22,3
2	1	22,4
2,5	1	22,5
3	1	22,5

Foi escolhido, a pressão de 1 bar como sendo a pressão de operação. Uma vez que é a menor pressão de operação onde consegue-se bons resultados.

5.1.2.4 Variação da carga térmica

Na Tabela 15 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S no topo e da razão de refluxo ao variar-se a carga térmica no refeedor com pressão de operação e com número de pratos fixos.

Tabela 15: Variação da carga térmica da regeneradora.

Carga Térmica (kJ/h)	Recuperação H ₂ S	RR
9,00E+08	0,188	8,1
1,00E+09	0,187	9,0
1,50E+09	0,394	12,7

Carga Térmica (kJ/h)	Recuperação H₂S	RR
2,00E+09	0,437	17,1
2,50E+09	0,468	21,5
2,55E+09	0,471	21,9
2,57E+09	0,472	22,1
2,60E+09	0,992	21,2
2,65E+09	1,000	21,6
2,70E+09	1,000	22,1
2,75E+09	1,000	22,5
3,00E+09	1,000	24,7

Foi escolhida, como carga térmica o valor de 2,65 E+09 uma vez que, é o menor valor com recuperação total de H₂S.

5.2. MDEA

5.2.1 Coluna Absorvedora

5.2.1.1 Variação do número de pratos

Para avaliar o número de pratos ideal, manteve-se fixa a pressão de operação igual a 50 bar e aumentou-se o número de pratos observando o H₂S que sai na corrente de gás tratado. Foram estudados três casos com diâmetros da coluna distintos de 3 m, 3,5 m e 4 m.

5.2.1.1.1.- Coluna absorvedora com diâmetro de 3 metros

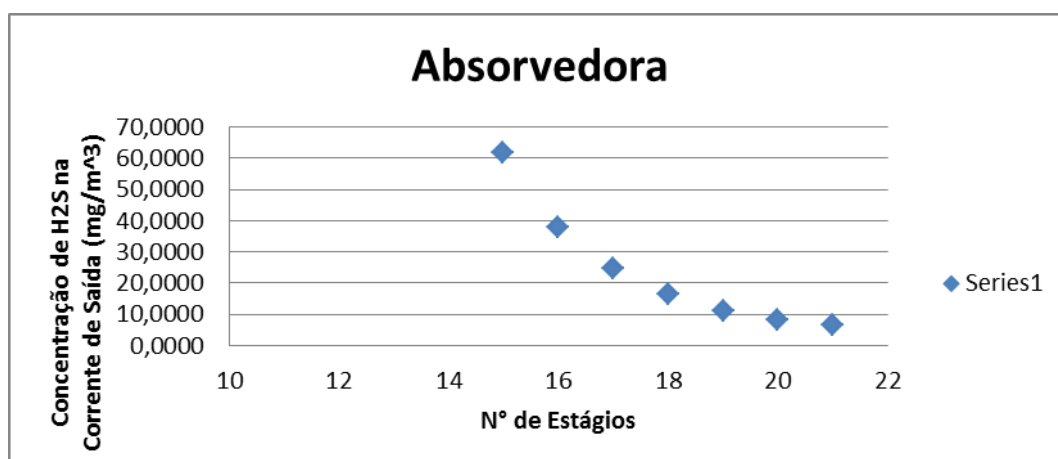


Figura 25: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 25, somente a partir de 20 pratos tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.1.2.- Coluna absorvedora com diâmetro de 3,5 metros

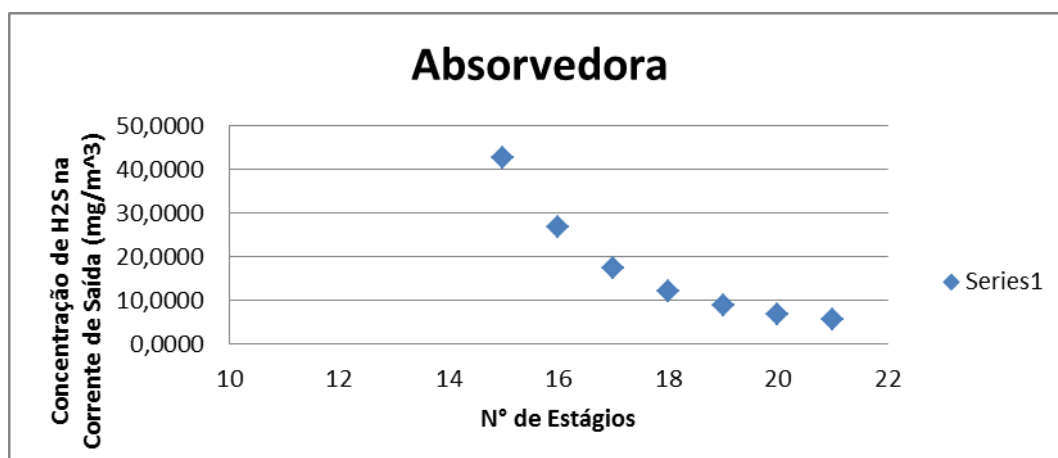


Figura 26: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 26, somente a partir de 19 pratos tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.1.3.- Coluna absorvedora com diâmetro de 4 metros

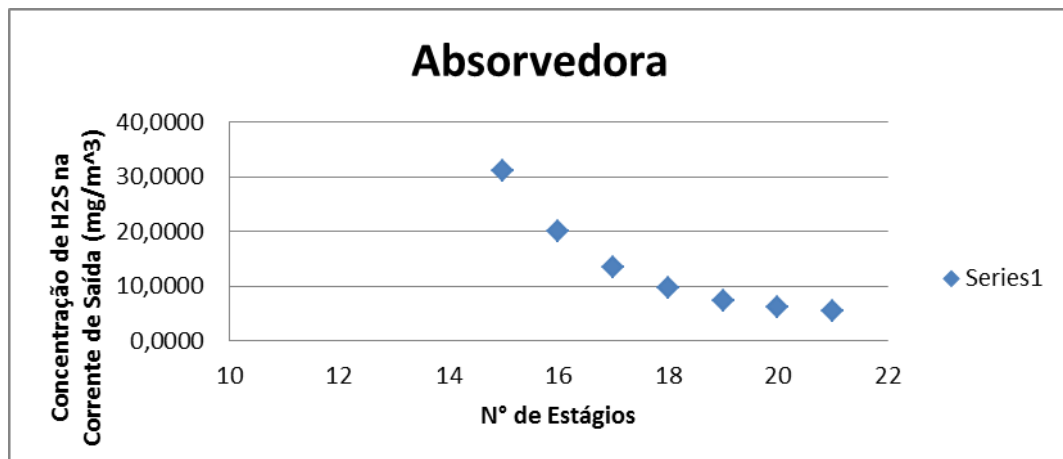


Figura 27: Variação do número de estágios com pressão de 50 bar e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 27, somente a partir de 18 pratos tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2 Variação da pressão de operação

Neste tópico foi analisada a variação de pressão, mantendo fixo o diâmetro e o número de pratos da coluna.

5.2.1.2.1.- Diâmetro da absorvedora de 3 metros

5.2.1.2.1.1 Coluna absorvedora com 15 Pratos

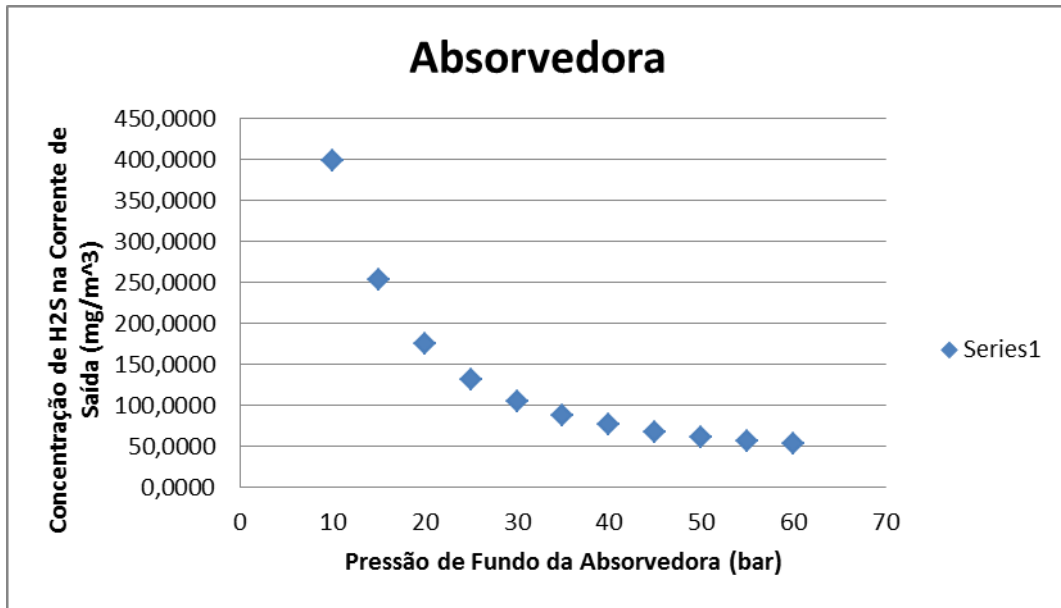


Figura 28: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 28, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.1.2 Coluna absorvedora com 16 Pratos

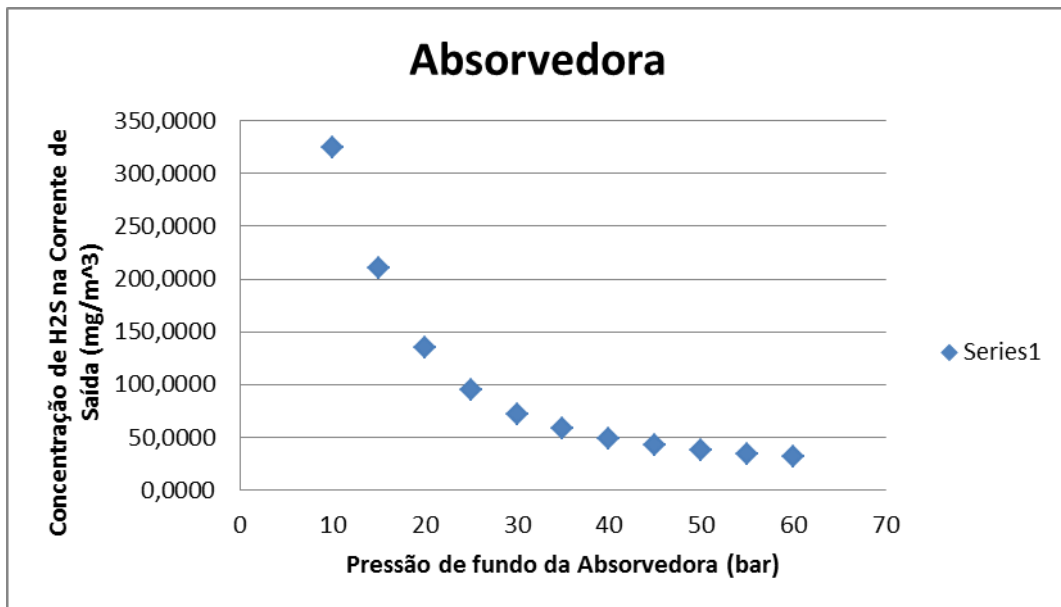


Figura 29: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 29, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.1.3 Coluna absorvedora com 17 Pratos

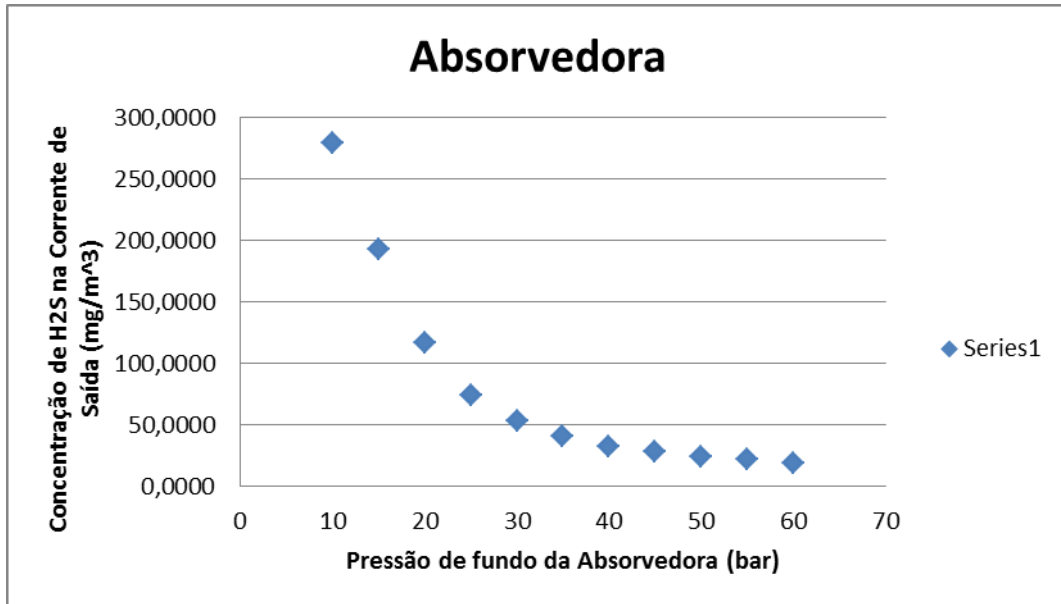


Figura 30: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 30, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.1.4 Coluna absorvedora com 18 Pratos

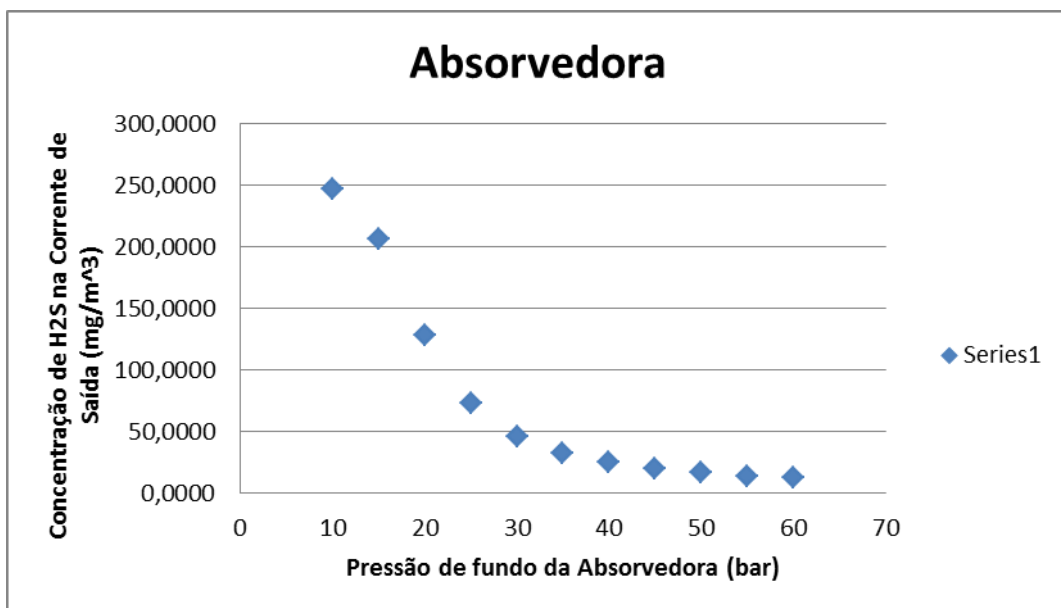


Figura 31: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 31, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.1.5 Coluna absorvedora com 19 Pratos

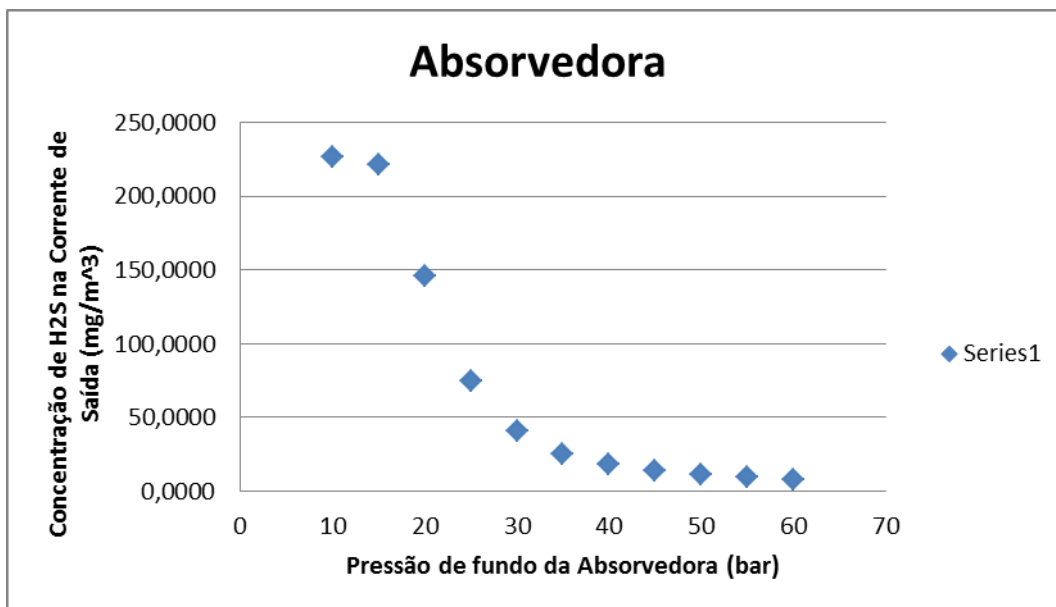


Figura 32: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 32, somente a partir de 55 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.1.6 Coluna absorvedora com 20 Pratos

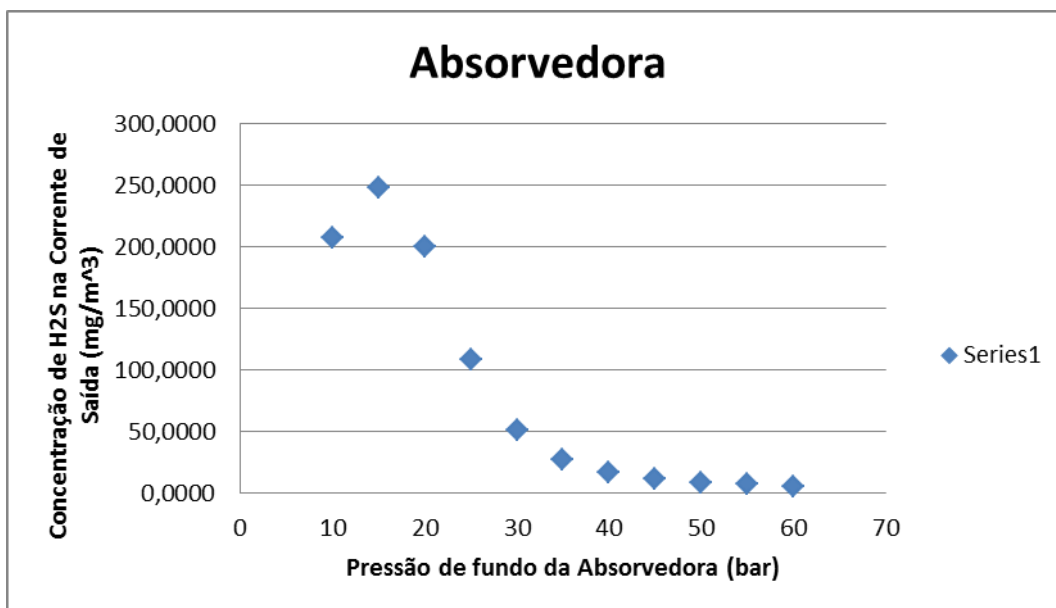


Figura 33: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 33, somente a partir de 50 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.1.7 Coluna absorvedora com 21 Pratos

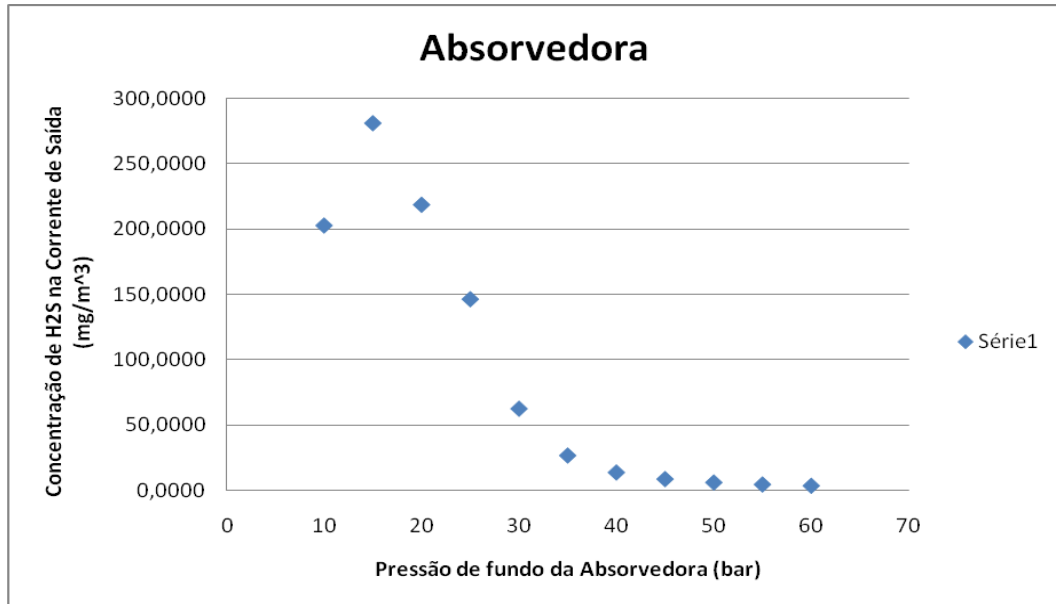


Figura 34: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 3 m.

De acordo com a Figura 34, somente a partir de 45 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.2.- Diâmetro da absorvedora de 3,5 metros

5.2.1.2.2.1 Coluna absorvedora com 15 Pratos

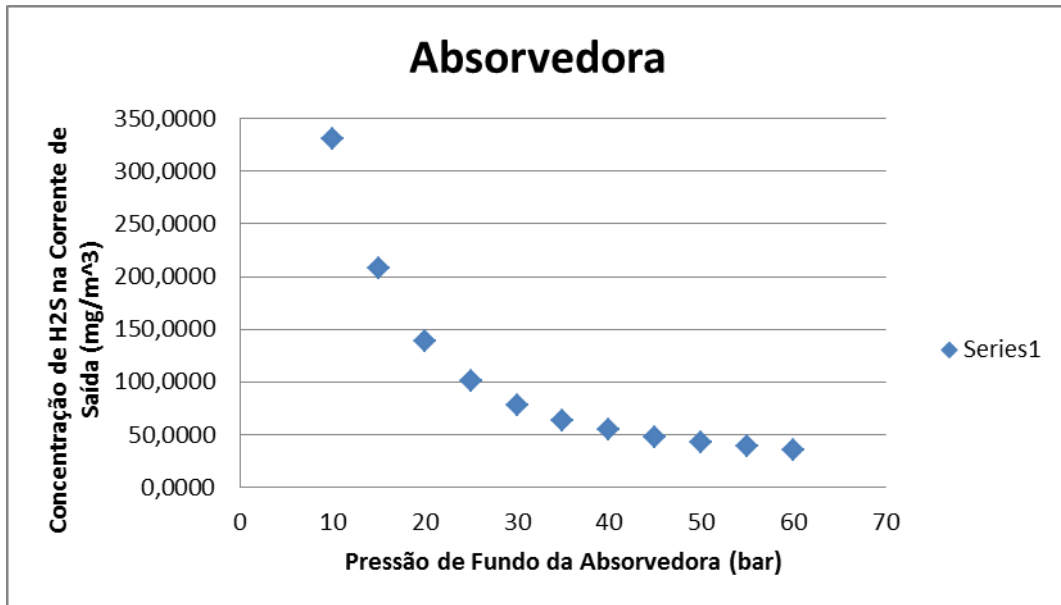


Figura 35: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 35, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.2.2 Coluna absorvedora com 16 Pratos

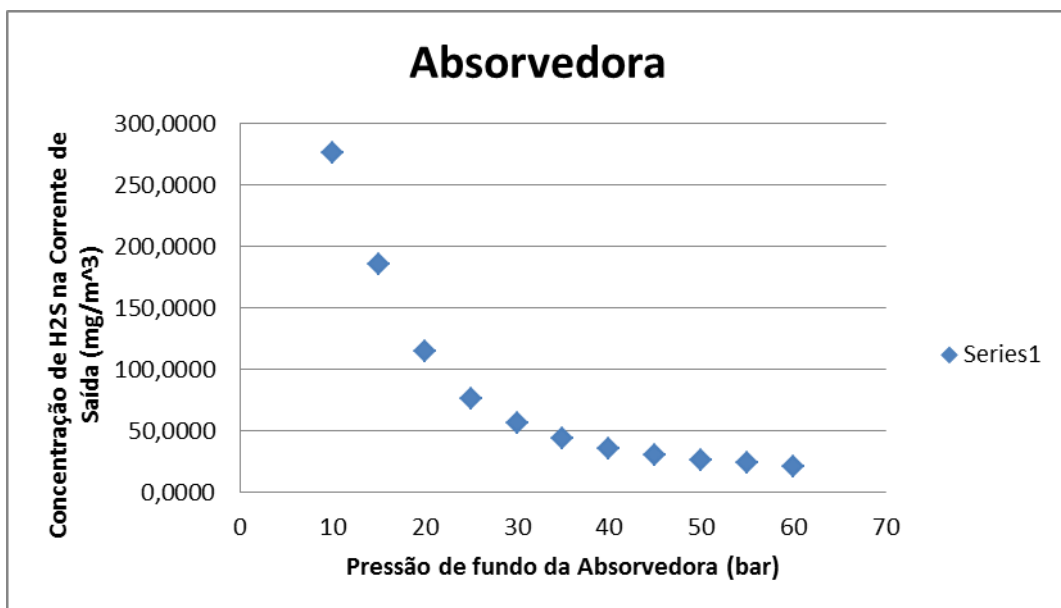


Figura 36: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 36, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.2.3 Coluna absorvedora com 17 Pratos

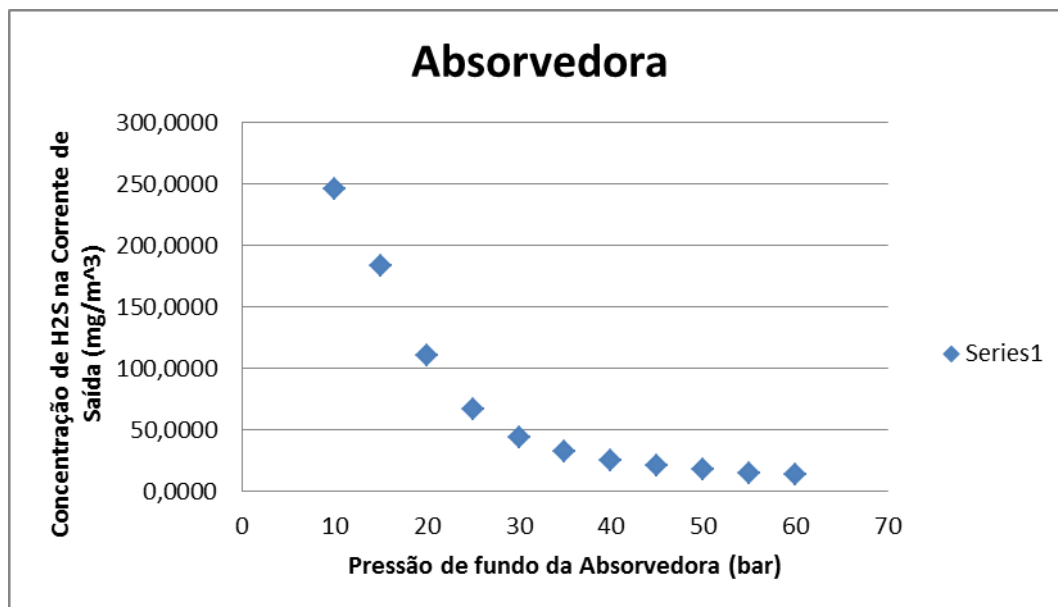


Figura 37: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 37, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.2.4 Coluna absorvedora com 18 Pratos

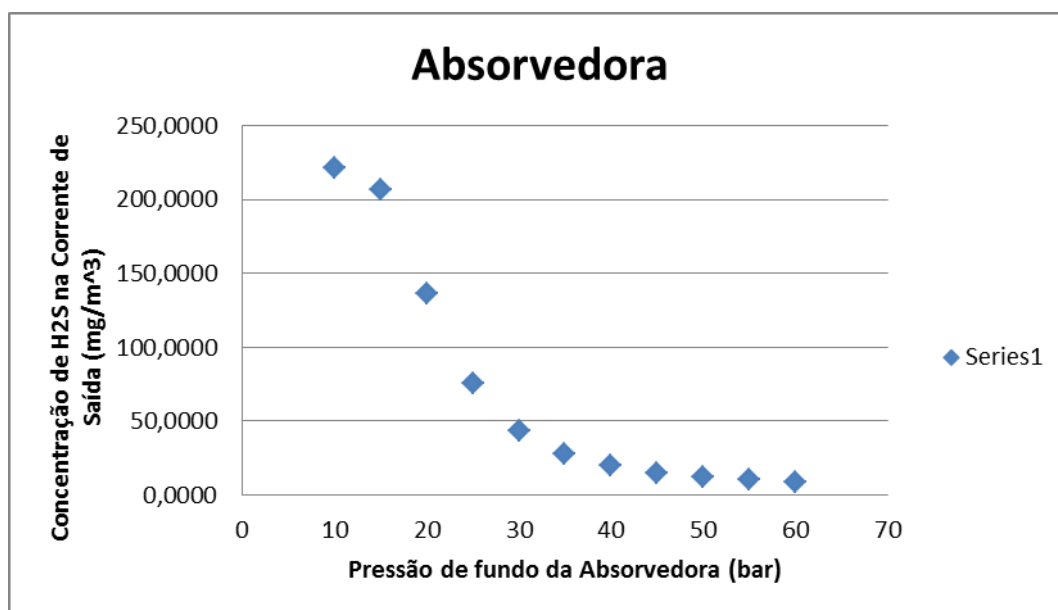


Figura 38: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 38, somente a partir de 60 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.2.5 Coluna absorvedora com 19 Pratos

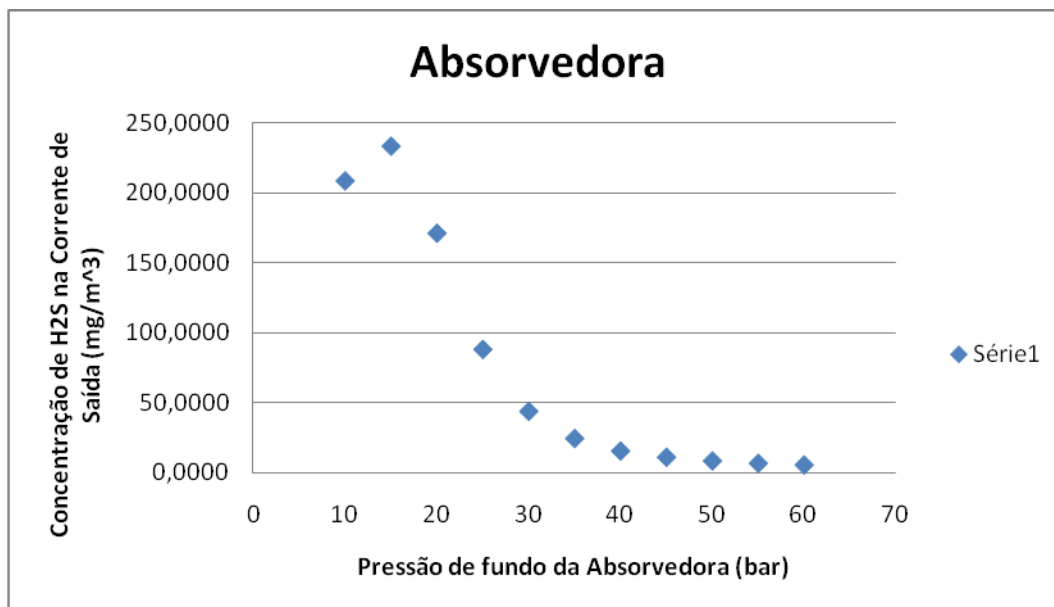


Figura 39: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 39, somente a partir de 50 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.2.6 Coluna absorvedora com 20 Pratos

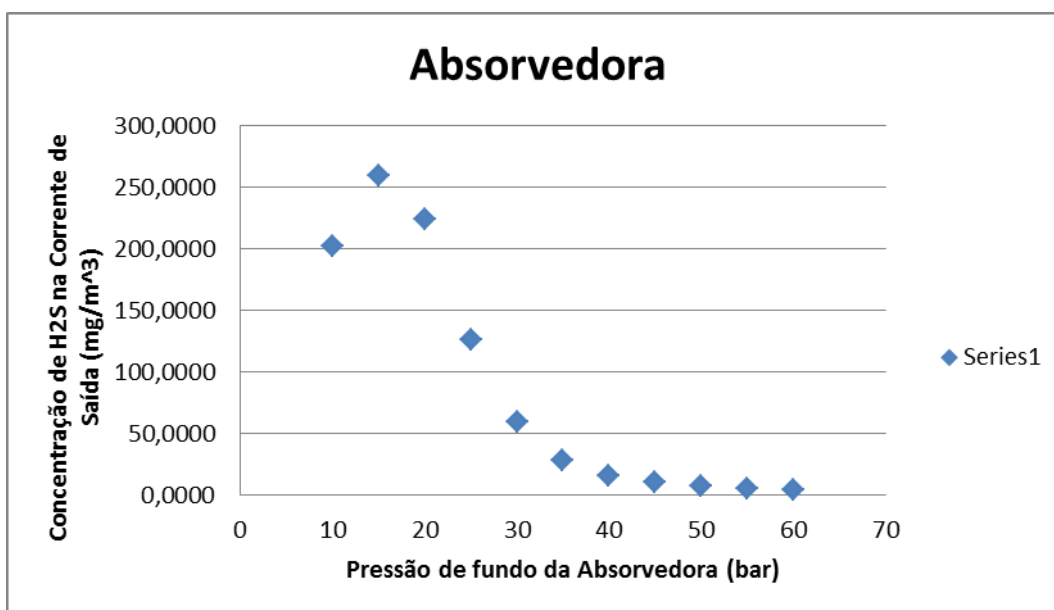


Figura 40: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 40, somente a partir de 50 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.2.7 Coluna absorvedora com 21 Pratos

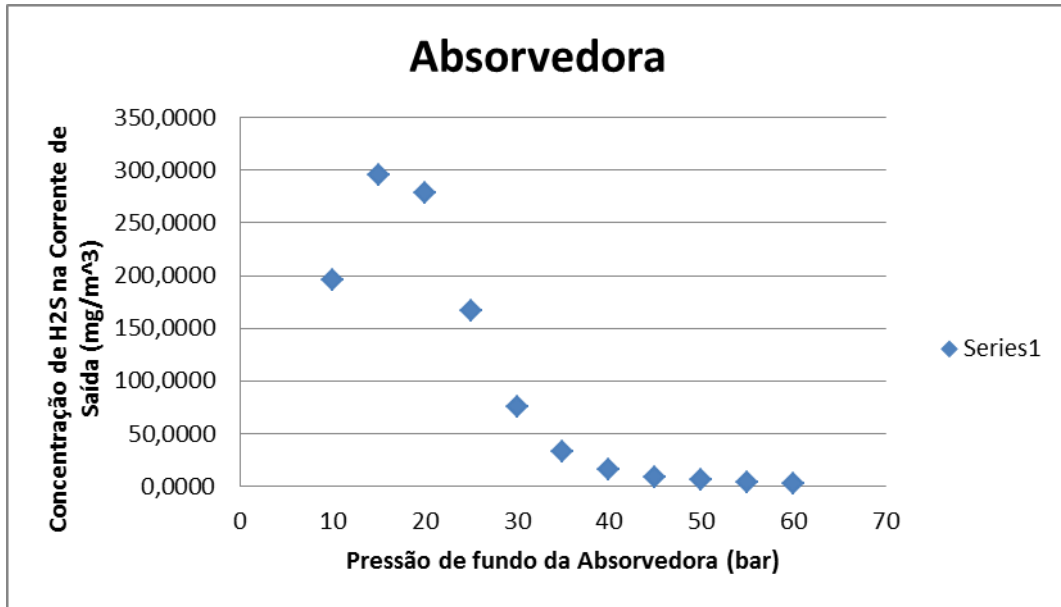


Figura 41: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 3,5 m.

De acordo com a Figura 41, somente a partir de 45 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.3.- Diâmetro da absorvedora de 4 metros

5.2.1.2.3.1 Coluna absorvedora com 15 Pratos

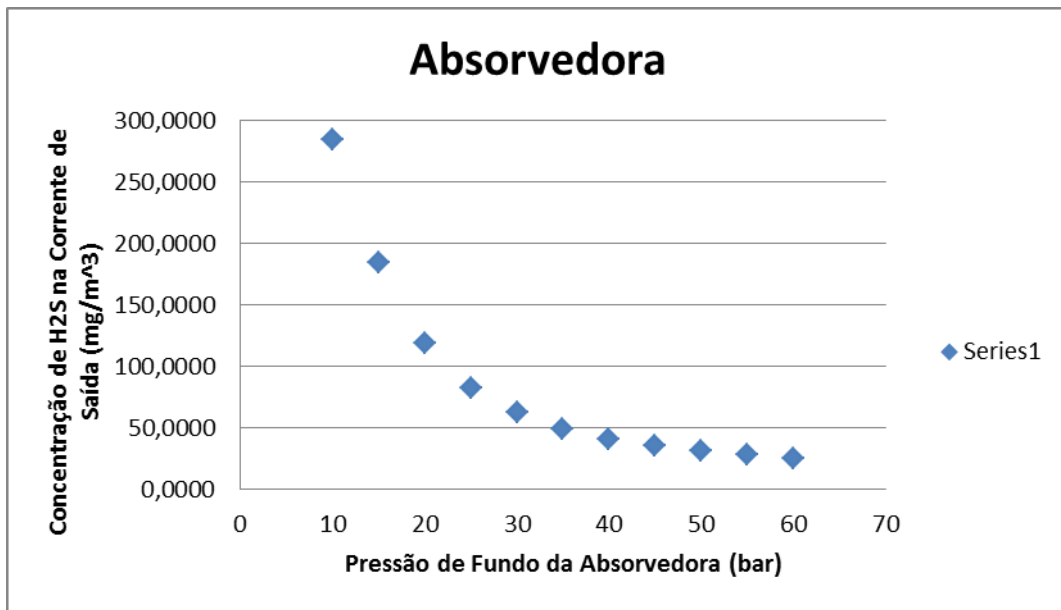


Figura 42: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 15 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 42, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.3.2 Coluna absorvedora com 16 Pratos

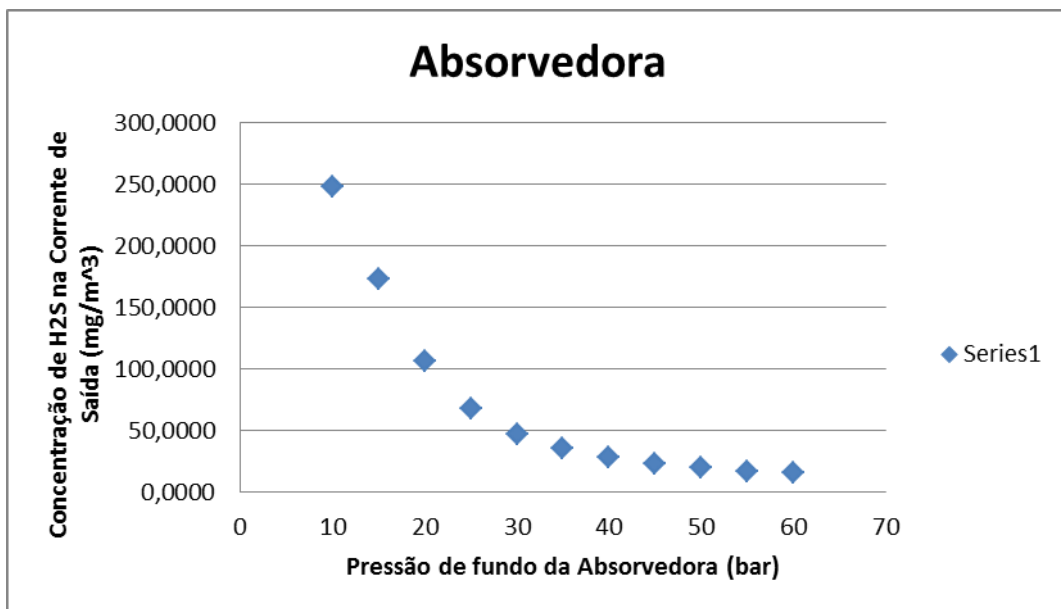


Figura 43: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 16 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 43, a concentração de H₂S nunca atinge a especificação exigida pela legislação.

5.2.1.2.3.3 Coluna absorvedora com 17 Pratos

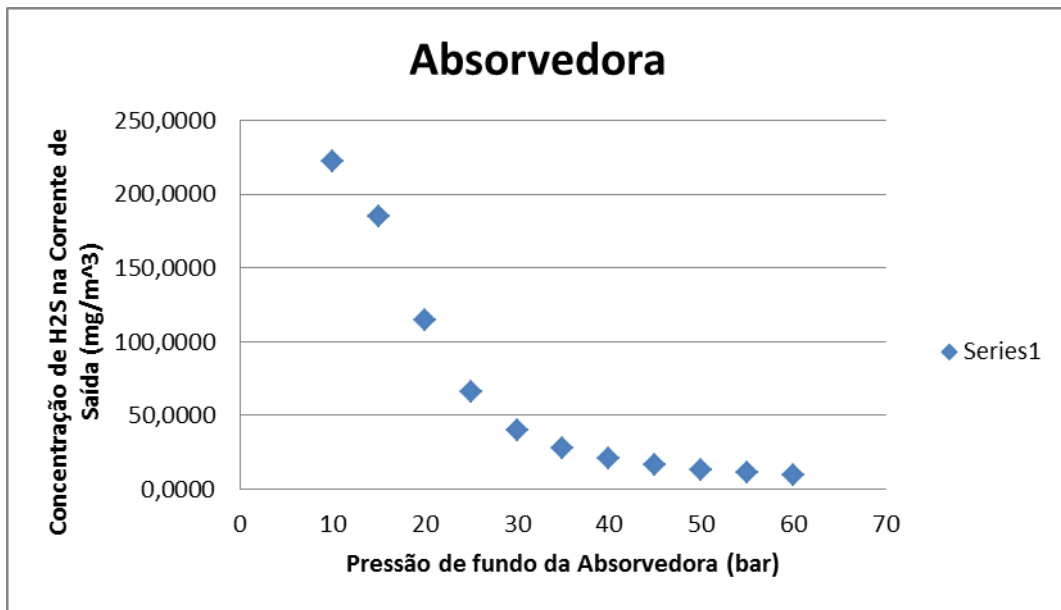


Figura 44: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 17 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 44, somente a partir de 60 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.3.4 Coluna absorvedora com 18 Pratos

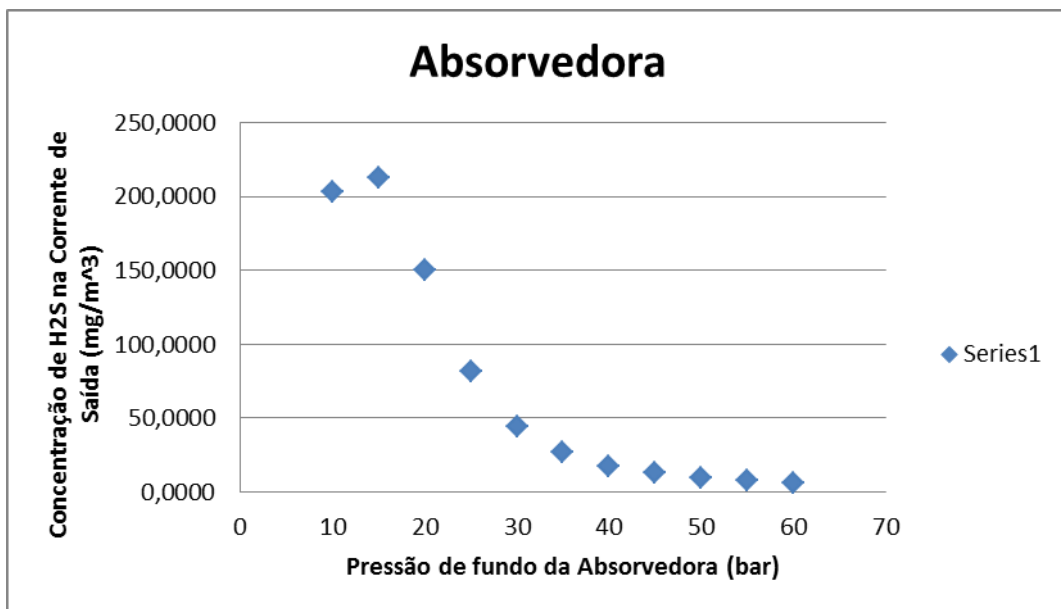


Figura 45: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 18 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 45, somente a partir de 50 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.3.5 Coluna absorvedora com 19 Pratos

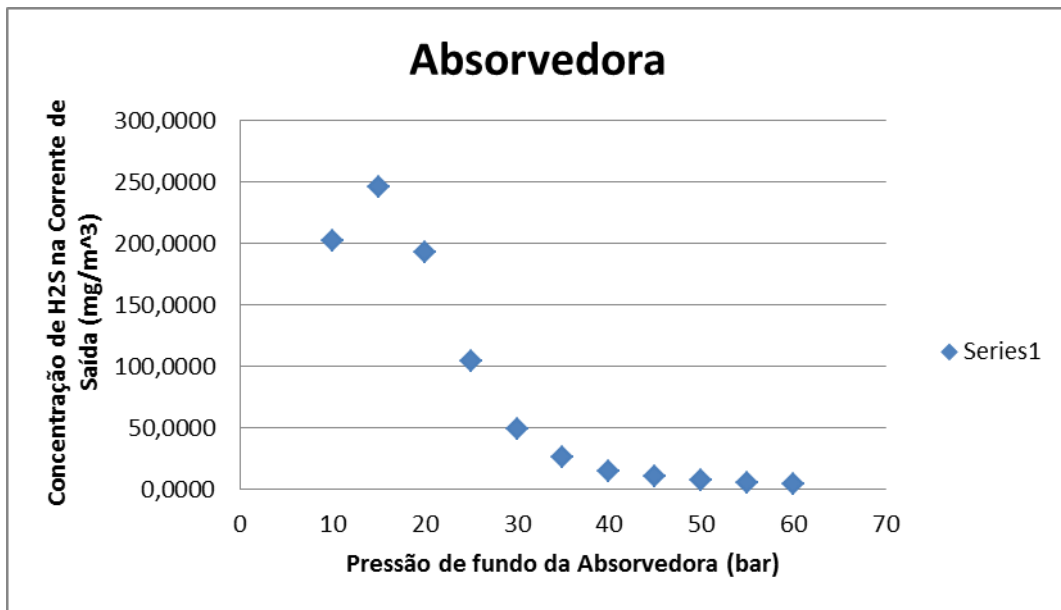


Figura 46: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 19 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 46, somente a partir de 45 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.3.6 Coluna absorvedora com 20 Pratos

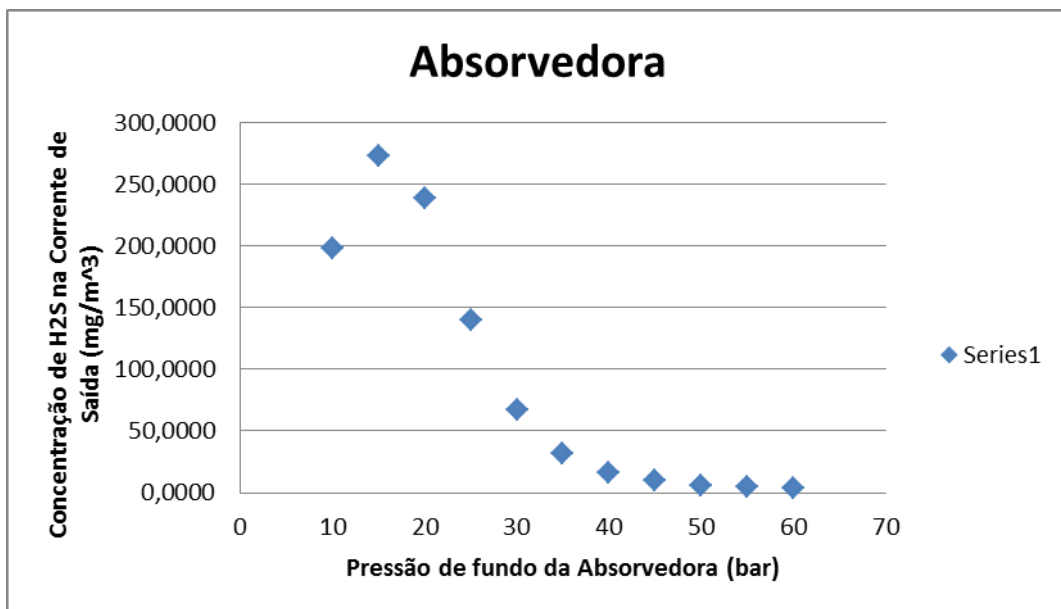


Figura 47: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 20 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 47, somente a partir de 45 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.1.2.3.7 Coluna absorvedora com 21 Pratos

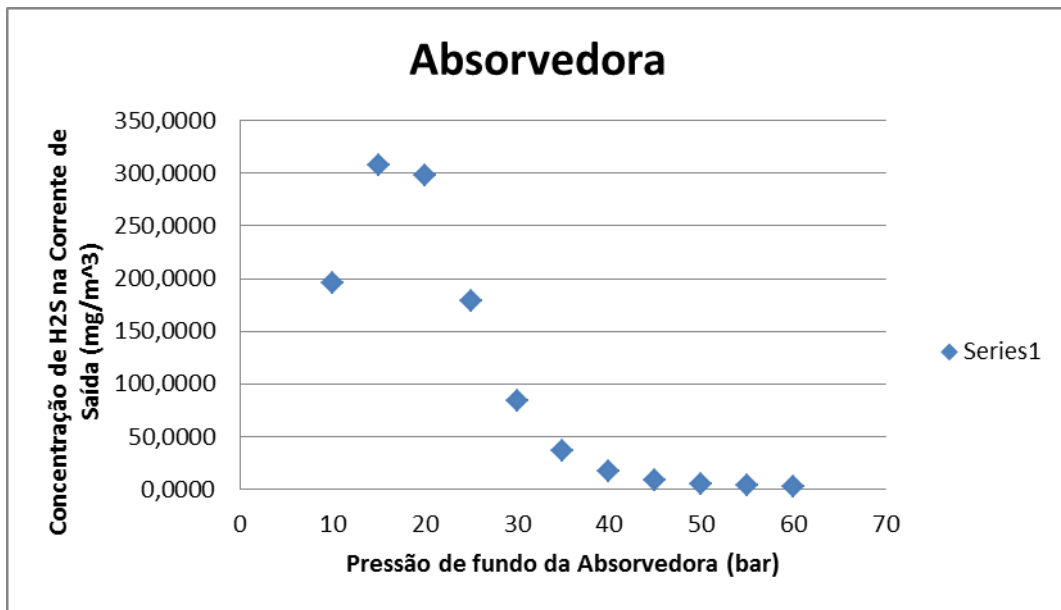


Figura 48: Variação da pressão de operação com número de pratos fixo igual a 21 e diâmetro de 4 m.

De acordo com a Figura 48, somente a partir de 45 bar tem-se a concentração de H₂S dentro dos limites exigidos pela legislação.

5.2.2 Coluna Regeneradora

5.2.2.1 Variação do número de pratos

Na Tabela 16 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S e CO₂ no topo da coluna regeneradora e da razão de refluxo ao variar-se o número de pratos com pressão fixa igual a 1 bar. No caso da regeneradora de MDEA analisou-se a recuperação do CO₂ uma vez que esta solução de amina retém uma quantidade considerável de CO₂ e uma recuperação baixa de CO₂ significaria uma solução de amina mal regenerada.

Tabela 16: Variação do número de pratos regeneradora.

Nº de Pratos	Recuperação H ₂ S	Recuperação CO ₂	RR
5	0,999	0,976	12,6
6	1,000	0,980	12,6

Nº de Pratos	Recuperação H ₂ S	Recuperação CO ₂	RR
7	1,000	0,982	12,6
8	1,000	0,984	12,6
9	1,000	0,982	12,6
10	1,000	0,987	12,6
11	1,000	0,988	12,6
12	1,000	0,989	12,6
13	1,000	0,990	12,6

Foi escolhido, como valor para o projeto sete pratos, uma vez que é o menor número de pratos que garante a recuperação total de H₂S no topo com boa recuperação de CO₂.

5.2.2.2 Variação do prato de alimentação

Na Tabela 17 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S no topo e da razão de refluxo ao variar-se o prato de alimentação, mantendo fixo o número de pratos como sete.

Tabela 17: Variação do prato de alimentação da regeneradora.

Prato de Entrada	Recuperação H ₂ S	Recuperação CO ₂	RR
1	1,000	0,984	12,6
2	1,000	0,982	12,6
3	1,000	0,980	12,6
4	0,999	0,977	12,6
5	0,998	0,972	12,7

Foi escolhido, o segundo prato para a alimentação para o projeto.

5.2.2.3 Variação da pressão de operação

Na Tabela 18 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S e do CO₂ no topo e para a razão de refluxo ao variar-se a pressão de operação com número de pratos fixo igual a cinco.

Tabela 18: Variação da pressão de operação da regeneradora.

Pressão (bar)	Recuperação H ₂ S	Recuperação CO ₂	RR
1,0	1,000	0,982	12,6
1,5	1,000	0,990	12,3
2,0	1,000	0,994	12,0

Não foi possível aumentar mais a pressão uma vez que o aumento de pressão levou a um aumento exagerado de temperatura até que esta excedesse os limites pré-estabelecidos pelo o pacote termodinâmico do simulador.

5.2.2.4 Variação da carga térmica

Na Tabela 19 encontram-se os resultados para a recuperação de H₂S e do CO₂ no topo e da razão de refluxo ao variar-se a carga térmica no refeedor com pressão de operação e com número de pratos fixos.

Tabela 19: Variação da carga térmica da regeneradora.

Carga Térmica (kJ/h)	Recuperação H ₂ S	Recuperação CO ₂	RR
1,80E+09	1,000	0,982	12,6
2,00E+09	1,000	0,98	14,2
2,40E+09	1,000	0,983	17,4
2,60E+09	1,000	0,984	19
2,80E+09	1,000	0,984	20,6
3,00E+09	1,000	0,985	22,1

Carga Térmica (kJ/h)	Recuperação H₂S	Recuperação CO₂	RR
3,20E+09	1,000	0,986	23,7
3,40E+09	1,000	0,986	25,3
3,60E+09	1,000	0,987	26,9
3,80E+09	1,000	0,987	28,5
4,00E+09	1,000	0,988	30,1
4,20E+09	1,000	0,989	31,7
4,80E+09	1,000	0,99	36,4
5,50E+09	1,000	0,987	41,2
7,00E+09	1,000	0,989	53,9
7,90E+00	1,000	0,989	61,1
8,30E+09	1,000	0,991	64,2
8,50E+09	1,000	0,993	65,8
8,70E+09	1,000	0,995	67,3
8,90E+09	1,000	0,999	68,8
9,00E+09	1,000	1,000	69,6

5.3. Resultados

5.3.1 DEA

5.3.1.1.- Coluna Absorvedora

Os melhores resultados foram os demonstrados na Tabela 20.

Tabela 20: Resultados para a absorvedora da unidade de DEA.

Pressão	Temperatura	Nº de pratos teóricos	Diâmetro da Coluna
50 bar	30 °C	18	3,5 m

5.3.1.2.- Coluna Regeneradora

Os melhores resultados foram os demonstrados na Tabela 21.

Tabela 21: Resultados para a regeneradora da unidade de DEA.

Pressão	Carga Térmica	Nº de pratos teóricos	Prato de Alimentação
1 bar	2,65E+09 kJ/h	5	2

5.3.2 MDEA

5.3.2.1 Coluna Absorvedora

Os melhores resultados foram os demonstrados na Tabela 22.

Tabela 22: Resultados para a absorvedora da unidade de MDEA.

Pressão	Temperatura	Nº de pratos teóricos	Diâmetro da Coluna
50 bar	30 °C	18	4,0 m

5.3.2.2 Coluna Regeneradora

Os melhores resultados foram os demonstrados na Tabela 23.

Tabela 23: Resultados para a regeneradora da unidade de MDEA.

Pressão	Carga Térmica	Nº de pratos teóricos	Prato de Alimentação
1 bar	1,8E+09 kJ/h	7	2

5.4. Conclusão

Através do estudo de variação dos parâmetros de operação e de dimensionamento, foi possível identificar que as pressões, altura e diâmetro das colunas e o calor do refeedor da regeneradora têm grande impacto nas respostas do sistema. Outro fator notado, é que devido a vazão fornecida pela literatura [2] ser elevada os equipamentos de uma forma geral apresentaram grandes dimensões, especialmente as colunas absorvedoras de pratos, que tiveram sua altura limitada pelo máximo fornecido na literatura [17].

Com relação ao uso de aminas diferentes, estes seguiram a tendência atual em relação ao tipo de amina usada no mercado. A DEA obteve altas porcentagens de absorção e de regeneração, com vazões menores, o que justifica o porquê de ser o tipo de amina mais amplamente utilizada na

indústria. O uso de MDEA é geralmente mais indicado quando o objetivo da planta é absorver H₂S. Porém, quando se utilizou essa amina, obtiveram-se resultados piores, uma vez que, mesmo sendo permitida a utilização de concentrações maiores, esta absorveu mais CO₂ do que a DEA, logo, precisou de uma vazão mais elevada. Assim, os equipamentos ficaram todos maiores elevando o custo final, esta diferença ficou expressiva ao se analisar a diferença das absorvedoras que usam DEA para as que usam MDEA.

6. AVALIAÇÃO DE CUSTOS

Com a simulação dos seis casos citados anteriormente no UniSim Design foi possível obter os principais dados do processo e dos equipamentos envolvidos, sendo possível assim um cálculo do custo preliminar.

Existem algumas formas de se calcular o custo preliminar de um processo químico. Estas devem ser selecionadas e aplicadas de acordo com as circunstâncias do processo e com os objetivos do estudo em questão.

Não foi possível neste trabalho uma análise completa com um fluxo de caixa detalhado e o cálculo de alguns indicadores econômicos importantes como a taxa de interna de retorno (TIR) e o valor presente líquido (VPL), uma vez que, trata-se de uma planta de purificação, ou seja, não temos matérias primas e produtos. Como carga do processo, temos o gás contaminado e fora da legislação, ou seja, sem valor comercial, e o mesmo limpo ao final do processo. O que deveria ser feita e que ficará como sugestão para trabalhos futuros, seria a análise da planta como um todo desde a extração do gás natural do poço.

O objetivo desta análise de custos é de comparar, através do custo do ISBL (Inside Battery Limits), custo esse estimado a partir da metodologia utilizada ^[17], os seis processos analisados neste trabalho.

6.1. Metodologia

A estimativa do custo de uma planta pode ser feita de duas formas: a partir de uma planta similar já existente, ou considerando uma planta completamente nova. No caso de uma planta existente, trabalha-se com o fator de escala de produção para se fazer uma análise para o custo. No caso de uma planta nova, o custo preliminar é calculado através da soma dos custos individuais dos equipamentos, calculados pela metodologia proposta^[17], lembrando que as correlações utilizadas valem para o ano de publicação da mesma, ou seja, faz-se necessário o uso de um fator de correção para os anos.

Existem diversos fatores que podem ser utilizados, dentre estes os mais usados são o CE INDEX e o M&S (“Marshall & Swift Equipment Cost Index”).

Esta correção é feita da seguinte forma:

$$CM = CM_{base} * \frac{I_{atual}}{I_{base}} \quad (14)$$

Onde:

CM = Custo Atualizado;

CM base = Custo calculado no ano da metodologia usada;

I atual = Índice atualizado para o ano corrente;

I base = Índice do ano da metodologia usada;

A Tabela 24 apresenta uma estimativa do peso médio dos equipamentos no custo total da planta.

Tabela 24: Estimativa do peso médio dos equipamentos no custo total da planta

COMPONENTES DO CUSTO	PESO MÉDIO (%)
Equipamentos	61,0
- Equipamentos e máquinas	31,1
- Tubulação, válvulas e conexões	12,2
- Instrumentação e controle	4,3
- Bombas e compressores	4,3
- Equipamento elétrico	3,1
- Estruturas, isolamentos e tintas	6,1
Mão-de-obra de construção e instalação	22,0
Prédios, materiais e mão-de-obra	7,0
Engenharia e supervisão	10,0

FONTE:^[18]

A forma mais precisa de se obter o custo de um equipamento é através do contato direto com o fabricante, uma vez que este pode fornecer um custo mais real. Outra forma seria utilizar o custo de um equipamento semelhante que tenha sido comprado recentemente. Essas formas anteriores são formas difíceis de serem feitas tratando-se de um trabalho científico. Assim como última opção, pode-se recorrer a metodologias de cálculo de custos estas

acarretam em erros maiores, porém são bem mais viáveis de serem feitas. Para tal, foram utilizadas correlações descritas em metodologias, estas são separadas por equipamento.

O dimensionamento dos equipamentos foi feito com base nos dados obtidos nas simulações do UniSim Design e utilizando regras heurísticas, fórmulas matemáticas e tabelas apresentadas por Seider et al. (2003)^[17], estas encontram descritas a seguir e foram separadas por equipamento. De posse de todas as dimensões dos equipamentos, foi possível calcular o custo de cada um deles pela metodologia proposta. Os resultados são apresentados a seguir.

6.2. Cálculo de custos por equipamento

6.2.1 Torres

Existem neste processo duas torres, uma absorvedora e uma regeneradora, porém para efeito de dimensionamento a metodologia utilizada é a mesma.

O cálculo de custo da torre se divide em duas partes, a primeira é referente ao custo do casco e a segunda é referente ao custo dos internos, que podem ser pratos ou recheios (randômicos ou estruturados) os cálculos destes encontram-se descritos posteriormente. Abaixo tem-se o descritivo do cálculo de custos do casco das torres.

De acordo com Seider et al. (2003)^[17] para o custo do casco de uma torre é utilizada a seguinte correlação:

$$C_p = F_m * C_v + C_{pl} \quad (15)$$

Onde:

C_p = Custo do Casco;

F_m = Fator Material;

C_v = Custo do casco;

C_{pl} = Custo referente a plataformas e acessos a coluna;

Abaixo será explicado detalhadamente como calcular cada um desses fatores.

6.2.1.1 Fator Material

Este fator dependerá do material escolhido conforme demonstrado na Tabela 25.

Tabela 25: Fator Material

Material de Construção	Fm
Aço carbono	1,0
Aço de baixa liga	1,2
Aço Inox 304	1,7
Aço Inox 316	2,1
Titânio	7,7

Fonte:^[17]

6.2.1.2 Custo do Casco

Este fator é calculado pela seguinte fórmula abaixo:

$$Cv = \exp(7,0374 + 0,18255 * \ln(W) + 0,02297 * (\ln(W)^2)) \quad (16)$$

Onde:

Cv = Custo do casco;

W = Peso do Casco [lbm];

6.2.1.3 Peso do Casco

O peso do casco em libra-massa (W) pode ser calculado pela equação 17:

$$W = \pi * (Di + ts) * (L + 0,8 * Di) * ts * \rho \quad (17)$$

Onde:

W = Peso do Casco [lbm];

D_i = Diâmetro do casco [in];

t_s = Espessura da Parede [in];

L = Comprimento da Coluna [in];

ρ = Densidade do Material da Parede [lbm/in³];

Esta correlação deve ser usada apenas para a faixa de peso de 9000 lbm <W< 2500000 lbm.

De posse da fórmula anterior há necessidade de calcular a altura da coluna, seu diâmetro e a espessura da parede.

6.2.1.4 Altura da Coluna

No cálculo da altura, serão analisados dois casos, uma vez que durante a execução do trabalho utilizou-se colunas de recheio e colunas de pratos, sendo que estas possuem alturas diferentes quando submetidas às mesmas metas.

Para a coluna de pratos utilizou-se uma eficiência do prato ideal para transformá-los assim em pratos reais. Este valor foi obtido na literatura [15] e varia de acordo com a coluna e tipo de serviço que ela está executando. No caso da absorvedora, é apresentada uma eficiência típica de apenas 20%, no caso da regeneradora esta eficiência sobe para 25%.

Para se calcular uma coluna de recheio, é necessária a utilização de um parâmetro chamado HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*) definido como [4]:

$$HETP = \frac{H}{N_t} \quad (13)$$

Onde:

H : Altura total do leito (m);

N_t : Número de estágios teóricos.

No caso da coluna de absorção, o HETP foi definido em função do recheio utilizado. Para Anéis de Pall, o HETP utilizado foi de 1,40 m ^[4] e para IMTP, o HETP utilizado foi de 1,10 m ^[4].

Para o cálculo da altura final da coluna de recheio basta multiplicarmos o HETP pelo número de pratos teóricos obtido na simulação.

6.2.1.5 Diâmetro da Coluna

O diâmetro da coluna foi um parâmetro de variação necessário durante a simulação porque mesmo alcançando o limite máximo de altura permitido para a coluna (175 ft), limite esse imposto pelas regras de heurísticas ^[17], não foi possível atingir as especificações impostas pela legislação para o limite de H₂S, assim foi necessário um aumento no diâmetro até atingir os padrões requeridos.

6.2.1.6 Espessura de Parede

Para o cálculo de espessuras algumas considerações devem ser feitas. Dentre as quais, deve-se analisar se a espessura obtida é maior do que a espessura mínima, dada pela regra de heurística ^[17], para garantir a estabilidade da torre, ou mesmo se para determinada torre deve-se considerar efeitos adicionais de vento ou não. Outro fator interessante é que de acordo com metodologia utilizada deve-se sempre acrescentar 1/8 in levando em consideração uma possível corrosão. E também se deve escolher a espessura padrão correspondente a espessura encontrada. Isso ocorre devido às chapas de aço serem fabricadas em determinadas espessuras padrões.

Assim o procedimento usado para o cálculo encontra-se abaixo:

$$ts = \frac{Pd * Di}{2 * S * E - 1,2 * Pd} \quad (18)$$

Onde:

ts = Espessura da Parede [in];

Pd = Pressão de Projeto[psig];

Di = Diâmetro do casco [in];

S = Tensão máxima permitida [psig];

E = Eficiência de Solda;

6.2.1.7 Pressão de Projeto

Para o cálculo da pressão de projeto, primeiro deve-se avaliar a faixa de pressão de operação, uma vez que o cálculo dependerá destes valores como mostrado a seguir.

- Para pressões de operação menores que 5 psig utiliza-se como pressão de projeto 10 psig.
- Para pressões de operação entre 10 e 1000 psig utiliza-se como pressão de projeto a seguinte equação.

$$Pd = \exp(0,60608 + 0,91615 * (\ln(Po)) + 0,0015655 * \ln(Po)^2) \quad (19)$$

Onde:

Pd = Pressão de Projeto[psig];

Po= Pressão de Operação[psig];

- Para pressões de operação maiores que 1000 psig utiliza-se como pressão de projeto uma folga de 10 % a mais que a pressão de operação.

$$Pd = Po * 1,1 \quad (20)$$

6.2.1.8 Tensão máxima permitida

A tensão máxima é exclusivamente dependente da chamada temperatura de projeto, para obter esta basta somar 50°F a temperatura de operação. Os valores de S encontram-se na Tabela 26.

Tabela 26: Tensão máxima permitida

T (°F)	S(psig)
de -20 até 650	15000,00
700	15000,00

T (°F)	S(psig)
800	14750,00
850	14200,00
900	13100,00

Fonte:^[17]

6.2.1.9 Eficiência de Solda

Esta depende da espessura da parede.

- Para valores menores que 1,25 in usar E=0,85;
- Para valores maiores que 1,25 in usar E=1,0.

Assim deve-se dar um estimativa inicial do valor de E e ao final dos cálculos verificar se a premissa utilizada é verdadeira.

6.2.1.10 Verificação da Espessura e Correções

6.2.1.10.1.- Estabilidade estrutural

De posse do resultado de espessura de parede deve-se primeiramente verificar se esta é maior do que 3/8 in, esta é uma heurística adotada pelo autor para garantir a estabilidade do equipamento, caso não seja deve-se adotar 3/8 in como espessura de parede.

6.2.1.10.2.- Correção para o efeito do vento

A segunda providência é verificar se a seguinte equação é verdadeira.

$$\frac{L^2}{D_i P_d} > 1,34 \quad (21)$$

Se a inadequação não for respeitada, a espessura deve ser corrigida de modo a considerar o efeito do vento conforme a Equação 22:

$$t_v = t_p * (0,75 + 0,22 * E * \frac{L^2}{D_i P_d}) \quad (22)$$

onde:

t_v = Espessura Corrigida da Parede [in];

t_s = Espessura Antiga da Parede [in];

E = Eficiência de Solda;

L = Comprimento da Coluna [in];

D_i = Diâmetro do casco [in];

P_d = Pressão de Projeto[psig];

Caso a Equação 21 seja falsa, não se faz necessária esta correção e $t_v = t_p$.

6.2.1.10.3.- Corrosão

Como dito anteriormente independente do sistema apresentar ou não corrosão deve-se acrescentar a espessura calculada 1/8 in, para aumentar o tempo de vida útil do equipamento.

6.2.1.10.4.- Adequação as chapas comerciais

As torres serão feitas de chapas de aço e estas são vendidas comercialmente apenas em algumas espessuras, ou seja, após encontrar a espessura de parede adequada ao serviço deve-se consultar a Tabela 27 para a correção do valor. A tabela deve ser usada da seguinte forma, primeiramente analisar em que faixa encontra-se a espessura calculada, depois qual espessura comercial é imediatamente superior a espessura calculada, lembrando que para uma faixa apresentada temos todas as espessuras intermediárias que podem ser obtidas somando o incremento ao menor valor da faixa até alcançar-se o maior valor da faixa.

Tabela 27: Adequação as chapas comerciais

Faixa	Incrementos
3/16 até 1/2 in	1/16 in
5/8 até 2 in	1/8 in
2 1/4 até 3 in	1/4 in

Fonte:^[17]

Para diâmetros maiores do que 3 in considerou-se o arredondamento para a obtenção da espessura final.

6.2.1.10.5.- Espessura Final

Feitas todas as correções pertinentes citadas acima, obtém-se o valor final de espessura. Voltando-se à fórmula de cálculo do peso, calcula-se o peso do equipamento e só então torna-se possível o cálculo do custo do equipamento.

6.2.1.11 Cpl – Custo de plataformas de acesso ao equipamento

Para o cálculo deste basta ter-se o diâmetro da coluna e seu comprimento. Estes devem estar compreendidos nas faixas abaixo para viabilizar a aplicação da correlação de cálculo de custo.

$$3ft < Di < 24ft$$

$$27ft < L < 170ft$$

$$Cpl = 237,1 * (Di^{0,63316} * L^{0,80161}) \quad (23)$$

Onde:

Cpl = Custo referente a plataformas e acessos a coluna;

L = Comprimento da Coluna [ft];

Di = Diâmetro do casco [ft];

6.2.1.12 Internos da Torre – Pratos

No caso da utilização de pratos como internos da coluna, para obter-se o custo final deve-se somar o custo do casco com o custo dos pratos.

Para o cálculo do custo dos pratos temos a seguinte correlação.

$$Ct = Nt * Fnt * Ftt * Ftm * Cbt \quad (24)$$

Onde:

Nt = Número de Pratos Reais;

Fnt = Fator dependente do número de pratos;

Ftt = Fator correspondente ao tipo de prato escolhido;

Ftm = Fator Material;

Cbt = Custo base dos pratos;

6.2.1.12.1.- Fnt - Fator dependente do número de pratos

Este fator leva em consideração o número de pratos, se este for menor do que vinte, o fator torna-se maior do que um e é calculado pela **Equação 25**.

$$Fnt = \frac{2,25}{1,0414^{Nt}} \quad (25)$$

Porém se $Nt > 20$ deve-se usar $Fnt = 1$.

6.2.1.12.2.- Ftt - Fator correspondente ao tipo de prato escolhido

Este fator depende do tipo de prato empregado. Ele pode ser obtido na Tabela 28.

Tabela 28: Tipos de Pratos

Tipo de Prato	Ftt
Sieve	1,00
Valve	1,18
Bubble Cap	1,87

Fonte:^[17]

6.2.1.12.3.- Ftm - Fator Material

Este fator relaciona o tipo de material com o seu custo. Os seus valores típicos encontram-se na Tabela 29.

Tabela 29: Fator Material

Material	Ftm
Aço Carbono	1,00

Material	Ftm
303 Aço Inox	1,76
316 Aço Inox	2,11
Carpenter 20CB-3	2,30
Monel	3,41

Fonte:^[17]

6.2.1.12.4.- Cbt - Custo base dos pratos

A equação para o custo base dos pratos é bem simples e só depende do diâmetro da coluna como mostrado abaixo na Equação 26.

$$C_{bt} = 369 * \exp(0,1739 * D_i) \quad (26)$$

Onde:

Cbt = Custo base dos pratos;

Di = Diâmetro do casco [ft];

Porém esta correlação só é válida na seguinte faixa de diâmetro de casco da coluna.

$$2ft < D_i < 16ft$$

6.2.1.13 Torre – Recheios

O custo total da coluna de recheio é dado pela soma do custo do casco da coluna mais o custo do recheio dado pela Equação 27.

$$C_t = V_p * C_{pk} + C_{dr} \quad (27)$$

Onde:

Ct = Custo total do recheio;

Vp = Volume de recheio [ft³];

Cpk = Custo de recheio/ft³;

Cdr = Custo de distribuidores;

6.2.1.13.1.- Volume de recheio

O volume do leito é dado pela Equação 28.

$$V_p = \left(\pi * \frac{D^2}{4} \right) * H \quad (28)$$

Onde:

V_p = Volume de recheio [ft³];

D_i = Diâmetro do casco [ft];

H = Altura de recheio [ft];

6.2.1.13.2.- Altura de recheio

A altura de recheio é calculada do HETP explicado anteriormente.

A conversão é feita multiplicando o HETP pelo número de pratos teóricos obtido como resultado da simulação.

6.2.1.13.3.- Número de Leitos

De acordo com uma regra heurística proposta na literatura ^[16], em colunas de tratamento com aminas devem-se usar leitos recheados de 5m cada um, com redispersão entre os leitos. Isto porque à medida que a fase dispersa percorre o leito, há uma tendência das gotas irem coalescendo e a eficiência de troca de massa começa a cair rapidamente.

6.2.1.13.4.- C_{pk} - Custo de recheio/ft³

Este depende do tipo de recheio e foi obtido da literatura^[17] conforme mostrado na Tabela 30.

Tabela 30: Custo do Recheio

Tipo de recheio	1 in	1,5 in	2 in	3 in	4 in
Selas Berl					
Cerâmico	38	29	22		

Tipo de recheio	1 in	1,5 in	2 in	3 in	4 in
Anel de Rasching					
Aço Carbono	43	32	27	21	
Aço Inox	142	110	87	50	
Cerâmico	21	17	15	12	
Selas Intalox					
Cerâmico	27	22	19	15	
Polipropileno	29		18	9	
Anel de Pall					
Aço Carbono	39	29	25		
Aço Inox	133	102	87		
Polipropileno	29	21	17	13	
Cascade mini-rings					
Aço Inox	106		75	55	41
Cerâmico	71		55	44	
Polipropileno	71		55	44	
Tellerettes					
Polietileno	60				

Fonte:^[17]

6.2.1.13.5.- Cdr - Custo de distribuidores

Este depende da área transversal da coluna e do custo por área de um distribuidor. Este custo deverá ser multiplicado pelo número de distribuidores existentes na coluna.

$$Cdr = At * Nd * Cd \quad (29)$$

Onde:

Cdr = Custo de distribuidores;

At = Área Transversal [ft²];

Nd = Número de distribuidores;

Cd = Custo do distribuidor/ft²;

Como o custo do distribuidor é um valor difícil de ser encontrado na literatura, assim Seider et al.^[17] adotam o valor típico de 100\$/ft².

Para estimar um número de distribuidores usados considerou-se um em cada entrada e um em cada espaçamento dos leitos recheados.

6.2.2 Trocadores de Calor

Os trocadores de calor do processo em questão são todos do tipo casco e tubo. Assim, todos são calculados da mesma forma este procedimento encontra-se descrito abaixo.

$$Cp = Fp * Fm * Fl * Cb \quad (30)$$

Onde:

Cp = Custo dos trocadores de calor;

Fp = Fator dependente da pressão;

Fm = Fator Material;

Fl = Fator referente ao comprimento de tubos;

Cb = Custo base do trocador;

6.2.2.1 Fp - Fator dependente da pressão

Este pode ser obtido através da seguinte correlação:

$$Fp = 0,9803 + 0,018 * \frac{P}{100} + 0,0017 * \frac{P^2}{100} \quad (31)$$

Onde:

Fp = Fator dependente da pressão;

P = Pressão de Operação [psig];

6.2.2.2 Fm - Fator Material

Este fator relaciona o tipo de material com o seu custo. Como os trocadores casco e tubo geralmente são compostos por diferentes materiais, um no casco e um no tubo, este fator considera isto através da equação 32. Onde temos a e b como sendo fatores dependentes dos diferentes materiais. Os seus valores típicos encontram-se na Tabela 31.

Tabela 31: Fator Material

Materiais Casco/Tubo	a	b
Aço Carbono/ Aço Carbono	0,00	0,00
Aço Carbono/ brass	1,08	0,05
Aço Carbono/ Aço Inox	1,75	0,13
Aço Carbono/ Monel	2,1	0,13
Aço Carbono/ Titânio	5,2	0,16
Aço Carbono/ Aço Cr-Mo	1,55	0,05
Aço Cr-Mo/ Aço Cr-Mo	1,70	0,07
Aço Inox/ Aço Inox	2,70	0,07
Monel/ Monel	3,3	0,08
Titânio/ Titânio	9,6	0,06

Fonte:^[17]

A correlação é dada abaixo:

$$Fm = a + \frac{A^b}{100} \quad (32)$$

Onde:

Fm = Fator material;

A = Área do trocador de Calor[ft²];

A área dos trocadores foi obtida dividindo UA, dada na simulação, por U retirado da literatura^[5].O seu cálculo será apresentado no item 6.2.2.5.

No presente trabalho, foi considerado que todos os trocadores têm o casco feito de aço carbono e o tubo sempre será formado de aço inox. FI - Fator referente ao comprimento de tubos

Este fator relaciona o comprimento do tubo com o seu custo.

Tabela 32: Fator Material

Comprimento do Tubo (ft)	FI
8	1,25
12	1,12
16	1,05
20	1,00

Fonte:^[17]

O comprimento de tubo usualmente utilizado é 20 ft, neste trabalho todos os trocadores apresentam tubos de 20 ft..

6.2.2.3 Cb - Custo base do trocador

Este custo depende do tipo do trocador, de sua classificação TEMA, abaixo temos as possíveis combinações.

- Cabeça Flutuante

$$Cb = \exp(11,6670 - 0,8709 * \ln(A) + 0,09005 * \ln(A)^2) \quad (33)$$

- Cabeça Fixa

$$Cb = \exp(11,0545 - 0,9228 * \ln(A) + 0,09861 * \ln(A)^2) \quad (34)$$

- U-Tube

$$Cb = \exp(11,1470 - 0,9186 * \ln(A) + 0,09790 * \ln(A)^2) \quad (35)$$

- Kettle Vaporizer

$$Cb = \exp(11,9670 - 0,8709 * \ln(A) + 0,09005 * \ln(A)^2) \quad (36)$$

Onde:

Cb = Custo base;

A = Área do trocador de Calor[ft²].

No presente trabalho todos os trocadores usados foram os de cabeça flutuante. Na nomenclatura TEMA, AEP.

6.2.2.4 Área de trocador

Esta pode ser obtida a partir de valores típicos para o coeficiente global de transferência de calor (Tabela 33), e dividindo-os pelo valor de UA, dado pelo simulador.

Tabela 33: Coeficientes Globais de Transferência de Calor.

U (W/m ² . K)	Mínimo	Máximo	Média
Water Coolers			
Gás (até 3,5 Mpa)	200	285	243
Gás (de 3,5 até 7 Mpa)	285	455	370
Gás (maiores que 7 Mpa)	455	570	513
Gasolina	395	510	453
MEA	740	850	795
Ar	85	140	113
Água	965	1135	1050
Water Condensers			
Regeneradora de Amina	570	625	598
Condensador de Topo	395	455	425
Hidrocarbonetos Leves	480	765	623
Reboilers			
Vapor	795	910	853
Óleo quente	510	680	595
Glicol	55	115	85
Amina	570	680	625
Geral			
Óleo-Óleo	455	570	513
Propano-Propano	570	740	655
MEA Rica-MEA Pobre	680	740	710
Gás-Gás (até 3,5 Mpa)	285	395	340
Gás (por volta de 7 Mpa)	310	425	368

U (W/m ² . K)	Mínimo	Máximo	Média
Gás - Chiller Propano	340	510	425
Fired Heaters Indiretos	250	300	275

Fonte:^[5]

6.2.3 Vaso de Flash

Para o cálculo de custo do vaso de flash antes é necessário o dimensionamento do mesmo, o procedimento encontra-se descrito abaixo.

Primeiramente, o volume do vaso deve ser calculado pela seguinte equação.

$$V_{\text{vaso}} = 2 * Q_l * t \quad (37)$$

Onde:

V_{vaso} = volume do vaso [m³];

Q_l = vazão de líquido [m³/s];

t = tempo retenção [s];

6.2.3.1 Tempo retenção

O tempo de retenção é um parâmetro estipulado, conforme a literatura, para sistemas envolvendo aminas. O tempo de retenção típico é de 10 min.

6.2.3.2 Dimensões do Vaso

De posse do volume do vaso, para encontrar suas dimensões torna-se necessária a utilização de uma regra de heurística que diz que para vasos verticais a seguinte proporção deve ser respeitada:

$$3 \leq \frac{L}{D} \leq 5$$

Assim, sabendo que:

$$V_{\text{vaso}} = \frac{\pi * D^2}{4} * L \quad (38)$$

Consegue-se obter L e D.

Neste trabalho utilizou-se $L/D=3$.

6.2.3.3 Custo do Vaso

O procedimento para o cálculo do custo do vaso é feito da mesma forma do cálculo do casco da coluna. Para rever tal procedimento ver item 6.2.1.

6.2.4 Bomba

Para calcular o custo da bomba de forma correta e precisa, dois fatores são de fundamental importância, a vazão e o *head* necessário.

6.2.4.1 Vazão

Esta pode ser obtida na simulação e deve ser convertida para gal/min para a sua utilização nas correlações.

6.2.4.1.1.- *Head*

O *Head* é medido em metros e significa a pressão (em termos de altura), que o equipamento consegue descarregar. Para entender melhor como calcula-se o *head* primeiramente deve-se observar a Figura 49.

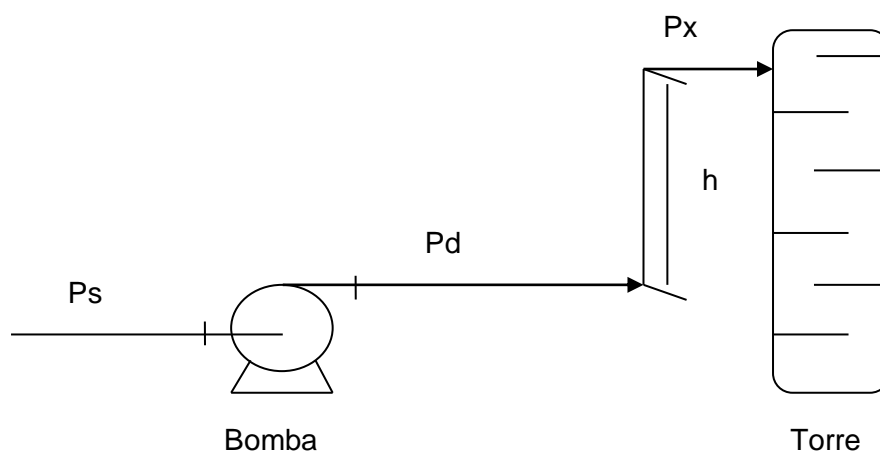


Figura 49: Esquemático das Bombas

O cálculo do *head* é feito conforme a equação 39.

$$H = \left(h + \frac{Pd}{\rho * g} \right) - \frac{Ps}{\rho * g} \quad (39)$$

Sendo $g = 9,8 \text{ m/s}^2$.

6.2.4.2 Custo da bomba

O custo da bomba pode ser obtido conforme a equação 40.

$$C_p = F_t * F_m * C_b \quad (40)$$

Onde:

C_p = Custo da bomba;

F_t = Fator correspondente ao tipo de bomba;

F_m = Fator Material;

C_b = Custo base da bomba;

6.2.4.3 F_t - Fator correspondente ao tipo de bomba

Este fator deve ser escolhido de acordo com a vazão de operação e o *head*. Seu valor pode ser obtido na Tabela 34.

Tabela 34: Fator correspondente ao tipo de bomba

Vazão (gmp)	Head (ft)	Máximo do Motor Hp	F_t
50-900	50-400	75	1,00
50-3500	50-200	200	1,50
100-1500	100-450	150	1,70
50-5000	50-500	250	2,00
50-1100	300-1100	250	2,70
100-1500	650-3200	1450	8,90

Fonte:^[17]

6.2.4.4 Fm - Fator Material

Este fator depende do material escolhido para a bomba e pode ser obtido da Tabela 35.

Tabela 35: Fator Material

Material	Fm
Ferro fundido	1,00
Ferro fundido dúctil	1,15
Aço fundido	1,35
Bronze	1,90
Aço Inox	2,00
Hastelloy C	2,95
Monel	3,30
Níquel	3,50
Titânio	9,70

Fonte:^[17]

6.2.4.5 Cb - Custo base da bomba

O custo base pode ser obtido através da seguinte correlação.

$$Cb = \exp(9,2951 - 0,6019 * \ln(S) + 0,0519 * \ln(S)^2) \quad (41)$$

Onde:

Cb = Custo base;

S = Fator relacionado a capacidade da bomba;

6.2.4.6 S - Fator relacionado à capacidade da bomba

$$S = Q * H^{0,5} \quad (42)$$

Onde:

S = Fator relacionado à capacidade da bomba;

Q = Vazão da Bomba [m³/s];

H = *Head* da bomba [m];

6.2.5 Resultados

6.2.5.1 Colunas

6.2.5.1.1.- Absorvedora

6.2.5.1.1.1 DEA

Os resultados de custo para a absorvedora com DEA encontram-se descritos na Tabela 36.

Tabela 36: Custo Absorvedora DEA

Tipo de Coluna	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
Pratos	1.621.347,16
Recheio – Anéis de Pall	1.785.292,92
Recheio - IMTP	1.597.915,12

6.2.5.1.1.2 MDEA

Os resultados de custo para a absorvedora com MDEA encontram-se descritos na Tabela 37.

Tabela 37: Custo Absorvedora MDEA

Tipo de Coluna	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
Pratos	3.093.603,72
Recheio – Anéis de Pall	3.401.844,25
Recheio - IMTP	3.218.163,93

6.2.5.1.2.- Regeneradora

Para o cálculo de custo da regeneradora foram considerados dois materiais aço carbono e aço inox, sendo utilizados juntos, o aço inox só é utilizado como uma fina camada na parte mais quente da regeneradora, ou seja, no fundo.

6.2.5.1.2.1 DEA

Os resultados de custo para a regeneradora com DEA encontram-se descritos na Tabela 38.

Tabela 38: Custo Regeneradora DEA

Tipo de Coluna	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
Pratos	164.100,70
Recheio – Anéis de Pall	175.212,03
Recheio - IMTP	163.481,87

6.2.5.1.2.2 MDEA

Os resultados de custo para a regeneradora com MDEA encontram-se descritos na Tabela 39.

Tabela 39: Custo Regeneradora MDEA

Tipo de Coluna	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
Pratos	241.511,30
Recheio – Anéis de Pall	241.690,04
Recheio - IMTP	208.645,32

6.2.5.2 Trocadores de Calor

6.2.5.2.1.- DEA

Os resultados de custo para os trocadores da simulação usando a DEA encontram-se descritos na Tabela 40.

Tabela 40: Custo Trocadores - DEA

Trocador de Calor	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
E-100	48.646,80
E-101	50.698,51
Condensador	68.240,95
Refervedor	80.276,14

6.2.5.2.2.- MDEA

Os resultados de custo para os trocadores da simulação usando a MDEA encontram-se descritos na Tabela 41.

Tabela 41: Custo Trocadores - MDEA

Trocador de Calor	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
E-100	49.536,01
E-101	51.750,79
E-102	54.605,00
Condensador	50.821,03
Refrervedor	91.304,36

6.2.5.3 Vaso de Flash

6.2.5.3.1.- DEA

O resultado de custo para o vaso de flash da simulação usando a DEA encontra-se descrito na Tabela 42.

Tabela 42: Custo Vaso de Flash- DEA

Vaso	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
V-100	258.518,12

6.2.5.3.2.- MDEA

O resultado de custo para o vaso de flash da simulação usando a MDEA encontra-se descrito na Tabela 43.

Tabela 43: Custo Vaso de Flash - MDEA

Vaso	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
V-100	526.828,42

6.2.5.4 Bombas

Para o cálculo de custos das bombas em ambos os casos foram consideradas quatro bombas operando, duas em série e duas em paralelo, e

mais duas outras bombas reservas. O custo mostrado nas tabelas abaixo é referente à soma do custo individual das seis bombas do processo.

6.2.5.4.1.- DEA

O resultado de custo para as bombas da simulação usando a DEA encontra-se descrito na Tabela 44.

Tabela 44: Custo das bombas - DEA

Bombas	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
P-100 A/B/C/D/E/F	113.550,57

6.2.5.4.2.- MDEA

O resultado de custo para as bombas da simulação usando a MDEA encontra-se descrito na Tabela 45.

Tabela 45: Custo das bombas - MDEA

Vaso	Custo Total Atualizado 2009 (\$)
P-100 A/B/C/D/E/F	183.001,53

7. CONCLUSÃO

As plantas de aminas para remoção de H₂S do gás natural são de grande importância atualmente, tendo em vista as cada vez mais rígidas restrições em relação às emissões de gases ácidos. Sendo a emissão desses gases ácidos de grande prejuízo ao meio ambiente, a existência dessas unidades é de extrema importância, criando uma forte demanda para o uso dessas tecnologias.

A DEA teve um melhor desempenho o que provavelmente ocorreu, pois ao se fazer uso do simulador em estado estacionário, observa-se o sistema em equilíbrio, e a diferença entre a DEA e a MDEA (amina secundária da amina terciária) encontra-se justamente nas velocidades de reação, ou seja, na cinética. No equilíbrio, esta diferença não pode ser observada.

Outro fator que deve ser considerado é o fato de não se produzir MDEA no Brasil. De qualquer forma como recomendação, pode-se fazer um estudo mais aprofundado, que leve em consideração o fato da corrosão no processo com MDEA ser bem menos relevante, o que pode acarretar em maiores tempos de operação levando assim a um retorno maior do investimento feito e também um estudo da cinética da reação.

Com relação ao uso do recheio ou prato, como se pode ver na Tabela 46 e na Tabela 47, o custo das colunas que utilizam o recheio de IMTP é praticamente o mesmo do custo dos pratos, com a diferença das colunas serem menores. Ou seja, deve-se analisar profundamente o uso e aplicação de determinado recheio, e ponderar seus defeitos com qualidades e ver se é vantajoso o uso do recheio, uma vez que por custo viu-se que não faz diferença considerável.

Uma vantagem observada na utilização da MDEA é o menor uso de energia, uma vez que a carga térmica requerida no refeedor da coluna regeneradora é menor do que a requerida no processo que utiliza DEA.

Tabela 46: Custo Final dos Processos (em dólares norte-americanos)

Caso	A	B	C	D	E	F
Custo Total	2.405.378,9	2.580.436,0	2.381.328,1	4.342.962,2	4.651.381,4	4.434.656,4

Para uma melhor visualização dos resultados da avaliação econômica, a Tabela 47 apresenta os resultados em forma de porcentagem, onde tem-se todos os custos em relação ao menor custo.

Tabela 47: Comparação dos Custos Finais dos Processos

Caso	A	B	C	D	E	F
%	101,01	108,36	100,00	182,38	195,33	186,23

Durante a realização do projeto surgiram propostas para futuros trabalhos que poderiam complementar o material apresentado. Existem sempre inúmeras possibilidades, porém as consideradas de maior importância para estudos posteriores são:

- Utilizar diferentes concentrações de H₂S no gás natural e de amina no solvente;
- Analisar outros tipos de aminas e novas combinações delas;
- Simular o comportamento da planta considerando o gás natural composto de mais tipos de hidrocarbonetos e observar o comportamento da planta;
- Simular mais tipos de recheios;
- Realizar um estudo detalhado da cinética das reações e estudar as diferenças das aminas;
- Fazer um levantamento de custo mais completo e aprofundado;
- Montagem e simulação da planta saindo com o gás natural bruto desde o poço de petróleo;
- Otimização da planta de modo a corrigir as condições de operação.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ALIABADI, Z.; HASSAN, MIRZAEI, SOMAYE. Using Mixed Amine Solution for Gas Sweetening. World Academy of Science, Engineering and Technology 58 2009.
- [2] AL-SOBHI, S.A. Simulation and Integration of Liquefied Natural Gas (LNG) Processes. Office of Graduate Studies of Texas A&M University, 2007
- [3] ASPEN HYSYS Simulation Basis. Aspen Technology Inc, 2006.
- [4] CALDAS, J.N.; LACERDA, A.I.; VELOSO, E.; PASCHOAL, L.C.M. Internos de Torres, Pratos e Recheios, 1ª edição, EdUERJ, 2003.
- [5] CAMPBELL, John M. Gas Conditioning and Processing. USA: Campbell Petroleum Series, 1992, 7th Edition.
- [6] Chemical Engineering Plant Cost Index, Estados Unidos, Editora, Edição de Novembro de 2009.
- [7] DUPART, T.R.; BACON, T.R.; EDWARDS, D.J. Understanding corrosion in alkanolamine gas treating plants – Parts 1 & 2. Hydrocarbon Processing, 1993.
- [8] Honeywell. Apresenta informações do software UniSim Design. Disponível em: <http://www.honeywell.com>. Acesso em 02 de agosto de 2010.
- [9] JENAB, M.H.; VAHIDI, M.; MEHRABI, M. Solubility of Carbon Dioxide in Aqueous Mixtures of DIPA + MDEA and DIPA + PZ Solutions. Journal of the Chinese Chemical Society, 2006, 53, 283-286.
- [10] MANNING, F.S.; THOMPSON, R.E. Oilfield Processing of Petroleum, Volume 1, Natural Gas, Pennwell Pub, 1991.
- [11] ØI, L.E. Aspen HYSYS Simulation of CO₂ Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant. SIMS2007 Conference, Gøteborg, October 30-31st 2007.

[12]OLI Systems. ESP FLOWSHEET SIMULATION - Gas Sweetening using DEA.

Disponível em: <http://support.olisystems.com/ApplicationBriefs/Briefs%20-%20Gas%20Sweetening%20using%20DEA.pdf>. Acessado em 02 de Janeiro de 2011.

[13]PETROBRAS; (2005). “Planejamento Estratégico (2003-2007)”.

Disponível em:
http://www2.petrobras.com.br/portal/frame_ri.asp?pagina=/ri/port/Apresentacoesventos/Apresentacoes/Apresentacoes.asp. Acessado em 27 de Dezembro de 2010.

[14]POLASEK, J.C..DONELLY, S.T.. BULLIN, J.A.. The use of MDEA and Mixtures of Amines for Bulk CO₂ Removal. Bryan Research & Engineering Inc and Propak Systems Inc, 1990.

[15]Portaria da Agência Nacional de Petróleo nº 104 - Especificação do gás natural a ser comercializado em todo o território nacional, 2002.

[16]ROSA, C.A.R. Curso de Tratamento com Aminas. Rio de Janeiro: Ed. PETROBRAS, 2008.

[17] SEIDER, W.D.; SEADER, J.D.; LEWIN D.R. Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation. John Wiley and Sons, 2004,
Second Edition.

[18]TURTON, R.; BAILIE, R.C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. Prentice Hall, 2009, Third Edition.

[19]VIEIRA, P. L.; GARCIA, C. B.; GUIMARÃES, H. B.; TORRES, E. A.; PEREIRA, O. L.S. Gás Natural – Benefícios Ambientais no Estado da Bahia. Salvador: Solisluna Design e Editora, 2005.132p