



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



Felipe Marques Borges

**SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE ADOÇAMENTO DO
TRATAMENTO PRIMÁRIO DO GÁS NATURAL EM
PLATAFORMAS DE EXTRAÇÃO *OFFSHORE***

Uberlândia – MG – Brasil

2023



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**



Felipe Marques Borges

**SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE ADOÇAMENTO DO
TRATAMENTO PRIMÁRIO DO GÁS NATURAL EM
PLATAFORMAS DE EXTRAÇÃO *OFFSHORE***

**Monografia de graduação apresentada
à Universidade Federal de Uberlândia
como parte dos requisitos para a
aprovação na disciplina Trabalho de
Conclusão de Curso do curso de
Engenharia Química.**

Uberlândia – MG – Brasil

2023

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA MONOGRAFIA DA DISCIPLINA DE
TRABAHO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE FELIPE MARQUES BORGES
APRESENTADA À UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA EM 19/01/2023.

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. Adilson José de Assis

Orientador – FEQUI/UFU

Prof. Dr. Thiago Vaz da Costa

FEQUI/UFU

Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro

FEQUI/UFU

RESUMO

O gás natural retirado dos poços de extração possui em sua composição moléculas com características ácidas consideradas contaminantes, como: sulfeto de hidrogênio (H_2S) e dióxido de carbono (CO_2) que precisam ser separadas e removidas da corrente principal. A principal razão pela qual é importante remover o H_2S da corrente de gás natural é a sua toxidez, enquanto o CO_2 : corrosividade.

Este trabalho teve como objetivo o estudo da etapa de adoçamento do tratamento primário do gás natural realizado através de uma solução aquosa de amina como absorvente e de uma coluna de absorção. Ainda, avaliar a influência da pressão de operação da coluna absorvedora na separação desses contaminantes da corrente de interesse.

As simulações foram realizadas no simulador comercial AVEVA™ PRO/II™, versão 2021. A planta simulada foi composta por uma coluna de absorção, uma coluna de regeneração, um vaso de Flash e trocadores de calor. A pressão na coluna de absorção foi variada de 2 a 10 atm para que fossem estudados os efeitos dessa variável na absorção dos gases ácidos.

O estudo mostrou que a coluna de absorção foi capaz de retirar os contaminantes ácidos da corrente de gás natural em todas as condições simuladas e que a absorção é pouco afetada com a variação da pressão de operação. Também, que a regeneração da solução de amina aconteceu sem grandes perdas de material e que o processo simulado com reciclo é de difícil convergência.

ABSTRACT

The natural gas extracted from oil wells has in its composition molecules with acid characteristics considered contaminants, such as hydrogen sulfide (H₂S) and carbon dioxide (CO₂) that need to be separated and removed from the mainstream. The main reason why it is important to remove H₂S from the natural gas stream is its toxicity, while CO₂: corrosiveness.

The objective of this work was to study the sweetening step of the primary treatment of natural gas using an aqueous amine solution as an absorber and an absorption column. Furthermore, another objective was to evaluate the influence of the absorber column operating pressure on the separation of these contaminants from the non-treated stream.

The simulations were performed on the commercial simulator AVEVA™ PRO/II™, version 2021. The simulated plant was composed of an absorber column, a regeneration column, a Flash vessel, and heat exchangers. The pressure in the absorption column was varied from 2 to 10 atm to study the effects of this variable on the absorption of acid gases.

The study showed that the absorption column was able to remove acid contaminants from the natural gas stream under all simulated conditions, and that absorption is little affected by varying the operating pressure. Also, regeneration of the amine solution occurred without large material losses and that the simulated process with recycle is difficult to converge.

DEDICATÓRIA

Esse é o trabalho que resume uma jornada completa de aprendizado. A todas as pessoas que, de alguma maneira, fizeram parte dessa trajetória: o meu muito obrigado. Em especial, dedico todo esse esforço aos meus pais que nunca descreditaram da minha potencialidade e a Deus, por me conceder as virtudes e as situações necessárias para enfrentar o desafio até o fim. Honrarei vocês por toda a minha vida.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	10
2. IMPORTÂNCIA DA REMOÇÃO DOS CONTAMINANTES ÁCIDOS DO GÁS NATURAL.....	11
3. A SOLUÇÃO DE AMINA.....	14
4. SIMULADOR AVEVA™ PRO/II™	19
5. DESCRIÇÃO DO PROCESSO	20
6. IMPLEMENTAÇÃO NO AVEVA™ PRO/II™	25
7. RESULTADOS	47
8. CONSIDERAÇÕES FINAIS E CONCLUSÕES	62
9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	64
APÊNDICE A	66

Lista de Figuras

Figura 1: Monoetanolamina (MEA).....	15
Figura 2: Dietanolamina (DEA)	15
Figura 3: Metildietanolamina (MDEA)	15
Figura 4: Esquema de uma instalação de produção de óleo e gás	20
Figura 5: Tratamento do gás natural com amina.....	21
Figura 6: Processo de Adoçamento com MEA simulado no AVEVA™ PRO/II™	24
Figura 7: Local de seleção dos componentes da simulação e ordem selecionada.....	25
Figura 8: Local de seleção dos componentes da simulação.....	25
Figura 9: Local de seleção do pacote termodinâmico	26
Figura 10: Local de configuração do modelo AMINE	27
Figura 11: Local para caracterização da corrente.....	28
Figura 12: Composição molar do Gás Natural.....	28
Figura 13: Composição mássica da solução de MEA	29
Figura 14: Representação da Coluna de Absorção no PRO/II	30
Figura 15: Local de configuração da Coluna e aba de “Feeds and Products”	30
Figura 16: Aba de configuração “pressure profile” e “initial estimates”	31
Figura 17: Representação da válvula e do Tanque Flash no PRO/II.....	32
Figura 18: Local de configuração da Válvula e do Tanque Flash.....	32
Figura 19: Representação do trocador de calor 1 no PRO/II	33
Figura 20: Local de configuração do trocador de calor e aba “process stream”	33
Figura 21: Abas “Specifications” e “Configuration” do trocador de calor	34
Figura 22: Representação da Coluna de Desabsorção no PRO/II.....	35
Figura 23: Local de configuração da Coluna de Desabsorção e aba “Pressure Profile”	35
Figura 24: Aba "Feeds and Products" e "Initial Estimates"	36
Figura 25: Aba "Column Condenser" e "Reboiler"	37
Figura 26: Aba "Specifications and Variables".....	37
Figura 27: Representação do Tanque Surge no PRO/II e Local de configuração.....	38
Figura 28: Representação do trocador de calor 2 no PRO/II e local de configuração	39
Figura 29: Aba "Process Stream" e "Specifications"	39
Figura 30: Representação do vaso para Make-up de água no PRO/II e Aba de configuração.....	40
Figura 31: Representação da Bomba no PRO/II.....	40
Figura 32: Local de configuração da Bomba e aba da curva da bomba	41
Figura 33: Representação do Air Cooler no PRO/II.....	41
Figura 34: Local de configuração do Air Cooler	42
Figura 35: Aba de "Air Side Options" e "Specification"	42
Figura 36: Aba "Design Options" e "Tube side Data"	43
Figura 37: Local de configuração da Calculadora e procedimento da CA3.....	44
Figura 38: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA2.....	45
Figura 39: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA1.....	46

Figura 40: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA4.....	46
Figura 41: Legenda das etiquetas das correntes	47
Figura 42: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 10 atm	48
Figura 43: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 9 atm...	49
Figura 44: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 8 atm...	50
Figura 45: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 7 atm...	51
Figura 46: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 6 atm...	52
Figura 47: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 5 atm...	53
Figura 48: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 4 atm...	54
Figura 49: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 3 atm...	55
Figura 50: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 2 atm...	56
Figura 51: Flowsheet não convergido com o Absorvedor a 5 atm	57
Figura 52: Configuração corrente MEA_RICA_4 com recurso "referenced stream"	59
Figura 53: Vazão mássica de CO ₂ não absorvida, na corrente de Gás Doce.....	61
Figura 54: Vazão mássica de H ₂ S não absorvida, na corrente de Gás Doce	61

Lista de Tabelas

Tabela 1: Efeito do Sulfeto de hidrogênio nos seres humanos.....	12
Tabela 2: Especificações para o gás natural no Brasil.....	13
Tabela 3: Guideline para pacote AMINE	29
Tabela 4: Parâmetros avaliados para a Coluna de Absorção.....	47
Tabela 5: Informações das correntes do Absorvedor a 10 atm	48
Tabela 6: Informações das correntes do Absorvedor a 9 atm	49
Tabela 7: Informações das correntes do Absorvedor a 8 atm	50
Tabela 8: Informações das correntes do Absorvedor a 7 atm	51
Tabela 9: Informações das correntes do Absorvedor a 6 atm	52
Tabela 10: Informações das correntes do Absorvedor a 5 atm	53
Tabela 11: Informações das correntes do Absorvedor a 4 atm	54
Tabela 12: Informações das correntes do Absorvedor a 3 atm	55
Tabela 13: Informações das correntes do Absorvedor a 2 atm	56
Tabela 14: Pressão no absorvedor e Load	59
Tabela 15: Taxa mássica e %mol de CO ₂ e H ₂ S na corrente de Gás doce em diferentes pressões.....	60

1. INTRODUÇÃO

O gás natural é um combustível estratégico para o desenvolvimento sustentável de um país como o Brasil por se mostrar uma fonte energética com baixo índice de emissão de CO₂ e de outros poluentes frente a outras fontes de combustíveis fósseis. O poder calorífico do gás natural é próximo ao do petróleo e, ainda, superior ao do carvão mineral para quantidades significativamente menores de emissão de CO₂ (kg de CO₂/MMBTU) o que o torna um combustível de transição energética para uma economia de baixo carbono (Teixeira et al., 2021). O uso do gás natural também se mostra estratégico uma vez que causa pouca perturbação à estrutura econômica de comércio e o aumento de sua utilização como fonte de energia não gera complicações tecnológicas aos processos produtivos já consagrados (Teixeira et al., 2021).

O gás extraído dos campos de produção de petróleo contém em sua composição contaminantes e inertes que precisam ser removidos para que seja obtido o gás natural com especificação adequada. A importância da remoção dos contaminantes ácidos desse gás envolve questões de segurança ocupacional, performance operacional e especificação do produto ao mercado de consumo. O processamento dessa corrente gasosa, ainda nas plataformas de extração *offshore*, consiste em um conjunto de operações unitárias arranjadas para separar e remover esses contaminantes. Esse tratamento pode garantir especificações como: poder calorífico do gás tratado, teores de compostos de enxofre, dióxido de carbono, vapor d'água, sólidos, pontos de orvalho para determinadas faixas de hidrocarbonetos, entre outros.

O tratamento do gás com o objetivo de remover compostos ácidos é denominado “adoçamento”, ou *sweetening*, e será o processo em estudo neste trabalho. Já o vapor d'água, cuja presença em conjunto com esses compostos ácidos causa complicações como corrosão e formação de hidratos, pode ser removido de forma eficiente em um outro processo denominado “desidratação” (Filho, 2005). Os processos de tratamento disponíveis geralmente utilizam

compostos químicos para realizar adsorção ou absorção, podendo esta atuar com reações com cinética reversível ou irreversível. A absorção e a adsorção se mostram pouco sensíveis à variação da pressão parcial dos solutos (compostos ácidos) e essa característica, especialmente nos processos de adsorção, dificultam a separação dessas moléculas em vários casos.

O tratamento do gás natural por adoçamento com o uso de aminas foi escolhido para a realização deste estudo devido a sua larga utilização na remoção de CO₂ e H₂S ainda nas plataformas de produção de petróleo. Nesse sentido, este trabalho tem como motivação a implementação e análise das principais etapas do tratamento primário do gás natural em plataformas de extração *offshore* em um simulador comercial de processos químicos. O trabalho foi desenvolvido com o uso do simulador AVEVA™ PRO/II™, versão 2021, para que fosse possível reproduzir as operações unitárias da tecnologia com confiabilidade e robustez.

2. IMPORTÂNCIA DA REMOÇÃO DOS CONTAMINANTES ÁCIDOS DO GÁS NATURAL

O gás natural retirado dos poços de extração possui em sua composição moléculas com características ácidas que são tratadas como contaminantes, como por exemplo: sulfeto de hidrogênio (H₂S), dióxido de carbono (CO₂), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS₂) que devem ser removidos das correntes de interesse. Os principais contaminantes ácidos, que foram foco de estudo deste trabalho, são o sulfeto de hidrogênio (H₂S) e o dióxido de carbono (CO₂).

A principal razão pela qual é importante remover o sulfeto de hidrogênio da corrente de gás natural é a sua toxidez. O gás H₂S é tão tóxico quanto o ácido cianídrico (HCN) sendo capaz, devido sua reatividade, de irritar os olhos e atacar os sistemas respiratório e nervoso dos humanos, podendo ser até letal em função da concentração disponível (Moura de Souza, 2012). A Tabela 1 abaixo mostra a relação entre a concentração do gás, tempo de exposição e efeitos no organismo dos seres humanos.

Tabela 1: Efeito do Sulfeto de hidrogênio nos seres humanos

Concentração de H ₂ S no ar (ppm)	Tempo de exposição	Efeito nos seres humanos
0,05 – 5	1 min	Detecção do odor característico
10 – 30	6 – 8 h	Irritação dos olhos
50 – 100	0,5 – 1 h	Conjuntivite, dificuldades de respiração
150 – 200	2 – 15 min	Perda de olfato
250 – 350	2 – 15 min	Irritação dos olhos
350 – 450	2 – 15 min	Inconsciência, convulsão
500 – 600	2 – 15 min	Distúrbios respiratórios e circulatórios
700 – 1500	0 – 2 min	Colapso, morte

Fonte: Moura de Souza, 2016

O gás H₂S, quando ionizado em água, é reativo com o aço, pois interage com o ferro (catódico em relação ao aço) produzindo hidrogênio atômico e sulfeto de ferro implicando formação de pilhas galvânicas e gerando corrosão por pites. Esse meio potencialmente corrosivo gerado é denominado “heterogeneidade” (Gentil, 2011). A corrosão por pite, uma das formas mais expressivas da consequência desse meio corrosivo, é altamente prejudicial em processos químicos, pois mesmo que atinja pequenas superfícies da estrutura metálica como um todo, pode impactar em perda significativa de espessura da parede do material gerando redução da resistência mecânica, pontos de tensão e possivelmente levar à fratura (Gentil, 2011).

O hidrogênio atômico remanescente que não interagiu pode sofrer difusão através da microestrutura do aço, devido a seu baixo raio atômico, e chegar até regiões de descontinuidades podendo reagir para formar hidrogênio molecular, H₂, e formar bolhas e trincas no material por “empolamento” (Gentil, 2011).

A remoção do dióxido de carbono do gás produzido no Brasil, de maneira mais impactante, teve por objetivo evitar a formação de um meio ácido corrosivo, mas também aconteceu como consequência do processo que visava a retirada dos compostos de enxofre da corrente de gás ácido. O gás carbônico em meio aquoso

forma ácido carbônico e potencializa a ação corrosiva vinculada ao H₂S, embora também atue diretamente no processo de corrosão ao aço (Filho, 2005).

A retirada do CO₂ garante aumento do poder calorífico superior do gás natural e acaba por reduzir custos de *offsite* relacionados a armazenamento e transporte, uma vez que a presença do dióxido de carbono, um gás inerte sem poder energético, em quantidades expressivas se torna um ônus à cadeia de processamento, armazenamento e distribuição.

As razões pelas quais se deseja remover o CO₂ do gás natural também envolvem evitar a formação de gelo seco (CO₂ no estado sólido) em linhas que atravessarão processo criogênico para gerar o GNL (Gás Natural Liquefeito) e evitar problemas com manutenções relacionadas à corrosão de tubulações, componentes e equipamentos (Filho, 2005). A ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis), órgão regulador das práticas no setor de petróleo e gás natural estabelece níveis máximos de CO₂ e de inertes para cada região econômica do país, como mostrado na Tabela 2, bem como outros índices mínimos a serem garantidos.

Tabela 2: Especificações para o gás natural no Brasil

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE ^{(2) (3)}		
		NORTE	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul
Poder calorífico superior (4)	kJ/m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	
	kWh/m ³	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94	
Índice de Wobbe (5)	kJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	
Número de metano, mín. (6)		anotar (3)	65	
Metano, mín.	% mol.	68,0	85,0	
Etano, máx.	% mol.	12,0	12,0	
Propano, máx.	% mol.	3,0	6,0	
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3,0	
Oxigênio, máx. (7)	% mol.	0,8	0,5	
Inertes (N ₂ +CO ₂), máx.	% mol.	18,0	8,0	6,0
CO ₂ , máx.	% mol.	3,0		
Enxofre Total, máx. (8)	mg/m ³	70		
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10	13	10
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx. (9)	°C	-39	-39	-45
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx. (10)	°C	15	15	0
Mercurio, máx. (11)	µg/m ³	anotar		

Fonte: ANP, Resolução n. 16 de 2008 (ver texto completo no Anexo 1).

Fonte: ANP, Resolução n. 16 de 2008

Ainda, de acordo com Brasil (2012), por resolução da ANP, as especificações do gás natural quanto ao teor de H₂S são estabelecidas em valores máximos equivalentes entre 7 mol/Mmol e 9 mol/Mmol, enquanto para o gás combustível e GNL, os teores de H₂S são da ordem de 100 mol/Mmol.

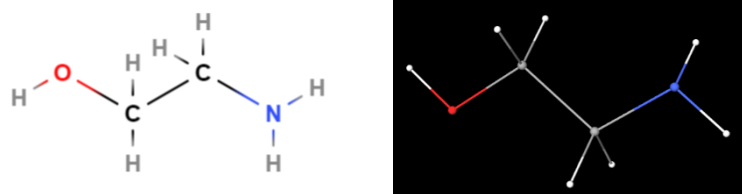
3. A SOLUÇÃO DE AMINA

O tratamento do gás natural através do processo de adoçamento é baseado nas reações químicas reversíveis entre os compostos contaminantes e uma solução de amina. Esse processo, então, requer o uso de uma solução aquosa de amina, devido ao caráter básico, para que a reação de absorção química com o contaminante ácido aconteça e possibilite sua remoção da corrente de interesse. Assim, uma vantagem desse processo envolve a regeneração da solução de amina pela operação contrária de desabsorção, sendo viável reciclá-la para novo contato com os gases ácidos.

Os solventes químicos comercialmente mais utilizados para a absorção são as alcanolaminas. As alcanolaminas, ou etanolaminas mais especificamente, são compostos orgânicos derivados da amônia, estruturadas num arranjo em que os grupos funcionais amino (-NH₂, NHR, -NR₂) e hidroxil (-OH) se ligam à cadeia carbônica de um alcano. Quimicamente, as aminas podem ser classificadas como primárias, secundárias ou terciárias de modo semelhante aos álcoois e haletos de alquila, mas ao invés de utilizar o grau de substituição do carbono ligado ao grupo funcional, utiliza-se o grau de substituição do nitrogênio (Bruce, 2006).

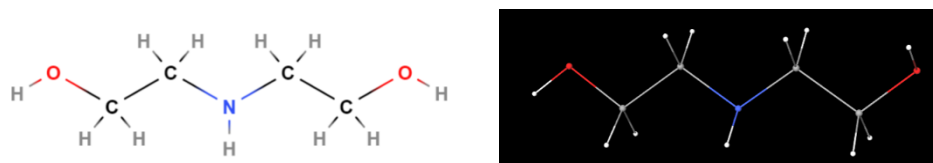
As etanolaminas mais utilizadas no processo de adoçamento são a monoetanolamina (MEA), uma amina primária, representada na Figura 1, a dietanolamina (DEA), uma amina secundária, representada na Figura 2 e a metildietanolamina (MDEA), uma amina terciária, representada na Figura 3. Alguns outros compostos, como a diisopropanolamina (DIPA) e a diglicolamina (DGA) também podem ser utilizados a depender do processo e das condições de operação (Mendieta, 2011).

Figura 1: Monoetanolamina (MEA)



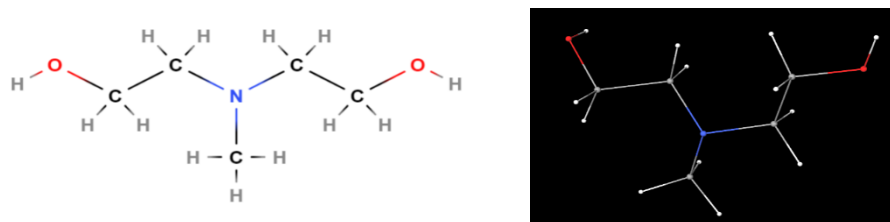
Fonte: molview.org/

Figura 2: Dietanolamina (DEA)



Fonte: molview.org/

Figura 3: Metildietanolamina (MDEA)



Fonte: molview.org/

As alcanolaminas são solúveis em água, devido a presença do grupo hidróxi em suas moléculas, o que torna sua utilização no processo de absorção bastante favorável, tanto no aspecto econômico devido ao baixo custo e alta disponibilidade do solvente, quanto por questões de performance operacional, uma vez que reações ácido-base são mais bem conduzidas em meio aquoso (Mendieta, 2011).

A solução de monoetanolamina e de dietanolamina, por serem aminas primária e secundária, respectivamente, são bastante reativas a compostos ácidos e podem ser empregadas com bastante eficiência na remoção de H₂S e CO₂ da corrente de gás natural. Entretanto, a estequiometria de alimentação da carga (nº mols gás ácido/nº mols amina alimentada) é limitada para essas aminas a cerca de 0,4 – 0,6 devido a formação de carbamatos estáveis com o dióxido de carbono. A

metildietanolamina, por sua vez, não gera carbamatos estáveis, mas sua velocidade de reação é consideravelmente menor, sendo utilizada com maior frequência em processos nos quais se deseja remover, majoritariamente, o H₂S por possui maior seletividade em relação ao composto (Rinker et al., 2000).

A solução de MEA possui uso mais generalizado nos processos vigentes de absorção e a escolha entre MEA e DEA se faz exclusivamente por razão econômica (Filho, 2005). Tanto a MEA quanto a DEA são degradadas por reações com o dióxido de carbono. Quando a qualidade química do gás envolve quantidades relativamente elevadas de sulfeto de carbonila e bissufeto de carbono, a monoetanolamina deve ser evitada, pois reage com esses compostos formando produtos de degradação em uma reação irreversível, sendo necessária uma maior taxa de *make-up* da amina no processo (Sant'Anna et al, 2004).

A utilização da MEA em processos de absorção cuja corrente de gás ácido possua marcaptanos (RSH) em sua composição não é recomendada devido a ineficiência de sua absorção por essa amina. Entretanto, a MEA possui elevada reatividade e facilidade de atingir a especificação de 20 ppm de sulfeto de hidrogênio no gás tratado em relação a DEA. **Assim, a solução de monoetanolamina será a amina utilizada para o estudo deste trabalho.**

Quando a amina utilizada for a solução aquosa de MEA, sua concentração não deve exceder 20% em massa para que os efeitos de corrosão nos equipamentos e tubulações, inerentes ao processamento com a solução conforme abordado no tópico 2, sejam controlados. Para a DEA, consideram-se soluções aquosas com concentrações entre 25-30%, em massa (Sant'Anna et al, 2004). Utilizando soluções com maiores concentrações, seria possível atingir maiores taxas de absorção dos gases ácidos, entretanto seria necessário dimensionar os equipamentos dessa operação com coeficientes de sobreespessura devido a corrosão intensificada, o que impactaria nos custos e processos de metalurgia dos equipamentos, podendo inviabilizar o processo.

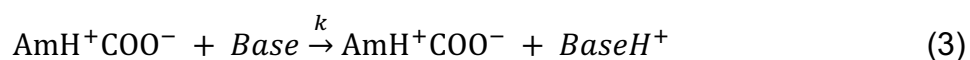
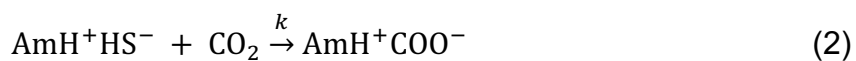
Na reação química por absorção entre as moléculas de amina presentes na solução e os compostos ácidos presentes do gás natural, as ligações químicas não são muito fortes, se assemelhando a interações por adsorção física. De maneira

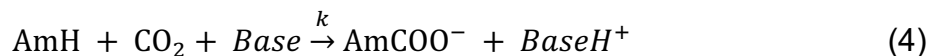
global, através do princípio de Le Chatelier, para reações exotérmicas ocorrendo em fase gasosa o aumento da temperatura do meio reacional desloca as reações no sentido de formação dos reagentes, diminuindo o grau de avanço da reação. Uma análise da pressão em relação ao número total de mols do conjunto de reações considerando que não há presença de inerte, pelo mesmo princípio de Le Chatelier, indica que se o somatório dos coeficientes estequiométricos da reação resultar em um valor menor do que zero, ou seja menor pressão parcial, considerando valores negativos para os coeficientes dos reagentes e valores positivos para os coeficientes dos produtos, então o grau de avanço da reação aumentará e o equilíbrio químico se deslocará no sentido de formação de produtos.

Em soluções aquosas, o dióxido de carbono e o sulfeto de hidrogênio são ionizados formando uma solução ácida fraca. No equilíbrio de fases, quando os gases ácidos provenientes, por exemplo, do gás natural entram em contato direto com uma solução aquosa de amina, básica, uma reação ácido-base solúvel é formada. As reações entre o CO₂ e H₂S com soluções de aminas são exotérmicas, de maneira que uma grande quantidade de calor é liberada. O sulfeto de hidrogênio em contato com uma amina, com qualquer grau de substituição do nitrogênio, isto é, primária, secundária ou terciária, reage rapidamente via transferência direta de próton, formando um hidrosulfeto amínico, de acordo com a equação (Sheilan et al., 2007).



Conforme explicado por Barbosa (2010) o mecanismo de *zwitterion* descreve a absorção do dióxido de carbono tanto com aminas primárias, quanto com secundárias e estericamente impedidas. Numa primeira etapa, a amina reage com o CO₂ para formar um composto denominado *zwitterion* que é desprotonado por uma segunda molécula de amina e forma um carbamato, conforme descrito nas equações 2, 3 e 4.





Os carbamatos formados, então, fazem parte de um conjunto de reações reversíveis e rápidas. Ainda, as aminas primárias também podem reagir mais lentamente com o dióxido de carbono formando ácido carbônico e ionizando a bicarbonato por hidrólise. As reações de equilíbrio obtidas da dissociação em solução aquosa de amina do H₂S e CO₂ contempladas no modelo termodinâmico a ser utilizado para as simulações nesse estudo são:



As constantes de equilíbrio químico K_i das reações foram calculadas em função da temperatura através da equação 12:

$$\ln K_i = A + \frac{B}{T} + \frac{B}{T^2} + \frac{B}{T^3} \quad (12)$$

A entalpia da fase líquida foi calculada utilizando métodos ideais com a adição de uma correção para o calor de reação conforme a equação 13 de Clapeyron modificada:

$$\Delta H_r = \ln \left(\frac{K_{T1}}{K_{T2}} \right) R / \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (12)$$

4. SIMULADOR AVEVA™ PRO/II™

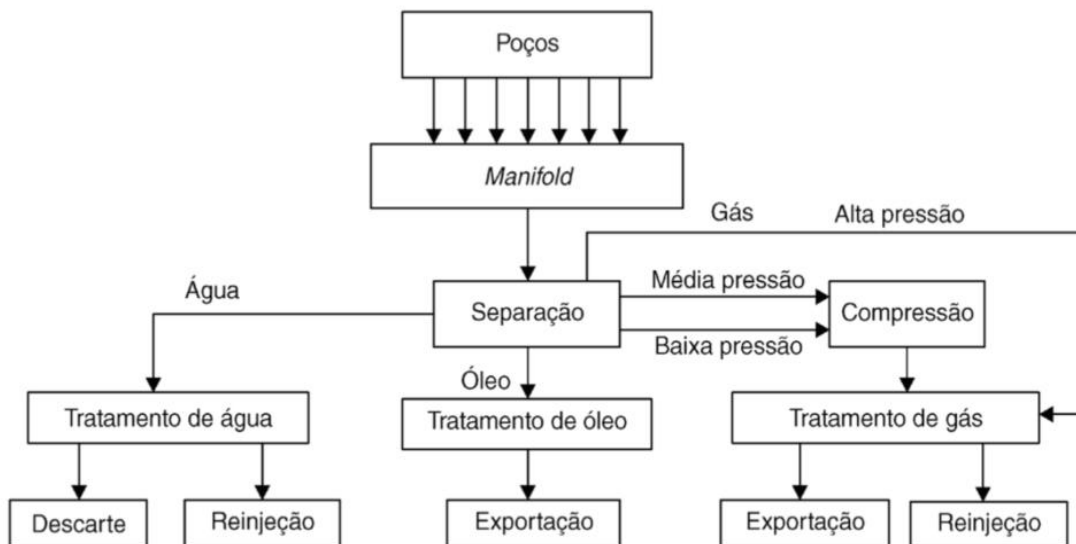
Os simuladores de processos, para uso comercial ou livre, são ferramentas poderosas no desenvolvimento de um projeto para entendimento das transformações físico-químicas de substâncias e misturas. A partir dos pacotes termodinâmicos, isto é, de equações previamente desenvolvidas para a predição de comportamentos de espécies químicas e interações intermoleculares, de correlações matemáticas para operações unitárias e de aplicações dos fenômenos de transferência de calor, quantidade de movimento e de massa, os simuladores de processos são softwares capazes de entregar resultados assertivos para um dado conjunto de informações fornecidas como: o fluxograma do processo, as espécies químicas envolvidas e as condições operacionais de entrada.

As aplicações envolvidas no emprego de um simulador de processos químicos são diversas, desde estudos de falhas de processos, estudos de remoção de gargalos ou *“debottlenecking”*, projetos de aumento de capacidade produtiva ou *“revamp”* a estudos de início e fim de campanha ou *“start-of-run”* e *“end-of-run”*. Entretanto, independente do cenário de aplicação, os resultados gerados através de simulações devem ser sempre interpretados de forma crítica e embasada, pois dependem dos modelos termofísicos utilizados, do banco de propriedades empregado, da modelagem matemática das operações unitárias e dos algoritmos numéricos embutidos no simulador, podendo levar a discrepâncias entre os resultados simulados e os observados experimentalmente.

Os simuladores de processos químicos podem realizar cálculos em estado estacionário ou transiente, possuindo arquiteturas: sequencial-modular, simultâneo-não-modular (direcionado a equações) ou simultâneo-modular (List of Chemical Process Simulators, 2023). Neste trabalho, as simulações foram realizadas no simulador comercial AVEVA™ PRO/II™, versão 2021, visto sua elevada robustez e confiabilidade em aplicações industriais no setor de óleo e gás natural, sua arquitetura sequencial-modular e sua interface didática e intuitiva (Aveva PRO/II Simulation, 2023).

5. DESCRIÇÃO DO PROCESSO

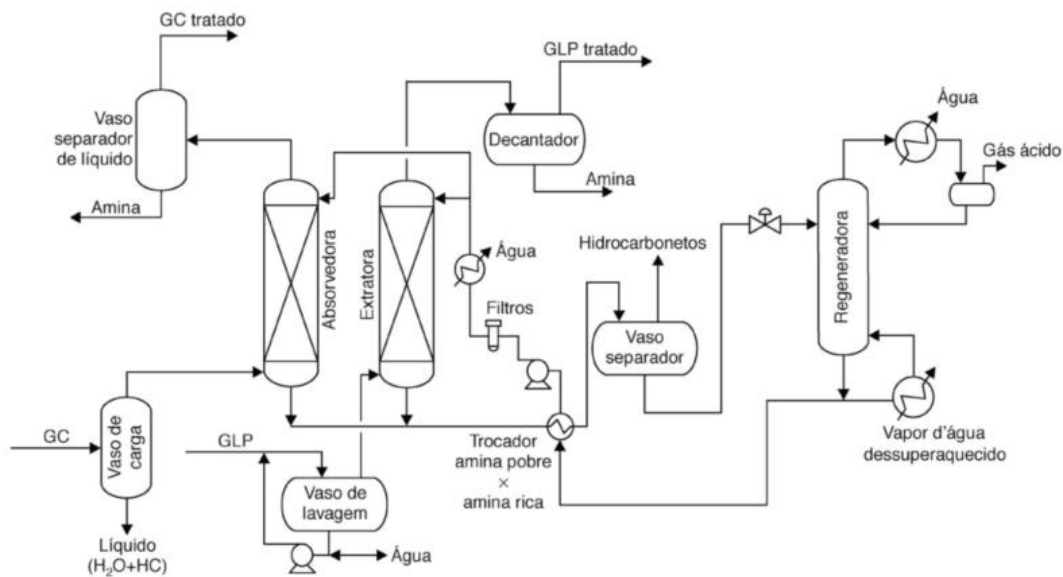
Figura 4: Esquema de uma instalação de produção de óleo e gás



Fonte: Processamento de Petróleo e Gás (2012)

As correntes provenientes dos poços de extração, após serem coletadas pelo *manifold* principal de produção, alimentam os vasos separadores trifásicos que operam a média e baixa pressão. Essa alimentação, majoritariamente composta por água, óleo e gás natural é, então, separada para dar origem às novas correntes concentradas nesses três componentes principais. A separação dessa mistura trifásica é justificada pelo largo interesse econômico nas frações do óleo e do gás (Sant'Anna et al, 2004). A água precisa ser removida devido a potencialidade de formação de emulsões com viscosidades superiores à do petróleo desidratado e hidratos em uma corrente constituída por gás natural, propiciando a formação de depósitos que podem obstruir a tubulação, reduzindo seu diâmetro efetivo (Sant'Anna et al, 2004).

Figura 5: Tratamento do gás natural com amina



Fonte: Processamento de Petróleo e Gás (2012)

O gás separado do óleo nos separadores que operam a média pressão e baixa pressão, segue para um header coletor único sendo redirecionado para a planta de tratamento de amina onde acontecerá o tratamento primário.

A corrente gasosa que chega ao sistema de tratamento de amina através do coletor único, comumente chamada de “gás ácido” possui em sua composição quantidades relevantes de compostos ácidos, como: sulfeto de hidrogênio e dióxido de carbono. Esses compostos, que caracterizam a acidez do gás, precisam ser removidos com a finalidade de cumprir certos objetivos, já descritos no tópico 2.

A corrente de gás proveniente do coletor único normalmente passa por permutadores de calor e por um vaso de depuração antes de ser alimentada na unidade de dessulfurização para que a temperatura, a pressão e a composição do processo sejam ajustadas. Assim, da depuração, o gás está especificado e pode ser alimentado na unidade de tratamento com amina para a retirada de gás sulfídrico (H_2S), que será o foco deste trabalho.

O gás ácido é alimentado na torre de absorção, devendo ser admitido nas bandejas mais inferiores da coluna para que escoe em sentido ao topo borbulhando através do líquido em cada um dos estágios de equilíbrio (Rosen, 2003). Neste trabalho, o gás ácido foi admitido acima da décima oitava bandeja, de acordo com

a Figura 6. A solução de amina, que neste trabalho foi considerada como MEA, é admitida na parte superior da torre para que, através da ação da gravidade, provoque contato com o gás ácido em contracorrente e permita que sejam absorvidos os compostos ácidos. Neste trabalho, a solução de amina foi admitida acima da primeira bandeja, de acordo com a Figura 6. Essa corrente de solução de amina é comumente chamada “amina pobre”.

O Gás do produto de topo da torre de absorção, chamado comumente “gás doce”, é normalmente direcionado a uma unidade de compressão para que possa ser exportado, utilizado como gás combustível ou gás lift. Também, é usual adicionar um vaso de knockout para recuperação de gotículas de amina que possam ter sido arrastadas.

A solução do produto de fundo da torre de absorção, indicada na Figura 6 como “MEA_RICA” é composta por amina, água, H₂S, CO₂ e alguns hidrocarbonetos arrastados. Essa solução segue para uma válvula para que a pressão do sistema seja especificada em 1,5 atm. Então, segue para um tanque flash para que a fase mais volátil possa ser separada da solução de amina a ser regenerada. Os gases removidos pela corrente “FLP” mostrada na Figura 6 são, então, encaminhados ao sistema de flare para serem queimados na tocha. A solução de fundo do tanque flash contendo amina, água, H₂S, CO₂ e hidrocarbonetos com maior peso molecular segue em direção a torre de regeneração (*Stripper*), mas antes de ser admitida nesse equipamento, essa corrente é aquecida no trocador “HE_1”, conforme mostra a Figura 6. Esse trocador de calor opera com o produto de fundo da torre de regeneração passando pelo casco, de modo que seja feita integração energética entre essas correntes, gerando sinergia na planta. Habitualmente, também são utilizados filtros à montante da torre para reter partículas sólidas e hidrocarbonetos líquidos da solução de amina para que não sejam formadas espumas na torre de regeneração (Rosen, 2003).

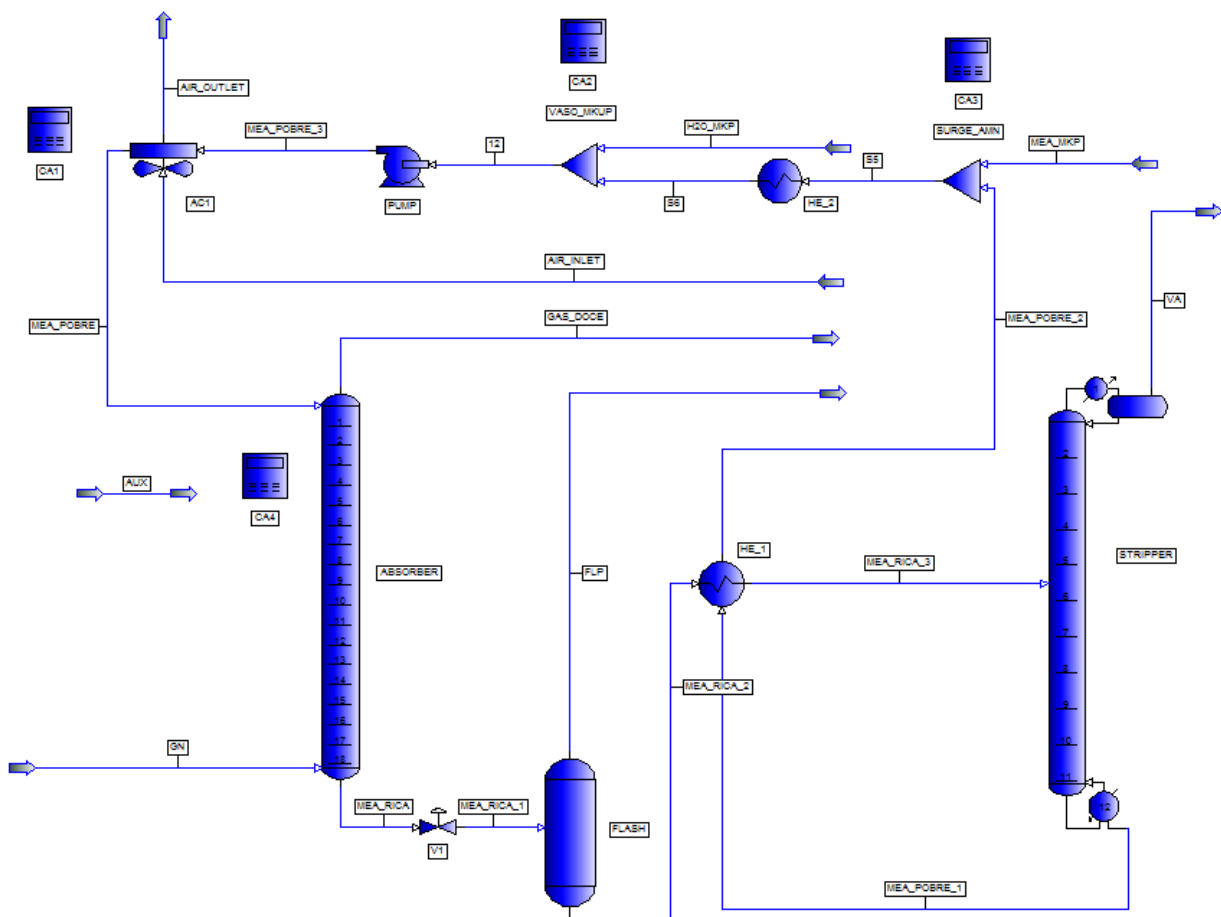
A regeneração da solução de amina acontece com a adição de calor e em baixa pressão, implicando reversão da reação ocorrida na torre de absorção, liberando os gases H₂S e CO₂. O processo de *Stripping* é favorecido em condições de temperaturas elevadas e menores pressões de operação (McCabe et al., 1993).

A solução de MEA rica, indicada pela corrente “MEA_RICA_3” na Figura 6, é admitida na coluna de *stripper* acima da 5ª bandeja de modo que escoe através dos pratos em sentido à zona de esgotamento da coluna sendo admitida no refeedor (*Reboiler*). No *Reboiler*, a amina rica é aquecida o suficiente para que parte da solução entre em ebulição (Rosen, 2003). O *Reboiler* é compreendido como décimo segundo estágio de equilíbrio. O vapor gerado é redirecionado para a décima primeira bandeja e flui em sentido à zona de retificação da coluna, em contracorrente com a solução de amina rica, na qual borbulha. Ao atingir o topo da coluna, a corrente de vapor é alimentada a um permutador de calor para que a fase condensável seja separada e, em sequência, a um vaso de refluxo para que o gás ácido seja redirecionado ao sistema de flare e a fase líquida retorne à torre de regeneração ácida do segundo estágio. Assim, a corrente gasosa que deixa a torre pelo topo é rica em compostos ácidos, água e hidrocarbonetos que tenham deixado o tanque flash pelo fundo.

A corrente de fundo da torre de regeneração, indicada na Figura 6 como “MEA_POBRE_1” deixa a torre de regeneração livre de compostos ácidos e hidrocarbonetos, sendo praticamente composta por água e MEA, podendo conter alguma quantidade de hidrocarbonetos pesados que não foram retirados no fluxo superior da torre. Essa corrente alimenta o permutador de calor “HE_1” descrito anteriormente para aquecer a corrente de entrada da torre e ser resfriada antes de alimentar o vaso de *Surge*. O vaso de *Surge* é o equipamento onde foi considerada uma carga de MEA para que pudessem ser supridas as perdas da solução na fase vapor do sistema e manter o balanço mássico da solução de amina. Em seguida, a solução de MEA regenerada segue em direção ao trocador de calor “HE_2” indicado na Figura 6. Esse trocador de calor, que normalmente opera com água do mar, resfria em alguns graus a solução antes que seja admitida em um pequeno vaso de *make-up* de água no qual foi considerada uma carga de água industrial para que pudessem ser supridas as perdas de água na fase vapor do sistema e manter a concentração da solução de amina. A saída do vaso de *make-up*, indicada na Figura 6 como corrente “12” é admitida na sucção da bomba, cuja função é elevar a pressão do fluido para que seja especificada a pressão de entrada da torre de

absorção. Por fim, a solução de MEA recalçada pela bomba, indicada na Figura 6 como “MEA_POBRE_3”, alimenta um *Air Cooler* no qual será especificada a temperatura da solução de amina regenerada a ser admitida na torre de absorção. Esse equipamento opera em contracorrente com ar. Assim, o ciclo fechado da solução de amina é reestabelecido.

Figura 6: Processo de Adoçamento com MEA simulado no AVEVA™ PRO/II™



6. IMPLEMENTAÇÃO NO AVEVA™ PRO/II™

A implementação no software foi iniciada com a caracterização das correntes de alimentação no processo. Para a caracterização, os componentes da corrente de gás natural, da solução de amina e das utilidades envolvidas nas operações de transferência de calor foram obtidos da própria biblioteca do simulador, conforme ilustra as Figura 7 e Figura 8, acessado através do menu “*component selection*”.

Figura 7: Local de seleção dos componentes da simulação e ordem selecionada

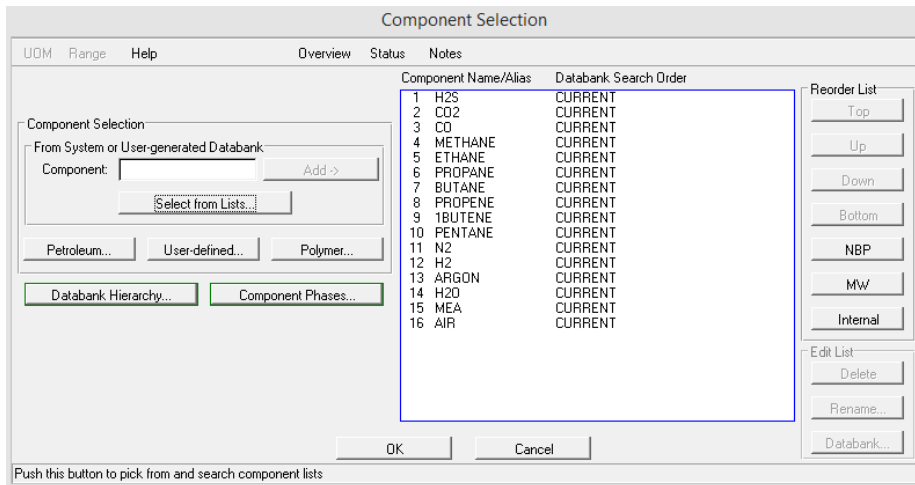
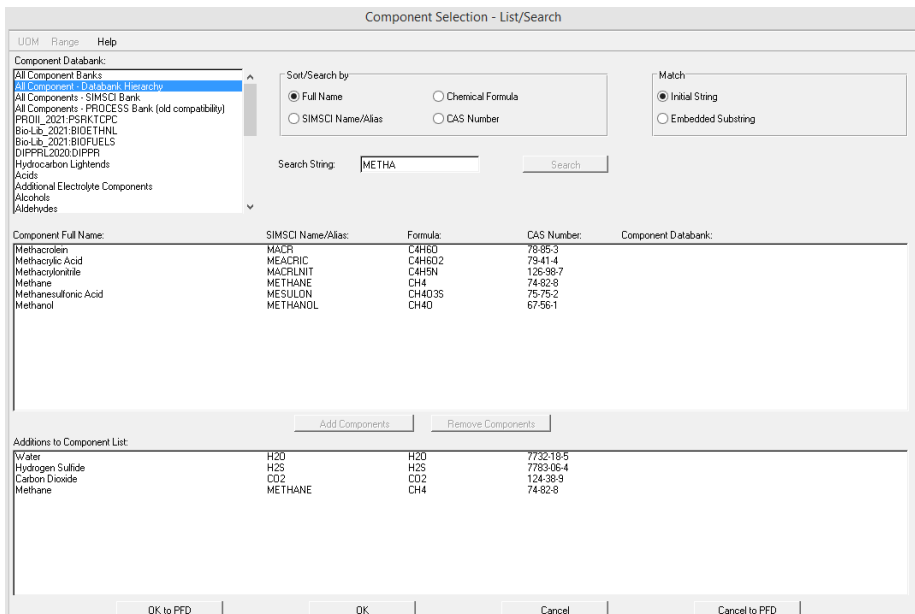
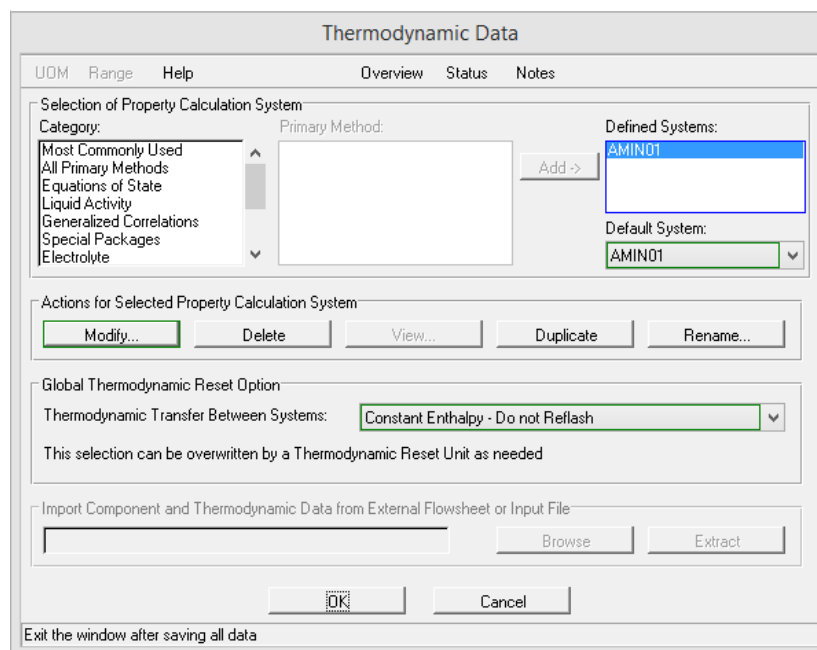


Figura 8: Local de seleção dos componentes da simulação



Após a listagem dos componentes, foi selecionado o pacote termodinâmico que melhor descreveria o comportamento das espécies através dos cálculos das propriedades relevantes a cada operação unitária. Alguns estudos da literatura avaliaram diferentes pacotes termodinâmicos para o processo de adoçamento com o uso de aminas, como em de Mattos et al. (2003), e concluíram que o pacote *AMINE* desenvolvido com base nas equações de Kent e Eisenberg (1976) é o mais apropriado, uma vez que considera as reações químicas descritas no tópico 3 no processo de absorção. Nesse sentido, o modelo termodinâmico escolhido, selecionado com base a operação mais importante do processo, que neste estudo é a torre de absorção, foi o *AMINE* disponível no banco de dados do simulador.

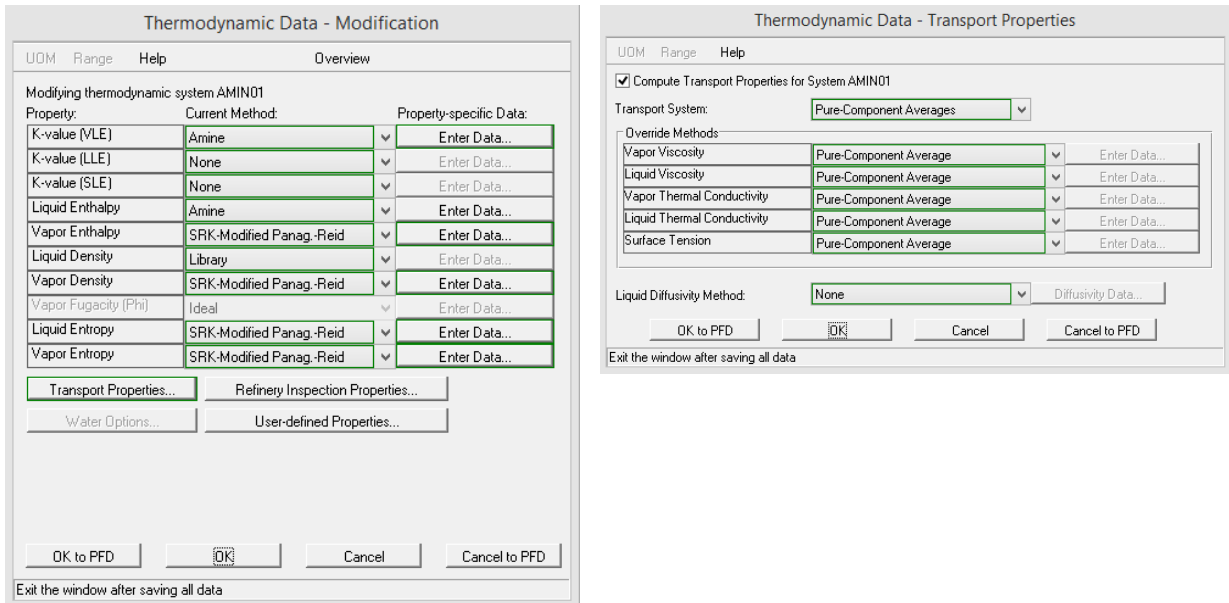
Figura 9: Local de seleção do pacote termodinâmico



O desenvolvimento matemático do modelo não foi encontrado no manual do simulador, mas é informado ao usuário que para sistemas MEA e DEA os dados foram regredidos de muitas fontes resultando em boa confiabilidade na previsão do equilíbrio de fases para esses compostos. Também, é informado que para o cálculo da entalpia na fase líquida são utilizados métodos ideais, com a consideração de uma correção para o calor da reação utilizando a equação modificada de Clausius-Clapeyron ou dados ajustados da GPA (*Gas Processors Association*). Para o

cálculo da entalpia e densidade na fase vapor e da entropia em ambas as fases, é utilizada a equação de estado SRKM (*SRK-Modified Panagiotopoulos-Reid*). A densidade na fase líquida é calculada a partir de métodos ideais. A configuração é mostrada na Figura 10.

Figura 10: Local de configuração do modelo AMINE



Em sequência, no desenvolvimento da topologia da simulação as operações unitárias associadas ao processo de absorção de gás foram inseridas no simulador. Para a implementação da coluna de absorção, inicialmente foi necessário que a corrente de gás natural e de solução de amina fossem caracterizadas, contemplando as informações do seu grau de liberdade. Existe uma larga disponibilidade de dados em relação à qualidade do gás natural produzido Brasil, uma vez que sua composição varia em função do local da bacia de extração de onde ele foi retirado. A composição utilizada nesse estudo, mostrada na Figura 11, foi obtida em Mendieta (2011) com exceção da fração mássica de metano, que nesse estudo foi considerada 0,4695 para que as somas das frações molares totalizassem 1, isto é 100%, não sendo necessário normalizar os dados.

Figura 11: Local para caracterização da corrente

Stream: GN Description:

To Unit: ABSORBER

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay
- Spiral Assay
- Referenced to Stream
- Solids Only Stream

Flowrate and Composition...

Stream Solids Data...

Stream Polymer Data...

Thermal Condition

First Specification: Temperature 23 C

Second Specification: Pressure 9 atm

Thermodynamic System: Default (AMIN01)

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 12: Composição molar do Gás Natural

Stream Data - Flowrate and Composition

Specify flowrate and composition for stream GN

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: 25000 kg/hr

Total LV or GV rate Basis: Standard Basis

Component	Composition Mole
H2S	0.0254
CO2	0.0183
CO	0.0084
METHANE	0.4695
ETHANE	0.1167
PROPANE	0.013
BUTANE	0.0008

Total: 1.0000

OK to PFD OK Cancel

Exit the window after saving all data

Stream Data - Flowrate and Composition

Specify flowrate and composition for stream GN

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: 25000 kg/hr

Total LV or GV rate Basis: Standard Basis

Component	Composition Mole
PROPENE	0.0566
1BUTENE	0.002
PENTANE	0.004
N2	0.0516
H2	0.2334
ARGON	0.0003
H2O	

Total: 1.0000

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

Exit the window after saving all data

A caracterização da solução de amina seguiu o *guideline* disponível no manual do simulador, mostrado na Tabela 3, para o uso do pacote termodinâmico *AMINE*. Nesse sentido, a concentração da solução de MEA utilizada, antes do reciclo ser fechado, é mostrada na Figura 13.

Tabela 3: *Guideline* para pacote *AMINE*

	MEA	DEA	DGA	MDEA	DIPA
Pressure [psig]	25 – 500	100 – 1000	100 – 1000	100 – 1000	100 – 1000
Temperature [°F]	< 275	< 275	< 275	< 275	< 275
Approx. Concentration wt% amine	15 – 25	25 – 35	55 – 65	50	30
Loading mol gas/mol amine	0,5 – 0,6	0,45	0,50	0,40	0,40

Fonte: AVEVA PRO/II Manual

Figura 13: Composição mássica da solução de MEA

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream AUX_1

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: 40000 kg/hr Total LV or GV rate Basis: Standard Basis

Individual Component Flowrates

Component Concentrations

Total Fluid Flowrate: kg/hr

Copy	Component	Composition
Paste	PENTANE	
	N2	
	H2	
	ARGON	
	H2O	0.8
	MEA	0.2
	AIR	

Clear Compositions Total: 1.0000

Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

A coluna de absorção, representada na Figura 14, configurada com 18 estágios de equilíbrio, foi simulada com duas correntes de entrada, sendo uma no topo e outra no fundo. A corrente de MEA pobre, admitida no topo, foi inserida acima da primeira bandeja e a corrente de gás natural, admitida no fundo, foi inserida acima da décima oitava bandeja, conforme mostra a Figura 14 e a Figura 15. As correntes de saída, conforme descritas no tópico 5, são: o gás doce, deixando a coluna pelo topo e a MEA rica, deixando a coluna pelo fundo. A convenção flash de alimentação da coluna foi mantida na condição padrão do simulador, permanecendo o fluido de entrada no prato especificado, sem separação de fases.

Figura 14: Representação da Coluna de Absorção no PRO/II

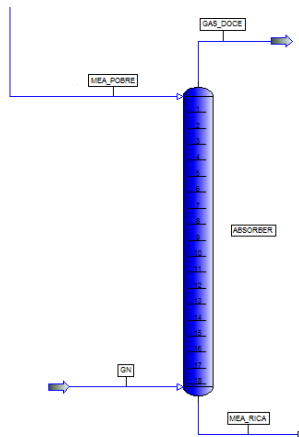


Figura 15: Local de configuração da Coluna e aba de “Feeds and Products”

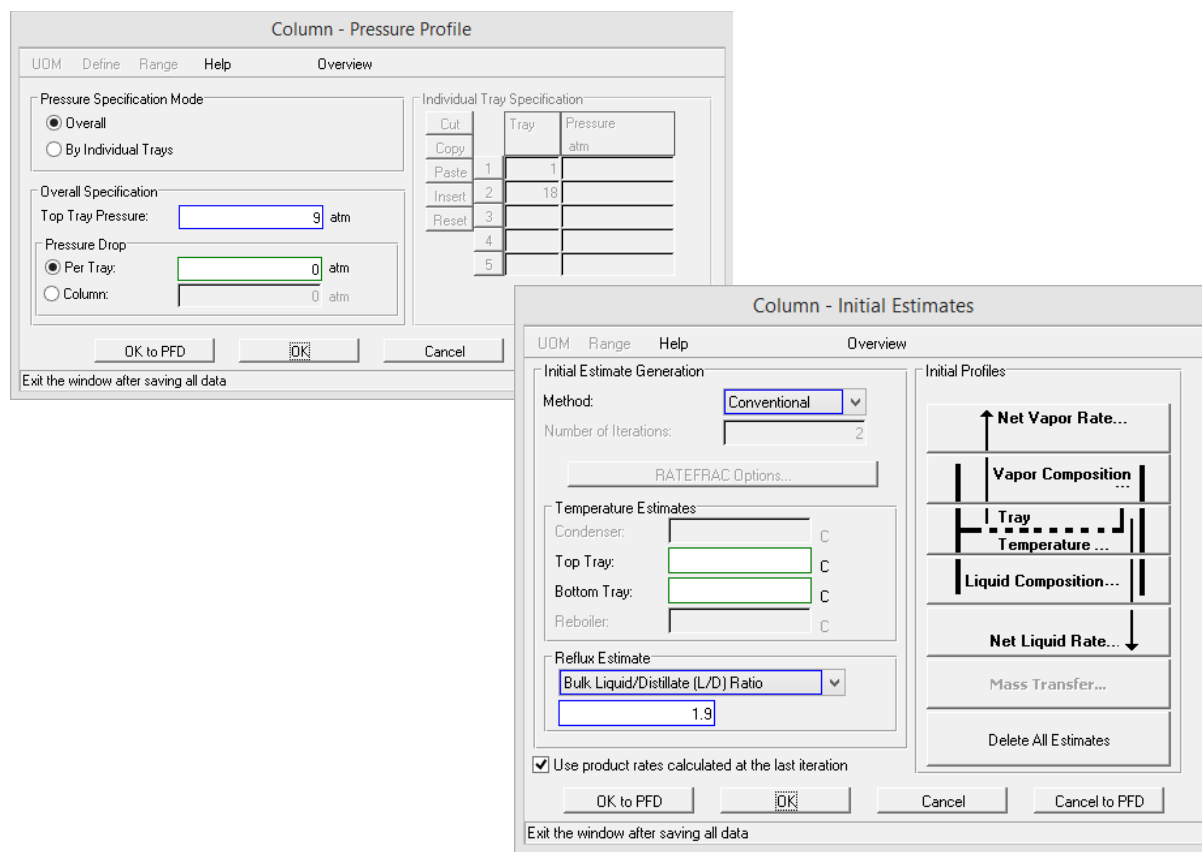
Feed	Tray	Feed Flash
GN	18	On Tray
MEA_POBRE	1	On Tray

Product	Type of Product	Phase	Tray	Rate	Unit
SAS_DOCE	Overhead	Vapor	1	22680.7	kg/hr
MEA_RICA	Bottoms	Liquid	18		kg/hr

A janela de configuração “*feeds and products*” ainda traz a tabela para fornecimentos das estimativas iniciais utilizadas no cálculo da primeira execução do algoritmo de solução da coluna. Essas estimativas são normalizadas para que a soma de todos os produtos da coluna se iguale aos valores informados na entrada, em massa. O algoritmo de solução utilizado foi o “*inside-out*” devido ser um método de rápida convergência e possuir certa insensibilidade ao nível de qualidade das estimativas iniciais fornecidas. Entretanto, não é um método indicado para solucionar sistemas termodinâmicos altamente não ideais, de acordo com o manual do simulador.

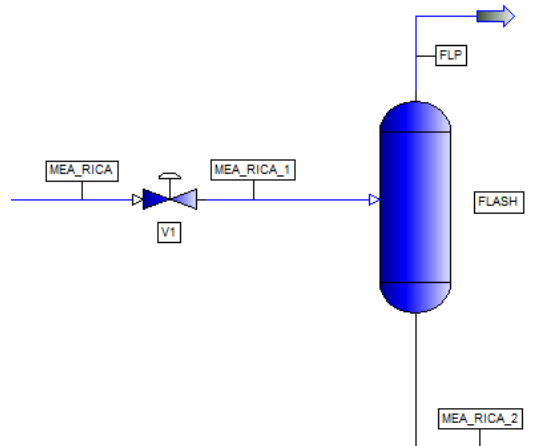
A coluna foi especificada sem queda de pressão conforme mostrado na Figura 16 e com pressão na primeira bandeja variando de 2 a 10 atm. Esta variação será mais bem descrita no tópico seguinte deste trabalho. Para a estimativa de refluxo da coluna, foi utilizado o valor de 1,9 para a relação L/D.

Figura 16: Aba de configuração “*pressure profile*” e “*initial estimates*”



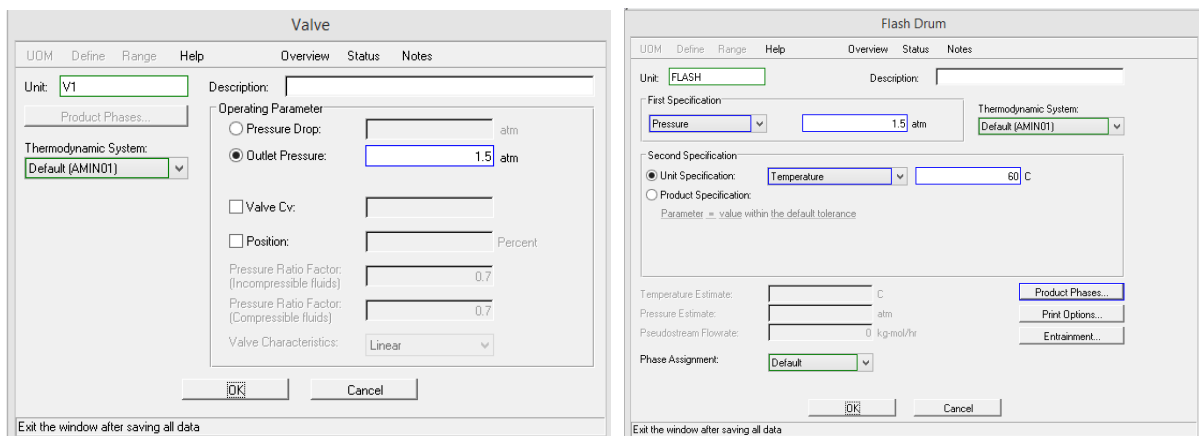
Em seguida, para a corrente de fundo da torre de absorção, foram inseridos uma válvula simples e um vaso flash, conforme representado na Figura 17.

Figura 17: Representação da válvula e do Tanque Flash no PRO/II



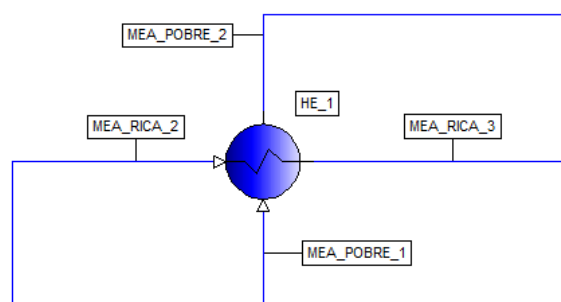
A válvula, com função apenas de reduzir a pressão da linha para especificar a corrente na entrada do tanque *Flash* foi configurada com uma queda de pressão variável a depender do valor de pressão à montante, tendo sua pressão de saída especificada como 1,5 atm conforme mostrado na Figura 18, que é a pressão de operação do tanque *Flash*. O tanque *Flash* foi especificado para operar isotermicamente, a 60 °C, sendo valor típico de processo em acordo com documentos práticos de operação, com pressão em 1,5 atm, conforme mostra a Figura 18. Não foi considerada queda de pressão no vaso.

Figura 18: Local de configuração da Válvula e do Tanque Flash



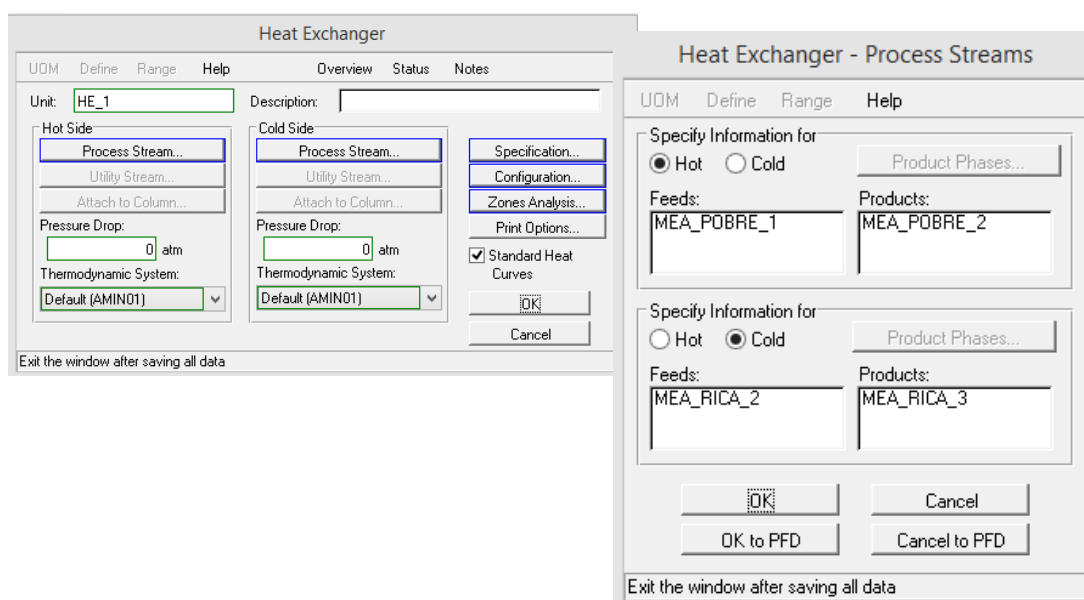
Em seguida, foi considerado um trocador de calor de configuração simplificada, representado na Figura 19, pelo qual a solução de MEA rica, que deixa o fundo do vaso *Flash* onde foi separada de boa parte dos hidrocarbonetos arrastados e dos gases leves, entra como fluido frio.

Figura 19: Representação do trocador de calor 1 no PRO/II



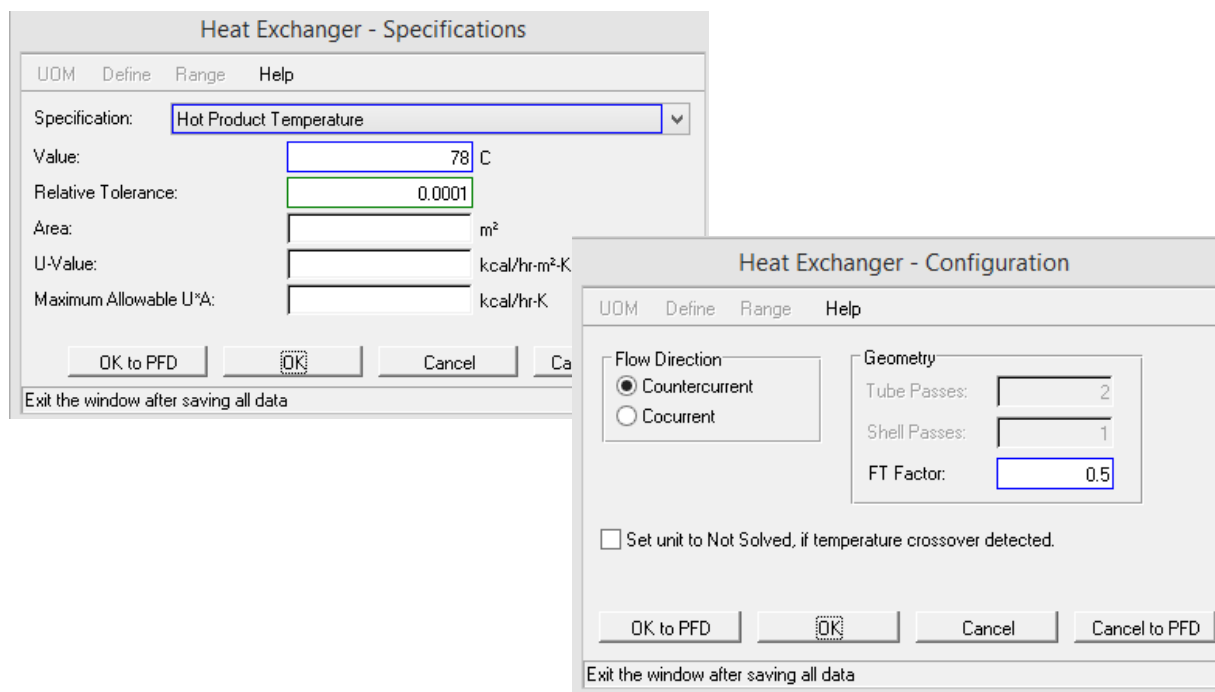
A solução de MEA rica é aquecida com o produto de fundo da coluna de desabsorção, à jusante do trocador de calor, promovendo uma integração energética entre os fluidos conforme mostrado na Figura 20. Não foi considerada queda de pressão no trocador de calor.

Figura 20: Local de configuração do trocador de calor e aba "process stream"



O trocador de calor foi configurado com os fluidos escoando em contracorrente e com a temperatura do produto quente em 78 °C para especificar a temperatura de alimentação na coluna de desabsorção. Para a geometria do trocador de calor, foi especificado o fator de correção da diferença de temperatura média logarítmica (LMTD FT), uma vez que não havia folha de dados para algum trocador de calor usual do processo para entender o número de passes pelos tubos e carcaça. O manual de *software* infere que esse artifício também é bem empregado quando o padrão de fluxo no trocador de calor não é completamente contracorrente ou co-corrente, no qual o fator de correção é utilizado para se obter a força motriz de temperatura correta.

Figura 21: Abas “Specifications” e “Configuration” do trocador de calor



A corrente de MEA rica que deixa o trocador de calor entra na coluna de regeneração acima da 5ª bandeja, conforme indicado na Figura 22. A coluna de regeneração/desabsorção, ou de “Stripper”, foi configurada com 12 estágios de equilíbrio, sendo 1 condensador parcial e um refeedor. A *Stripper* foi configurada para que a pressão na primeira bandeja atingisse o valor de 1,1 atm conforme a Figura 23. Não foi considerada perda de carga no escoamento.

Figura 22: Representação da Coluna de Desabsorção no PRO/II

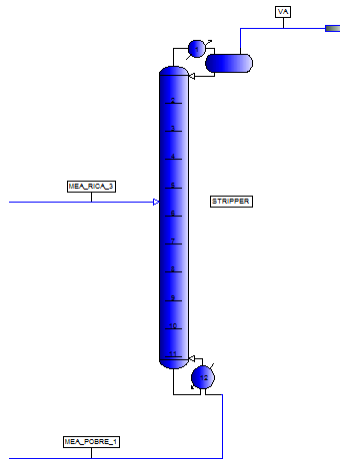
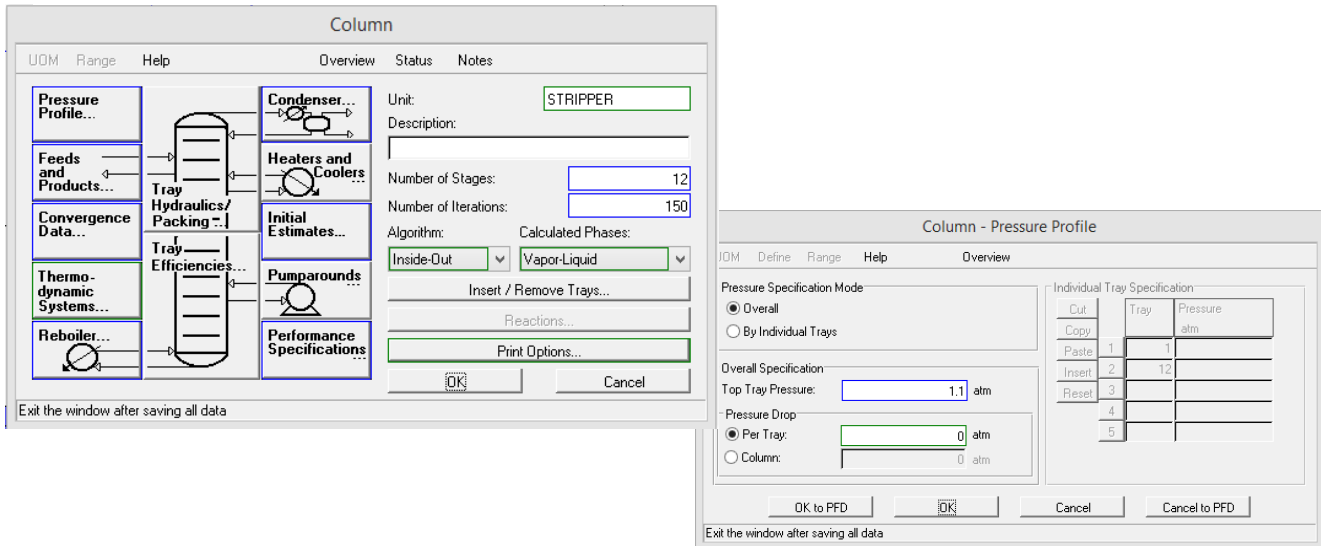


Figura 23: Local de configuração da Coluna de Desabsorção e aba "Pressure Profile"

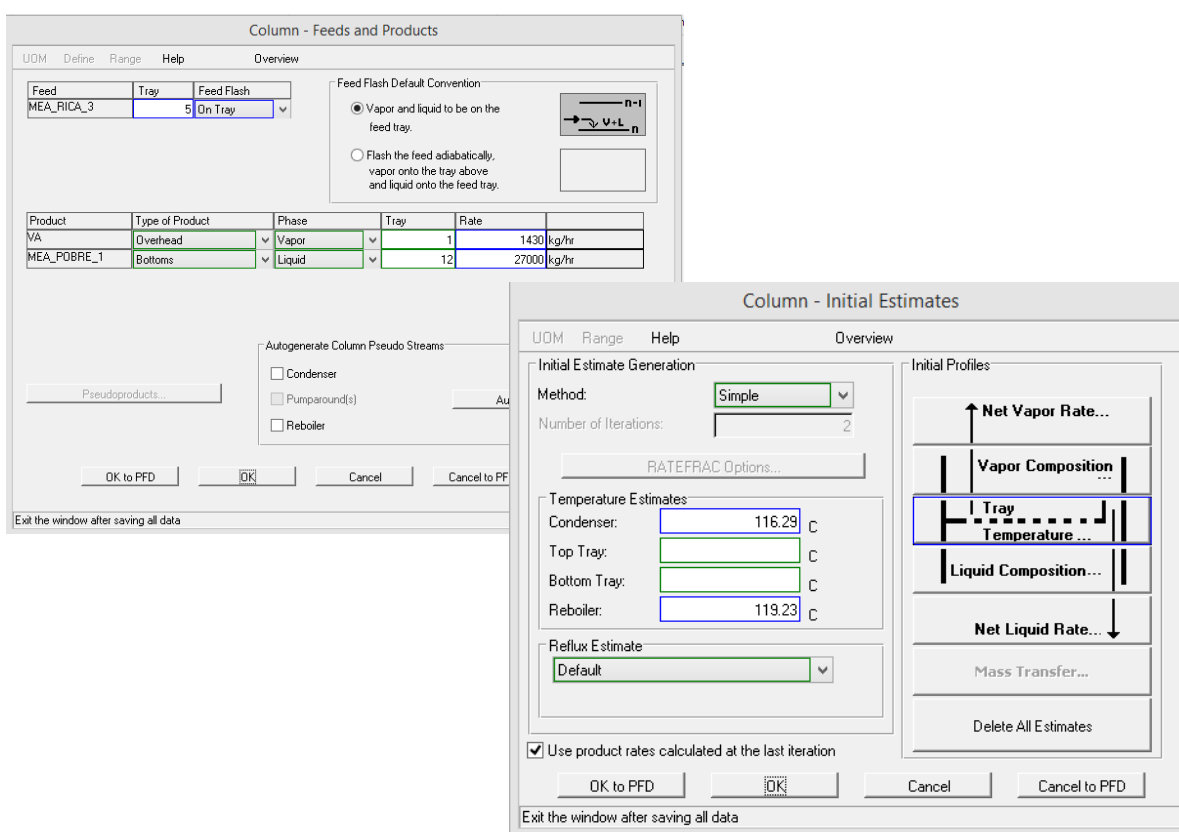


A convenção *flash* de alimentação da coluna foi mantida na condição padrão do simulador, permanecendo o fluido de entrada no prato especificado, sem separação de fases, de acordo com a Figura 23. A janela de configuração "feeds and products" ainda traz a tabela para fornecimentos das estimativas iniciais utilizadas no cálculo da primeira execução do algoritmo de solução da coluna. Foram informadas vazões mássicas para o produto de topo e de fundo da coluna. O algoritmo de solução utilizado foi o "inside-out" devido ser um método de rápida convergência e possuir certa insensibilidade ao nível de qualidade das estimativas

iniciais fornecidas. Entretanto, como dito anteriormente, não é um método indicado para solucionar sistemas termodinâmicos altamente não ideais.

As estimativas iniciais adotadas foram para a temperatura no Condensador e no *Reboiler*, sendo de 116 °C e 119 °C, respectivamente. A geração de estimativa inicial foi selecionada como “*simple*” automaticamente pelo software, uma vez que não foram informadas as temperaturas da bandeja de topo e da bandeja de fundo como estimativas iniciais. Essa configuração pode ser alterada conforme o usuário desejar.

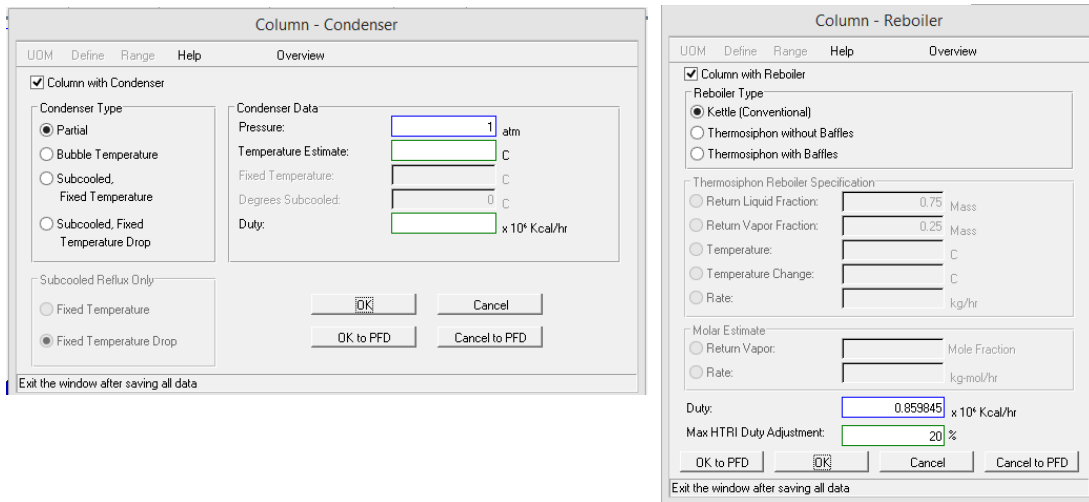
Figura 24: Aba “Feeds and Products” e “Initial Estimates”



A configuração do Condensador foi simplificada, consistindo em especificar sua pressão em 1 atm e do tipo parcial, para que fosse considerado equilíbrio de fases, conforme mostra a Figura 25. O Refervedor foi configurado como sendo convencional para que fosse considerado equilíbrio de fases de maneira que todo o vapor desse estágio retornasse para o prato superior e que o líquido fosse retirado como produto de fundo. A carga térmica do Refervedor foi especificada inicialmente

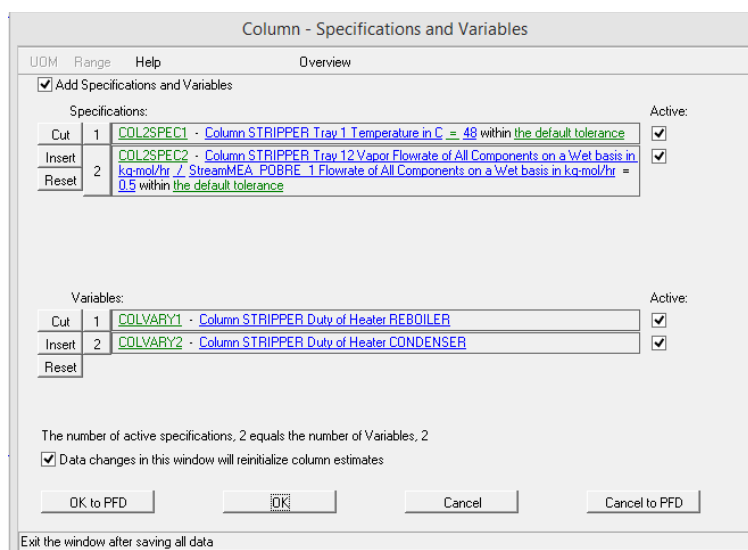
em 0,86 M·kcal/h, mas essa foi uma das variáveis controladas na coluna para que a simulação convergisse. O valor do “Max HTRI Duty Adjustment” de 20% foi especificado pelo software.

Figura 25: Aba "Column Condenser" e "Reboiler"



A coluna foi especificada para que a temperatura do prato 1 atingisse 48 °C, sendo valor típico de processo em acordo com documentos práticos de operação, variando a carga térmica no Referverdor conforme mostra a Figura 26. Ainda, foi especificada a razão molar de vapor entre o 12º estágio e a corrente de fundo que deixa a torre com o valor de 0,5 variando a carga térmica no condensador para

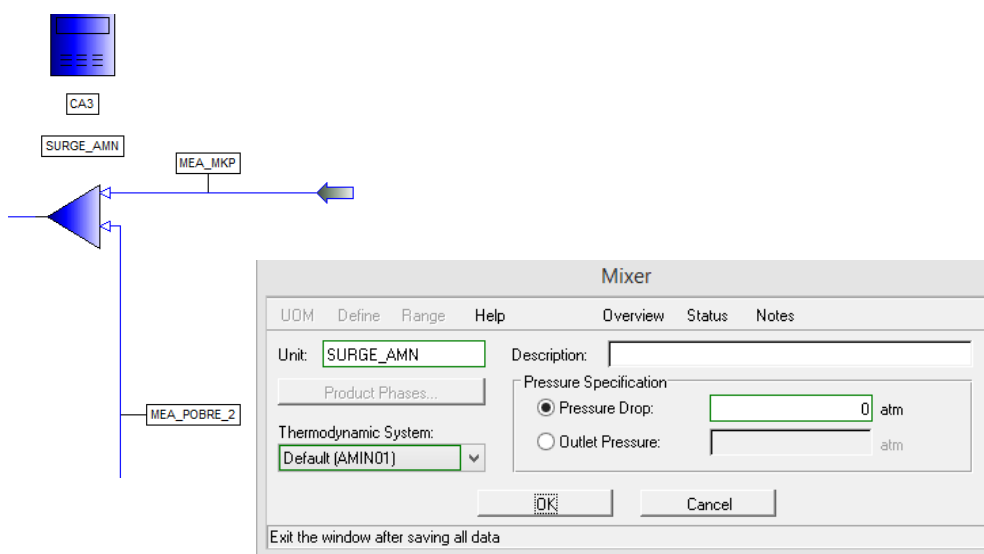
Figura 26: Aba "Specifications and Variables"



melhor separação dos compostos leves na região de esgotamento do equipamento, conforme mostra a Figura 26.

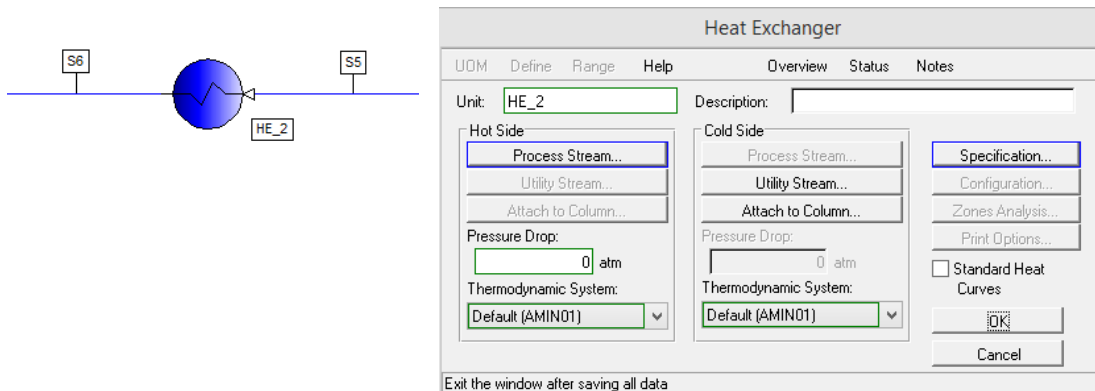
A corrente de MEA pobre que deixa o fundo da coluna de desabsorção entra no trocador de calor *HE-01* já descrito anteriormente e, após aquecer o fluido frio em contato indireto e em contracorrente, segue em direção ao tanque de *Surge*. O tanque de *Surge* foi representado como um *Mixer* na simulação para que pudesse receber uma corrente adicional de MEA com a finalidade de repor quantidades perdidas da solução de amina nos produtos de topo das colunas e no vaso *Flash*, conforme ilustra a Figura 27. O tanque foi configurado sem queda de pressão. A vazão adicional de MEA que alimenta o tanque foi controlada com o uso de uma calculadora. Esta operação será detalhada mais adiante neste mesmo tópico do trabalho.

Figura 27: Representação do Tanque *Surge* no PRO/II e Local de configuração



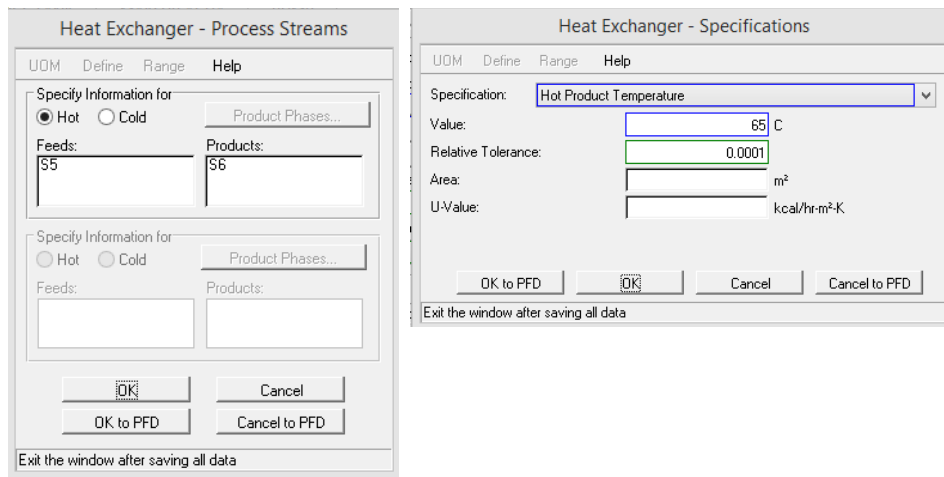
A corrente de MEA pobre segue em direção a outro trocador de calor, *HE_2*, para que tenha sua temperatura reduzida antes de entrar no vaso de make-up de água, conforme ilustra a Figura 28. O fluido frio desse trocador de calor, normalmente é a água do mar, disponível em abundância nas plataformas *offshore*.

Figura 28: Representação do trocador de calor 2 no PRO/II e local de configuração



O trocador de calor foi especificado sem a informação da corrente de fluido frio, uma vez que não era o objeto principal de estudo do processo. A temperatura de saída do fluido quente foi especificada para 65 °C conforme mostra a figura 26.

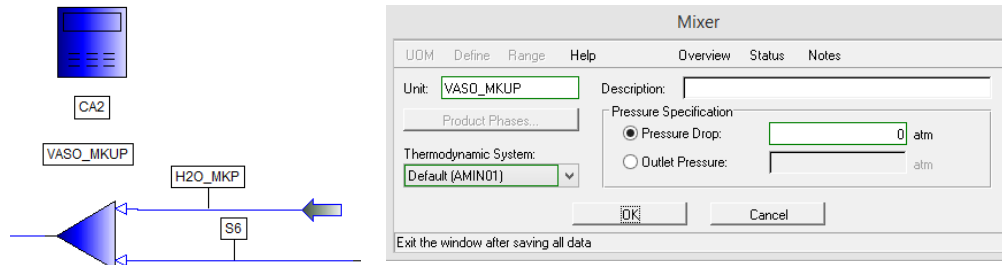
Figura 29: Aba "Process Stream" e "Specifications"



A corrente de saída do trocador de calor *HE_02* segue em direção ao tanque de *make-up* de água, conforme mostra a Figura 30. O vaso de *make-up* foi representado como um *Mixer* na simulação para que pudesse receber uma corrente adicional de água de processo com a finalidade de repor as quantidades perdidas nos produtos de topo das colunas e no vaso *Flash*, conforme ilustra a Figura 30. O vaso foi configurado sem queda de pressão. A vazão adicional de água que alimenta

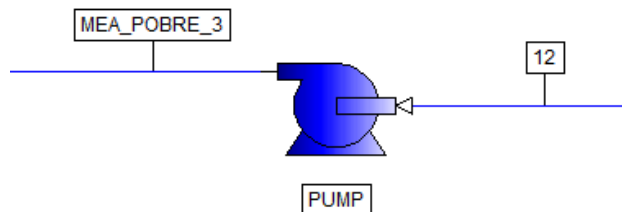
o tanque foi controlada com o uso de uma calculadora. Esta operação será detalhada mais adiante neste mesmo tópico do trabalho.

Figura 30: Representação do vaso para *Make-up* de água no PRO/II e Aba de configuração



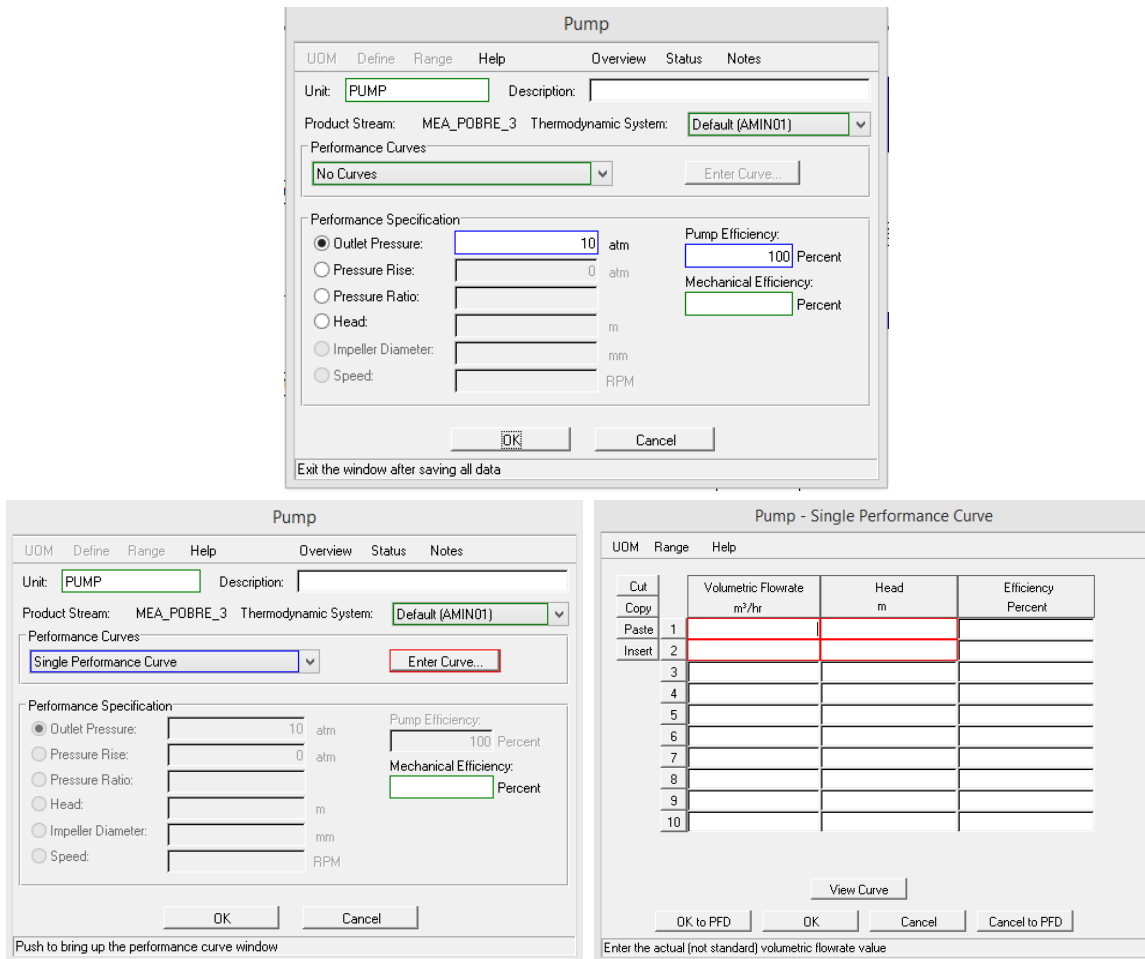
A corrente de MEA pobre que sai do vaso de *make-up* segue em direção a uma bomba, conforme mostra a Figura 31, para que a pressão da linha seja incrementada e especificada para a entrada da torre de absorção.

Figura 31: Representação da Bomba no PRO/II



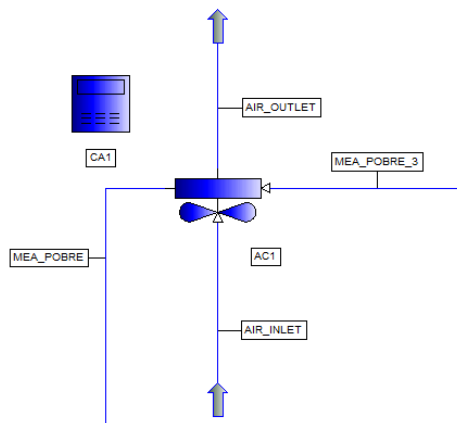
A bomba foi configurada para a pressão de recalque em 11 atm na simulação da torre absorvedora a 10 atm. Esse valor foi determinado com uma diferença de 1 atm da configuração de pressão do topo da coluna de absorção. Assim, conforme a pressão da coluna variou entre as simulações realizadas no estudo, a pressão de recalque da bomba variou em conjunto, nessa relação. A bomba foi especificada com eficiência de 100%, uma vez que não havia interesse em estudar a performance do equipamento. Não foi inserida uma curva para a bomba, pelos mesmos motivos. Entretanto, o simulador fornece um campo para que esse nível de detalhamento possa ser empregado, conforme mostrado na Figura 32 e, nessas condições, a especificação do equipamento pode ser melhorada para atender a alguma demanda de processo.

Figura 32: Local de configuração da Bomba e aba da curva da bomba



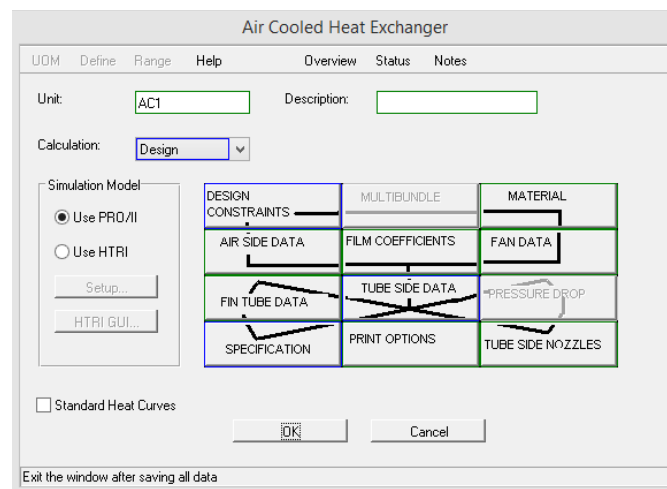
A corrente de MEA pobre que é recalçada pela bomba segue para um trocador de calor *Air Cooler* para última especificação de temperatura da corrente antes que ela retorne para a torre de absorção, conforme mostra a Figura 33.

Figura 33: Representação do Air Cooler no PRO/II



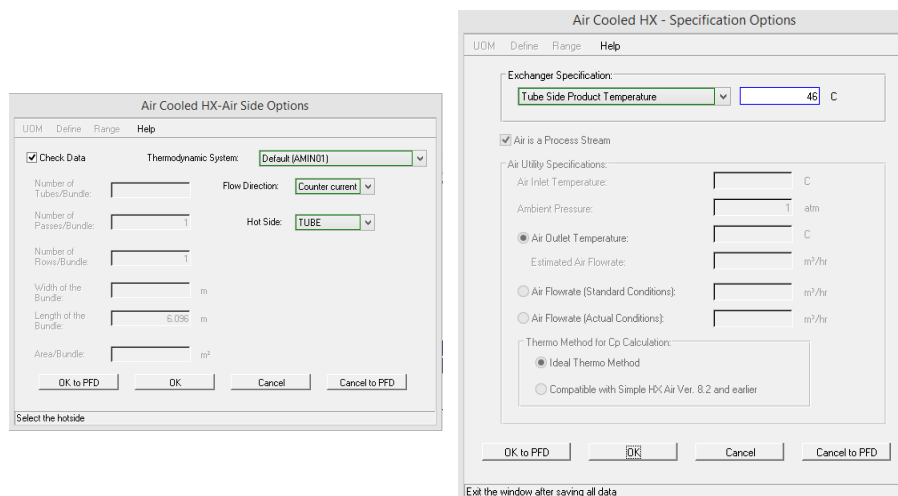
A configuração do *Air Cooler* foi feita para o cálculo através do *Design*, conforme mostra a Figura 34, para que não fossem requeridas informações específicas de construtibilidade do equipamento, como: número de tubos, número de passes, altura e comprimento do empacotamento, geometria do arranjo, tipo do material e outros. A vazão de ar que alimenta o *Air Cooler* foi controlada com o uso de uma calculadora. Esta operação será detalhada mais adiante neste mesmo tópico do trabalho.

Figura 34: Local de configuração do *Air Cooler*



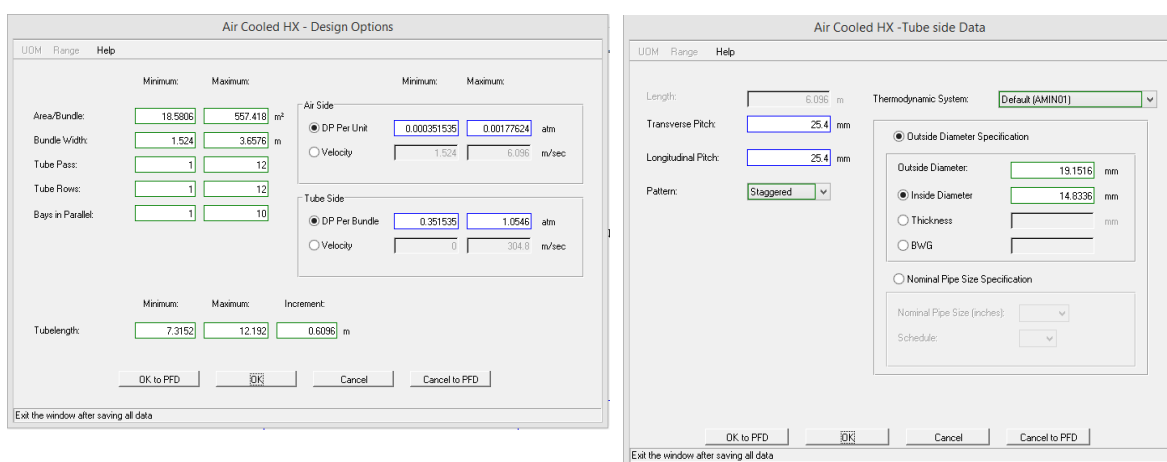
O fluido quente proveniente da bomba foi configurado passando pelo lado dos tubos, em contracorrente e especificado com temperatura de saída de 46 °C de acordo com a Figura 35.

Figura 35: Aba de "*Air Side Options*" e "*Specification*"



Foram especificados valores mínimos e máximos de queda de pressão no escoamento tanto para o lado dos tubos quanto para o lado do ar conforme mostra a Figura 36. Os valores mínimos e máximos para as variáveis cuja caixa de texto estão em verde foram mantidas conforme o padrão do equipamento. Também, foram informados os valores do passo longitudinal e transversal dos tubos, calculada como 1,33 vezes o diâmetro externo dos tubos. O valor padrão quando essa informação não é fornecida é de 1,25 vezes o diâmetro externo dos tubos. O perfil dos tubos foi mantido como “escalonado” conforme o padrão do equipamento.

Figura 36: Aba "Design Options" e "Tube side Data"



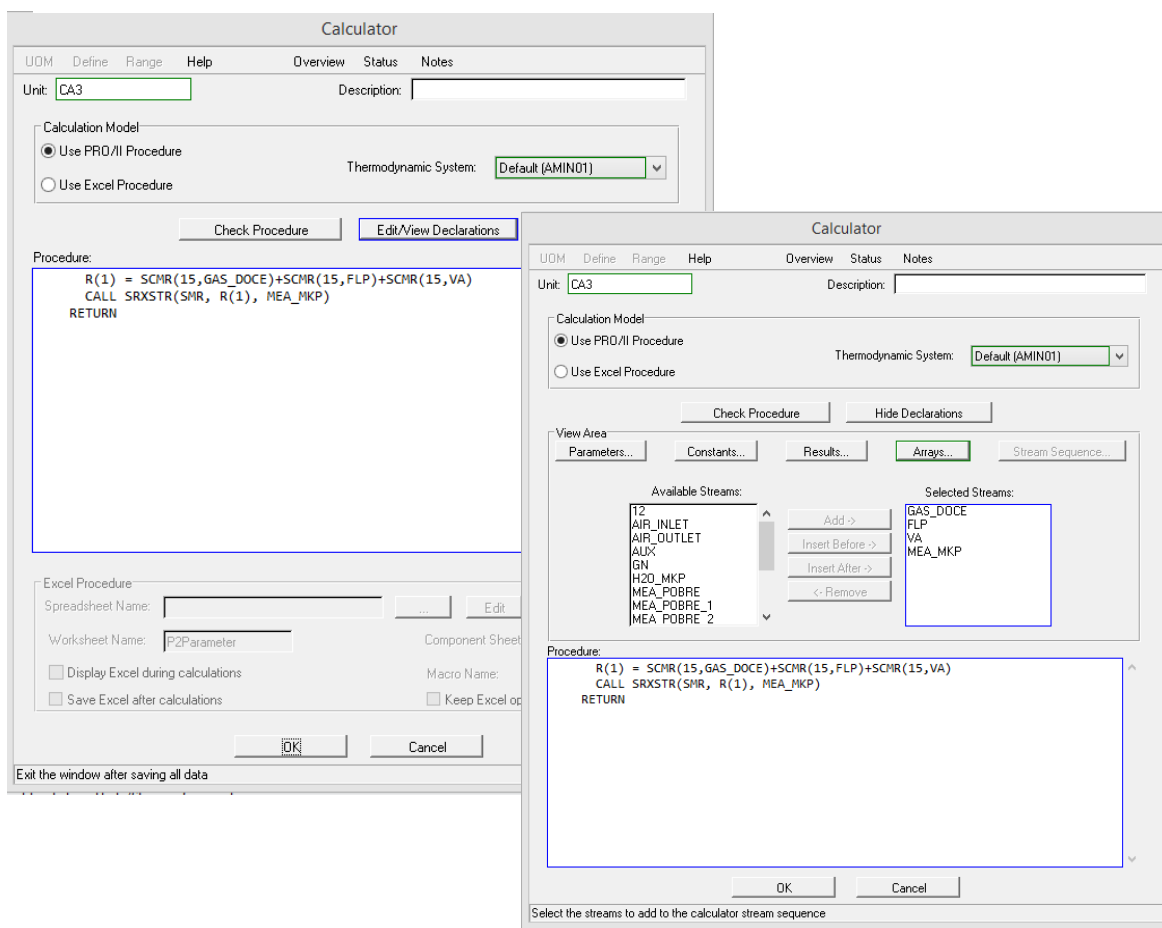
Foram utilizadas calculadoras para efetuar o controle das correntes de reposição de MEA, água de processo e da taxa de ar que alimenta o Air Cooler. Esse controle poderia ter sido realizado com a utilização de controladores de variável simples ou múltipla, disponíveis no simulador. Entretanto, as calculadoras foram utilizadas, uma vez que dentro de suas configurações é possível evocar rotinas e sub-rotinas previamente programadas no *software*.

O controle de solução de MEA, realizado pela calculadora CA3, foi feito utilizando a subrotina "SCMR" do software que evoca a taxa molar de um componente específico em uma corrente específica e a subrotina "CALL SRXSTR" que atribui a uma propriedade específica de uma corrente específica um valor de uma variável armazenada, conforme mostra a Figura 37.

A sintaxe da subrotina "SCMR" é "SCMR(número do componente, corrente desejada)". O número do componente é referente à listagem que se forma quando

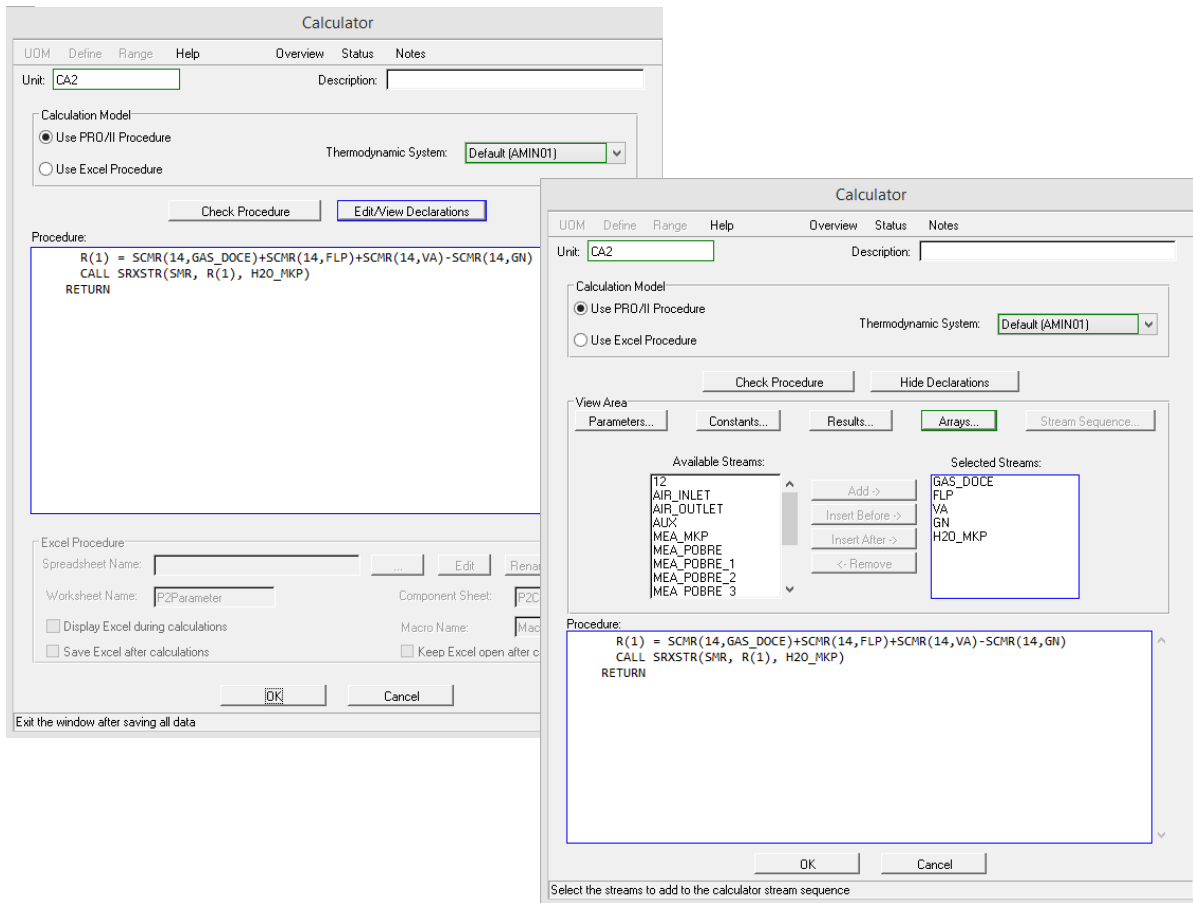
os componentes são cadastrados, como mostra a Figura 7. A sintaxe da subrotina “SRXSTR” é “CALL SRXSTR(tipo da propriedade, variável armazenada, corrente desejada)”. Nesse sentido, as taxas molares da solução de MEA que foram perdidas nas correntes de topo da torre absorvedora, tanque *Flash* e torre de desabsorção foram identificadas, somadas e atribuídas ao valor da taxa molar da corrente de alimentação de MEA do vaso de *Surge*.

Figura 37: Local de configuração da Calculadora e procedimento da CA3



O controle de reposição da água de processo perdida, realizado pela calculadora CA2, foi feito utilizando a subrotina “SCMR” do software que evoca a taxa molar de um componente específico em uma corrente específica e a subrotina “CALL SRXSTR” que atribui a uma propriedade específica de uma corrente específica um valor de uma variável armazenada, conforme mostra a Figura 38.

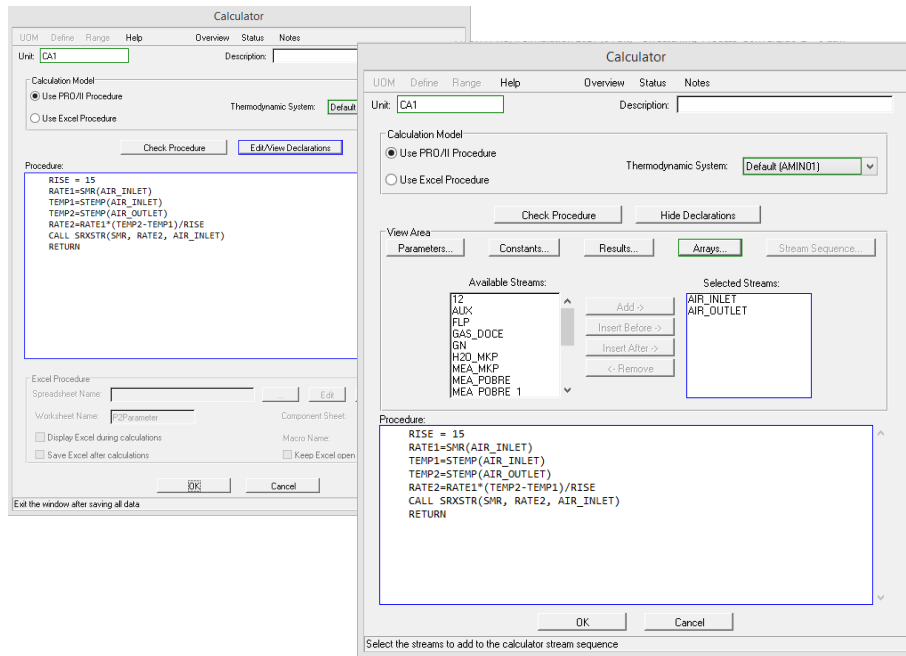
Figura 38: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA2



De modo semelhante à calculadora de MEA, as taxas molares de água que foram perdidas nas correntes de topo da torre absorvedora, tanque *Flash* e torre de desabsorção foram identificadas, somadas, excluídas da quantidade de água que poderia entrar no processo através da corrente de gás natural e atribuídas ao valor da taxa molar da corrente de alimentação de água no vaso de *make-up*.

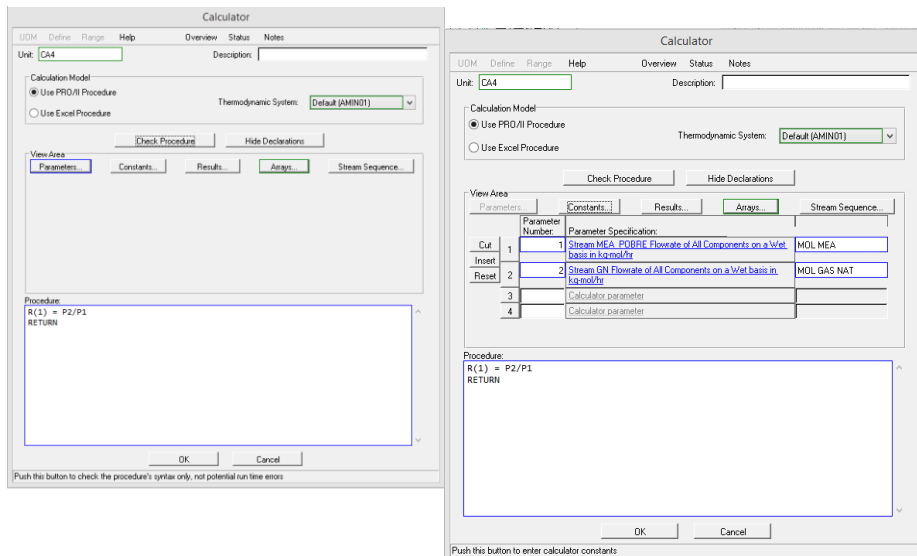
O controle de vazão de ar que entra no *Air Cooler*, realizado pela calculadora CA1, foi feito utilizando a subrotina “SMR” do software que evoca a taxa molar em uma corrente específica, conforme mostra a Figura 39, e a subrotina “CALL SRXSTR” já descrita anteriormente. A taxa molar de ar atualizada, “RATE2”, foi calculada como a taxa anterior, “RATE1” multiplicada pela diferença de temperatura entre a corrente de entrada e de saída, corrigida pelo valor de projeto de 15 °C.

Figura 39: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA1



A calculadora CA4 foi programada para retornar o valor da relação entre os parâmetros P2 e P1 conforme indicado na Figura 40. Os parâmetros foram definidos como sendo as taxas molares de MEA e de gás natural em base úmida. Assim, foi possível ter o valor atualizado da carga, ou “load”, durante a execução das simulações.

Figura 40: Local de configuração da calculadora e procedimento da CA4



7. RESULTADOS

O processo foi simulado em 8 condições de pressão diferentes para a coluna de absorção, mantendo-se as outras variáveis de processo informadas constantes para que fosse estudado o efeito de pressão na absorção do CO₂ e H₂S, conforme indicado na Tabela 4. A fim de se compreender melhor os resultados das simulações, seguem abaixo as tabelas com os principais parâmetros de processo das correntes da torre de absorção e seu respectivo fluxograma contendo as informações de temperatura, pressão e vazão mássica nas etiquetas das correntes, em acordo com a legenda na Figura 41.

Tabela 4: Parâmetros avaliados para a Coluna de Absorção

Parâmetro variado		
Pressão de absorção	ATM	2 – 10
Parâmetros fixados		
Concentração mássica MEA	%	20
Temperatura corrente MEA pobre	°C	46
Temperatura corrente Gás Natural	°C	23
Número de Estágios da torre absorvedora		18

Outros parâmetros também foram mantidos constantes para a avaliação, como a composição do gás natural, a amina utilizada no processo e os estágios de entrada das correntes de MEA e gás natural na torre absorvedora.

Figura 41: Legenda das etiquetas das correntes

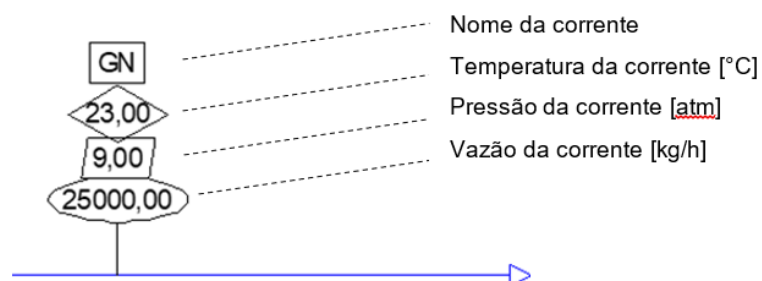


Figura 42: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 10 atm

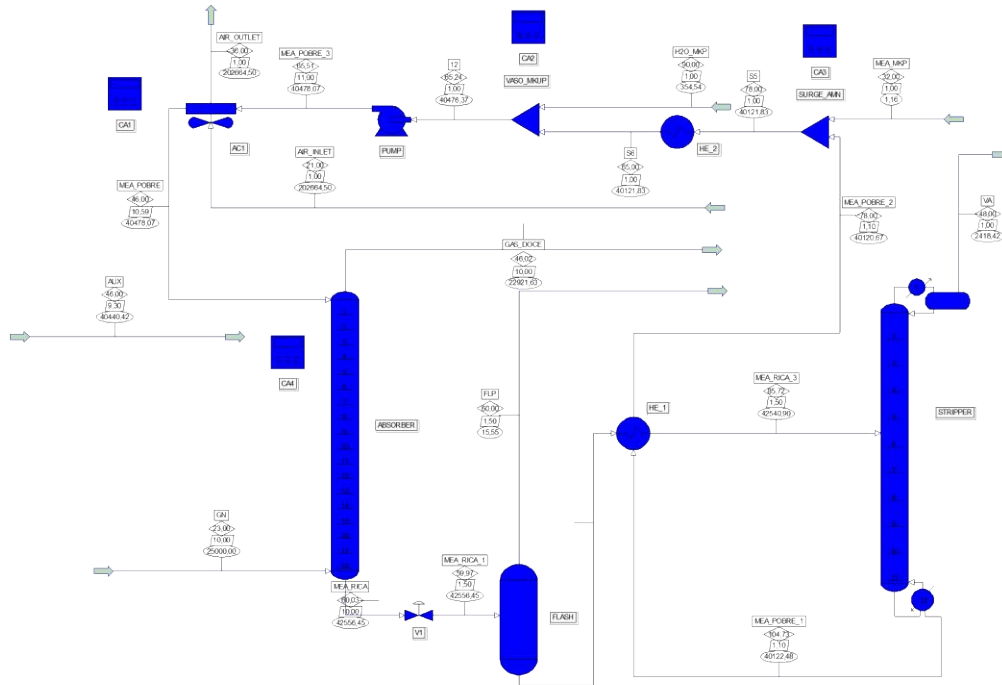


Tabela 5: Informações das correntes do Absorvedor a 10 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	46,02	60,03
Pressure	atm	10,59	10,00	10,00	10,00
Total Mass Rate	KG/HR	40478,07	25000,00	22921,63	42556,45
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,30	1184,05	3,72E-02	1187,32
CO2		473,11	1101,58	9,77E-02	1574,59
CO		0,00	321,82	321,68	0,14
METHANE		0,00	10302,18	10297,74	4,44
ETHANE		0,00	4799,69	4796,98	2,71
PROPANE		0,00	784,08	783,69	0,39
BUTANE		0,00	63,60	63,55	0,05
PROPENE		0,00	3257,72	3252,91	4,80
1BUTENE		0,00	153,48	153,46	0,02
PENTANE		0,00	394,74	394,58	0,17
N2		0,00	1977,11	1976,50	0,61
H2		0,00	643,55	643,28	0,27
ARGON		0,00	16,39	16,38	0,01
H2O		32001,68	0,00	219,58	31782,10
MEA		7999,98	0,00	1,16	7998,82
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 43: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 9 atm

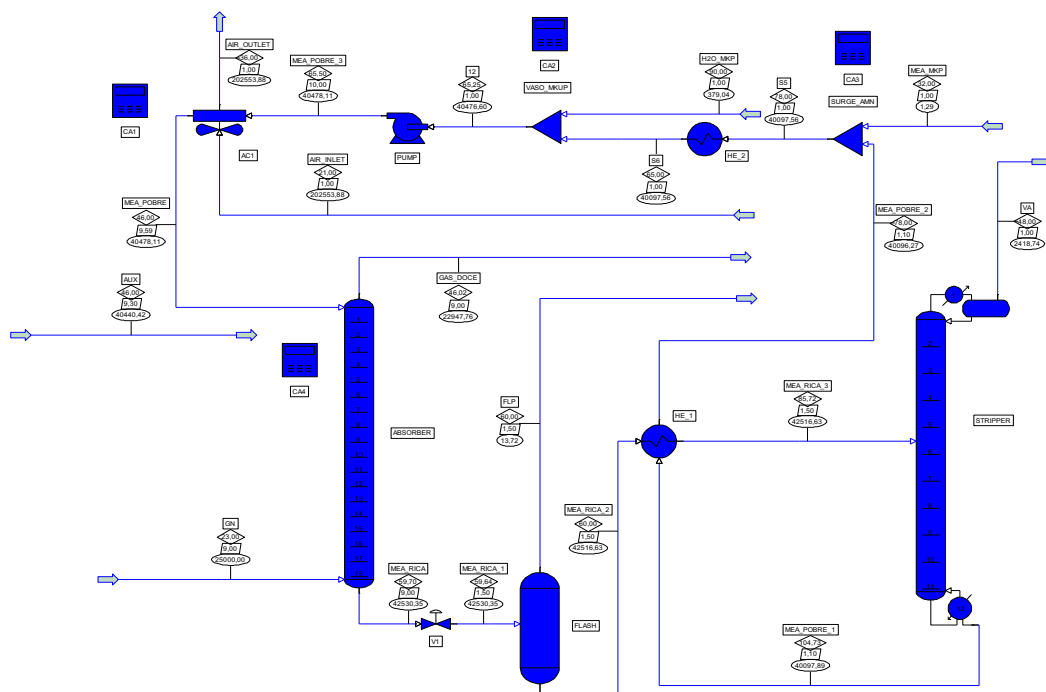


Tabela 6: Informações das correntes do Absorvedor a 9 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	46,02	59,70
Pressure	atm	9,59	9,00	9,00	9,00
Total Mass Rate	KG/HR	40478,11	25000,00	22947,76	42530,35
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,30	1184,05	4,13E-02	1187,31
CO2		473,26	1101,58	1,09E-01	1574,73
CO		0,00	321,82	321,69	0,13
METHANE		0,00	10302,18	10298,20	3,98
ETHANE		0,00	4799,69	4797,24	2,45
PROPANE		0,00	784,08	783,73	0,35
BUTANE		0,00	63,60	63,55	0,05
PROPENE		0,00	3257,72	3253,36	4,35
1BUTENE		0,00	153,48	153,47	0,02
PENTANE		0,00	394,74	394,59	0,15
N2		0,00	1977,11	1976,56	0,55
H2		0,00	643,55	643,31	0,24
ARGON		0,00	16,39	16,38	0,01
H2O		32001,57	0,00	244,24	31757,33
MEA		7999,98	0,00	1,29	7998,69
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 44: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 8 atm

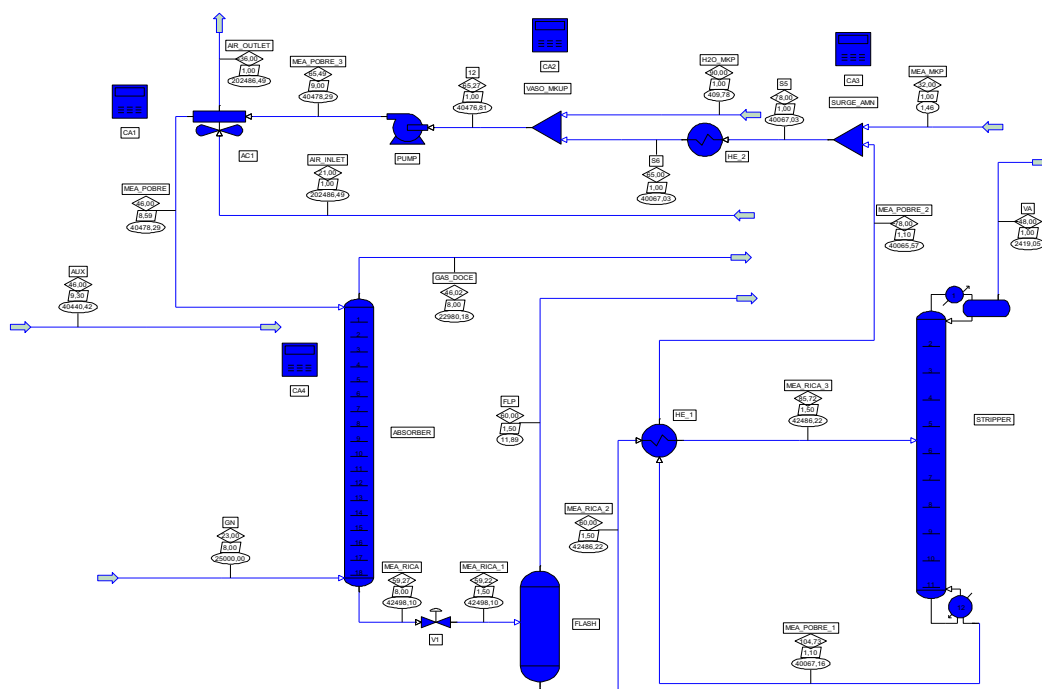


Tabela 7: Informações das correntes do Absorvedor a 8 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	46,02	59,27
Pressure	atm	8,59	8,00	8,00	8,00
Total Mass Rate	KG/HR	40478,29	25000,00	22980,18	42498,10
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,29	1184,05	4,64E-02	1187,30
CO2		473,45	1101,58	1,23E-01	1574,91
CO		0,00	321,82	321,71	0,11
METHANE		0,00	10302,18	10298,65	3,53
ETHANE		0,00	4799,69	4797,51	2,19
PROPANE		0,00	784,08	783,77	0,32
BUTANE		0,00	63,60	63,56	0,04
PROPENE		0,00	3257,72	3253,82	3,89
1BUTENE		0,00	153,48	153,47	0,02
PENTANE		0,00	394,74	394,60	0,14
N2		0,00	1977,11	1976,63	0,49
H2		0,00	643,55	643,33	0,21
ARGON		0,00	16,39	16,38	0,01
H2O		32001,57	0,00	275,14	31726,43
MEA		7999,98	0,00	1,45	7998,52
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 45: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 7 atm

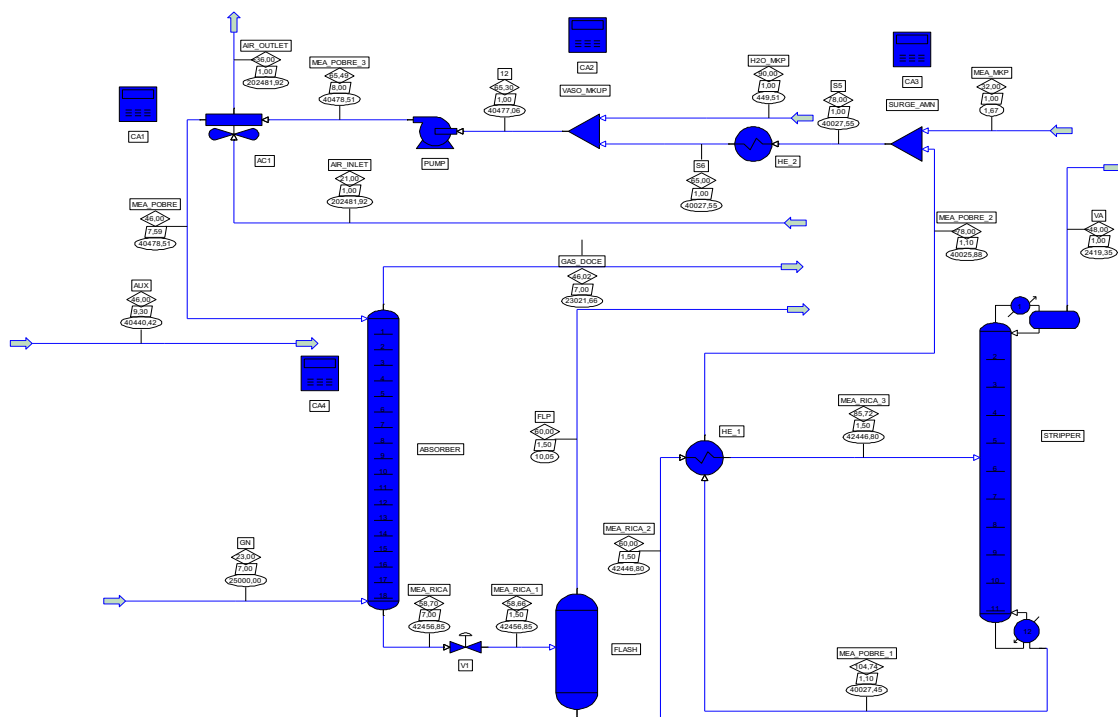


Tabela 8: Informações das correntes do Absorvedor a 7 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	46,02	58,70
Pressure	atm	7,59	7,00	7,00	7,00
Total Mass Rate	KG/HR	40478,51	25000,00	23021,66	42456,85
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,28	1184,05	5,30E-02	1187,28
CO2		473,70	1101,58	1,41E-01	1575,14
CO		0,00	321,82	321,72	0,10
METHANE		0,00	10302,18	10299,10	3,08
ETHANE		0,00	4799,69	4797,77	1,92
PROPANE		0,00	784,08	783,80	0,28
BUTANE		0,00	63,60	63,56	0,04
PROPENE		0,00	3257,72	3254,28	3,43
1BUTENE		0,00	153,48	153,47	0,02
PENTANE		0,00	394,74	394,62	0,12
N2		0,00	1977,11	1976,69	0,42
H2		0,00	643,55	643,36	0,18
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,01
H2O		32001,56	0,00	315,03	31686,52
MEA		7999,97	0,00	1,67	7998,31
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 46: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 6 atm

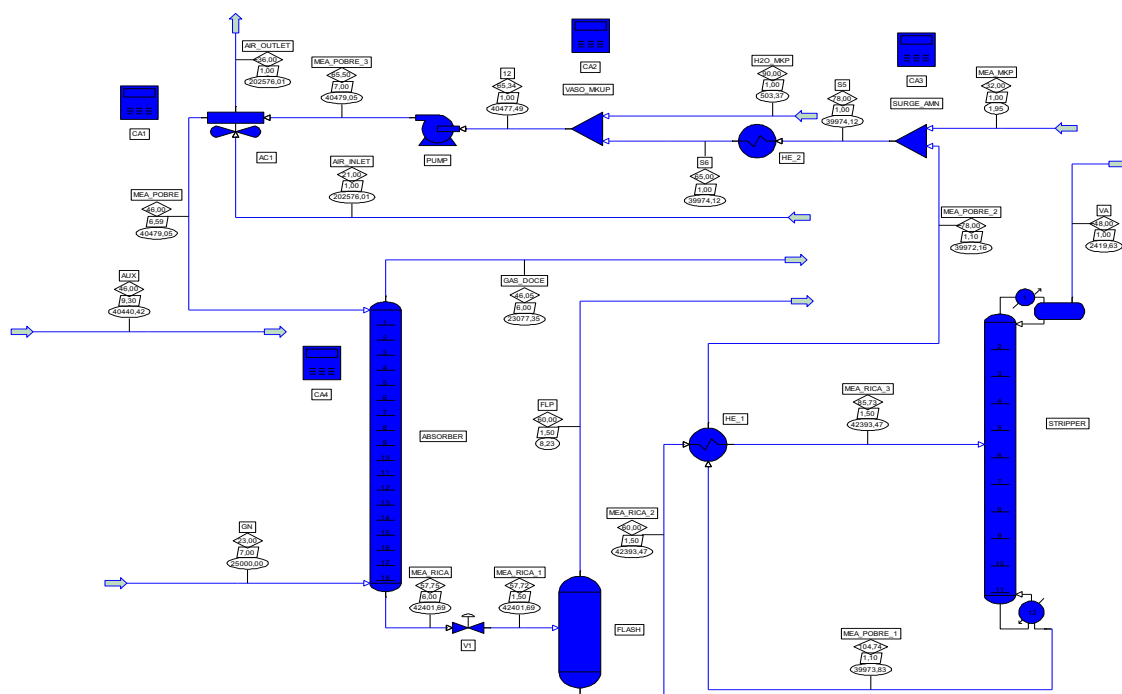


Tabela 9: Informações das correntes do Absorvedor a 6 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	46,05	57,75
Pressure	atm	6,59	7,00	6,00	6,00
Total Mass Rate	KG/HR	40479,05	25000,00	23077,35	42401,69
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,26	1184,05	6,19E-02	1187,26
CO2		474,05	1101,58	1,65E-01	1575,46
CO		0,00	321,82	321,74	0,08
METHANE		0,00	10302,18	10299,56	2,62
ETHANE		0,00	4799,69	4798,03	1,66
PROPANE		0,00	784,08	783,84	0,24
BUTANE		0,00	63,60	63,57	0,03
PROPENE		0,00	3257,72	3254,75	2,97
1BUTENE		0,00	153,48	153,47	0,01
PENTANE		0,00	394,74	394,64	0,11
N2		0,00	1977,11	1976,75	0,36
H2		0,00	643,55	643,39	0,16
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,01
H2O		32001,77	0,00	369,06	31632,71
MEA		7999,97	0,00	1,95	7998,02
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 47: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 5 atm

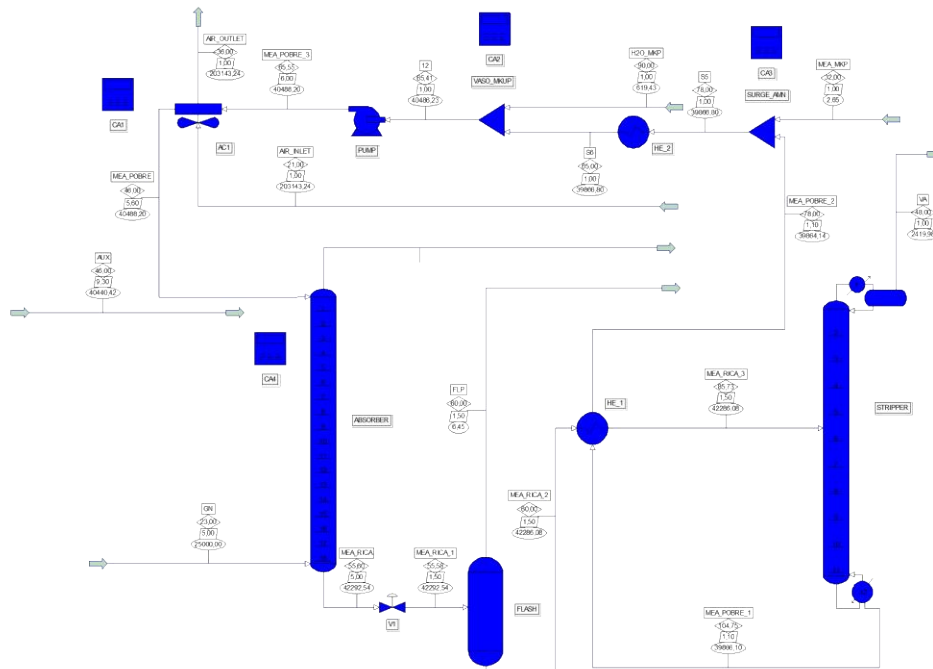


Tabela 10: Informações das correntes do Absorvedor a 5 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	47,76	55,60
Pressure	atm	5,60	5,00	5,00	5,00
Total Mass Rate	KG/HR	40488,20	25000,00	23195,67	42292,54
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,22	1184,05	8,13E-02	1187,19
CO2		474,85	1101,58	2,38E-01	1576,19
CO		0,00	321,82	321,75	0,07
METHANE		0,00	10302,18	10300,01	2,17
ETHANE		0,00	4799,69	4798,29	1,41
PROPANE		0,00	784,08	783,88	0,21
BUTANE		0,00	63,60	63,57	0,03
PROPENE		0,00	3257,72	3255,19	2,53
1BUTENE		0,00	153,48	153,47	0,01
PENTANE		0,00	394,74	394,65	0,09
N2		0,00	1977,11	1976,81	0,30
H2		0,00	643,55	643,42	0,13
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,00
H2O		32010,08	0,00	485,27	31524,80
MEA		8000,05	0,00	2,65	7997,40
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 48: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 4 atm

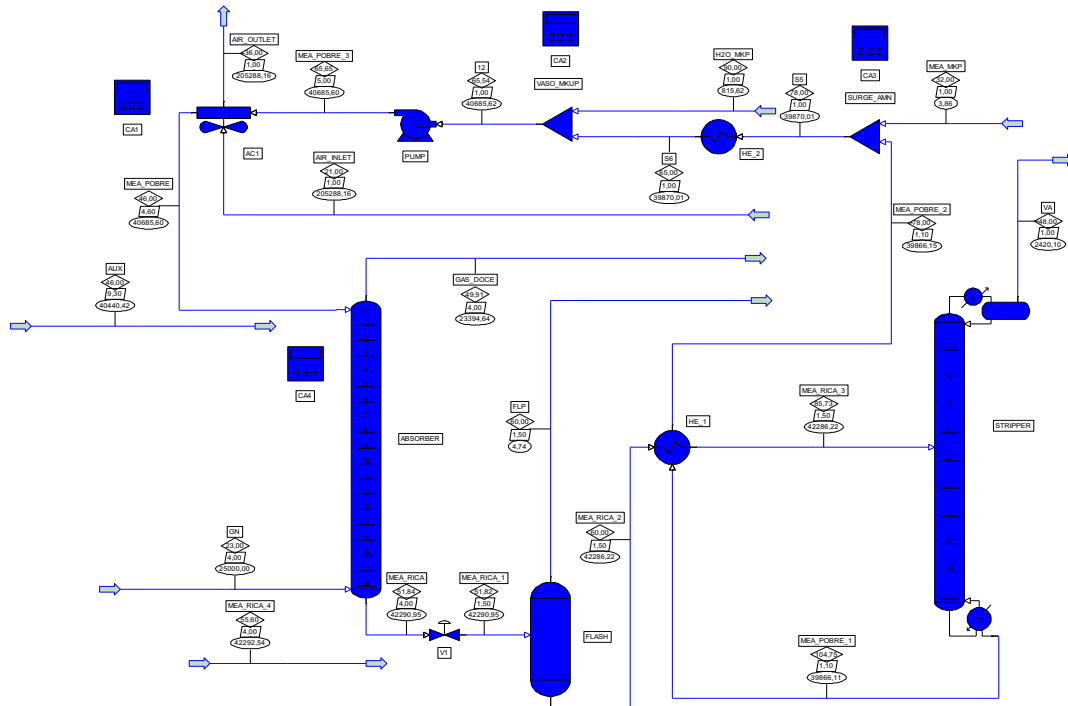


Tabela 11: Informações das correntes do Absorvedor a 4 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	49,91	51,84
Pressure	atm	4,60	4,00	4,00	4,00
Total Mass Rate	KG/HR	40685,60	25000,00	23394,64	42290,95
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,22	1184,05	1,15E-01	1187,16
CO2		474,83	1101,58	3,71E-01	1576,03
CO		0,00	321,82	321,76	0,06
METHANE		0,00	10302,18	10300,45	1,73
ETHANE		0,00	4799,69	4798,52	1,17
PROPANE		0,00	784,08	783,91	0,17
BUTANE		0,00	63,60	63,57	0,03
PROPENE		0,00	3257,72	3255,60	2,11
1BUTENE		0,00	153,48	153,48	0,01
PENTANE		0,00	394,74	394,66	0,08
N2		0,00	1977,11	1976,87	0,24
H2		0,00	643,55	643,45	0,10
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,00
H2O		32206,28	0,00	681,62	31524,66
MEA		8001,26	0,00	3,86	7997,40
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 49: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 3 atm

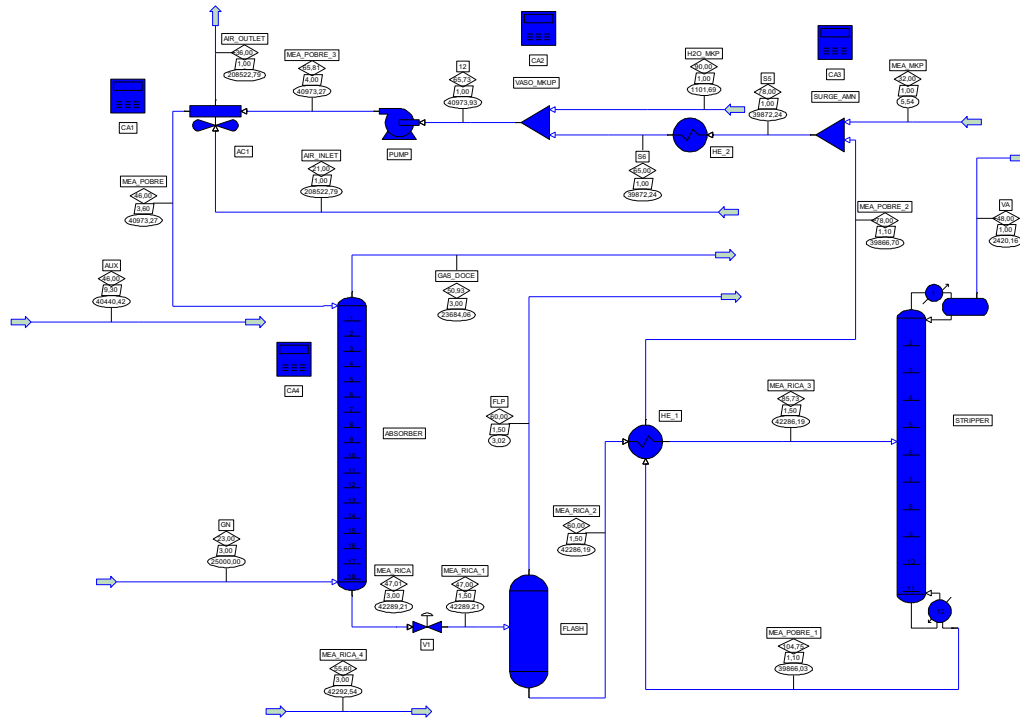


Tabela 12: Informações das correntes do Absorvedor a 3 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	50,93	47,01
Pressure	atm	3,60	3,00	3,00	3,00
Total Mass Rate	KG/HR	40973,27	25000,00	23684,06	42289,21
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,22	1184,05	1,64E-01	1187,12
CO2		474,82	1101,58	5,53E-01	1575,84
CO		0,00	321,82	321,78	0,04
METHANE		0,00	10302,18	10300,89	1,29
ETHANE		0,00	4799,69	4798,76	0,93
PROPANE		0,00	784,08	783,95	0,14
BUTANE		0,00	63,60	63,58	0,02
PROPENE		0,00	3257,72	3256,03	1,69
1BUTENE		0,00	153,48	153,48	0,00
PENTANE		0,00	394,74	394,68	0,06
N2		0,00	1977,11	1976,93	0,18
H2		0,00	643,55	643,47	0,07
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,00
H2O		32492,29	0,00	967,86	31524,43
MEA		8002,94	0,00	5,54	7997,40
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 50: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 2 atm

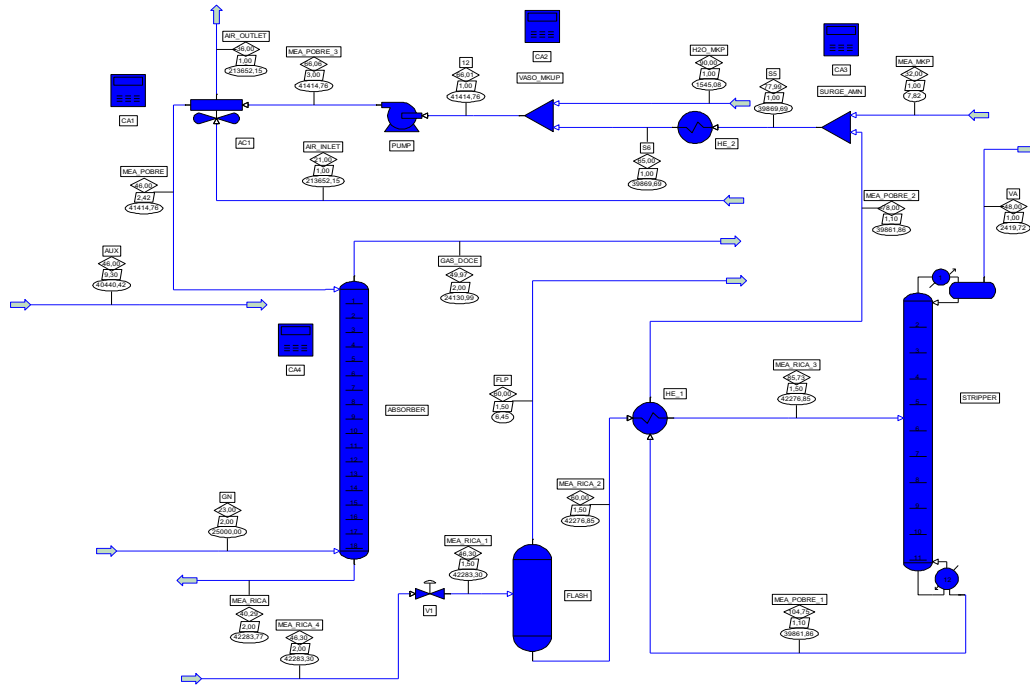
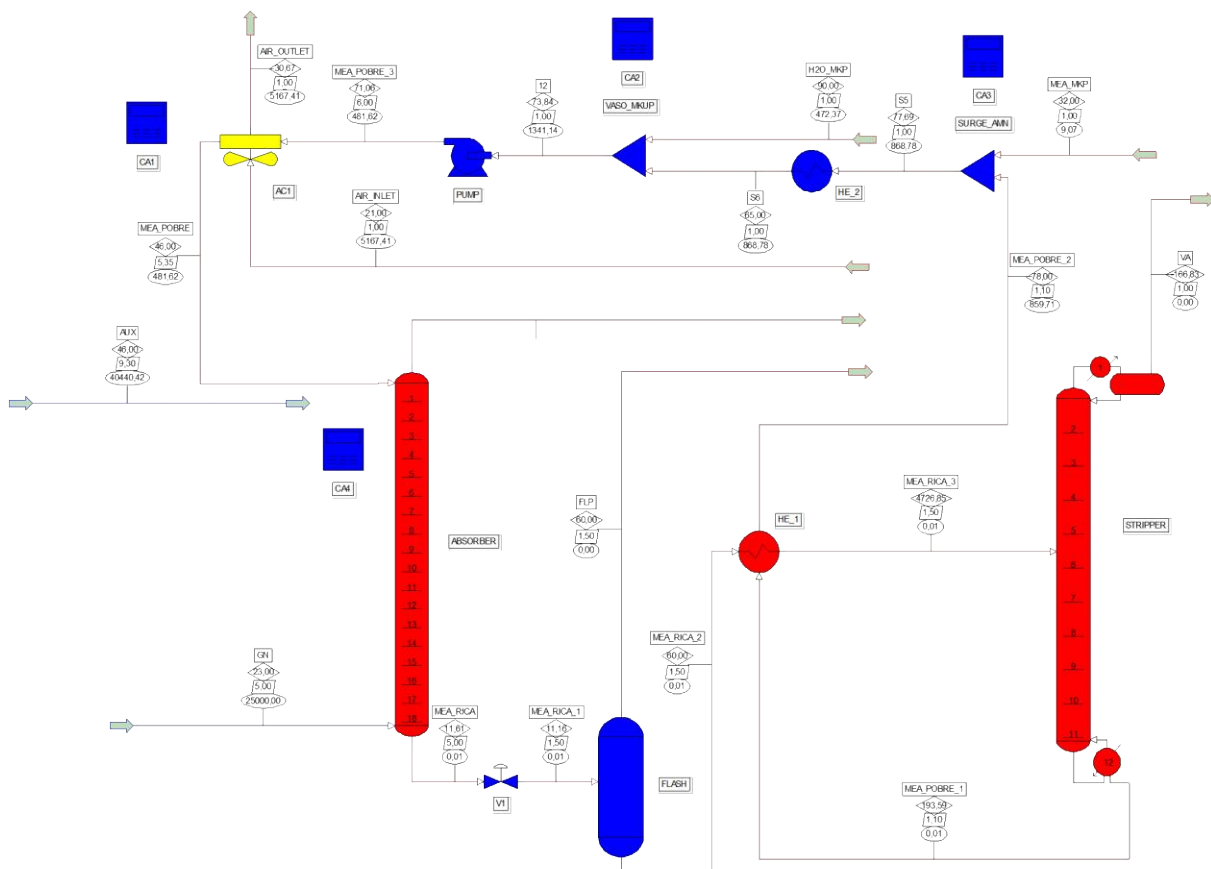


Tabela 13: Informações das correntes do Absorvedor a 2 atm

Stream Name		MEA_POBRE	GN	GAS_DOCE	MEA_RICA
Stream Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Temperature	C	46,00	23,00	49,97	40,29
Pressure	atm	2,42	2,00	2,00	2,00
Total Mass Rate	KG/HR	41414,76	25000,00	24130,99	42283,77
Total Weight Comp. Rates	KG/HR				
H2S		3,22	1184,05	2,33E-01	1187,04
CO2		474,79	1101,58	7,65E-01	1575,60
CO		0,00	321,82	321,79	0,03
METHANE		0,00	10302,18	10301,33	0,85
ETHANE		0,00	4799,69	4799,02	0,68
PROPANE		0,00	784,08	783,98	0,10
BUTANE		0,00	63,60	63,58	0,02
PROPENE		0,00	3257,72	3256,47	1,24
1BUTENE		0,00	153,48	153,48	0,00
PENTANE		0,00	394,74	394,70	0,05
N2		0,00	1977,11	1976,99	0,12
H2		0,00	643,55	643,50	0,05
ARGON		0,00	16,39	16,39	0,00
H2O		32932,37	0,00	1410,93	31521,44
MEA		8002,94	0,00	5,54	7997,40
AIR		0,00	0,00	0,00	0,00

Figura 51: Flowsheet não convergido com o Absorvedor a 5 atm



A simulação do processo de adoçamento com o uso de MEA na configuração proposta neste trabalho é de difícil convergência. Nesse sentido, é importante que as operações unitárias com cálculos mais complexos, como a torre de absorção e a coluna de *stripping* sejam bem configuradas com a maior quantidade de informações disponíveis. Para que a planta convergisse para um estado estacionário, em cada uma das pressões avaliadas foram utilizadas diferentes estratégias de convergência, como: reduzir o intervalo de variação da pressão (variável manipulada) a partir do cenário em que a planta já estava convergida até atingir o valor da próxima pressão de estudo, abrir a corrente de reciclo de MEA regenerada e “clonar” essa corrente para atualizar a alimentação na torre de

absorção, alterar o local de abertura do reciclo de modo que operações com cálculos mais complexos já partissem suas corridas de um ponto anteriormente convergido, aumentar o número de iterações do algoritmo de solução das colunas, aumentar o valor da tolerância e, por último, alterar o algoritmo de solução da coluna de absorção.

A convergência da planta para o estado estacionário pretendido se tornou bastante difícil na configuração em que a coluna de absorção assumiu pressão de operação de 5 atm, conforme mostra a Figura 51, principalmente a partir de 4 atm, o que é fisicamente coerente uma vez que a absorção química é um processo favorecido em pressões elevadas e baixas temperaturas. A partir desse ponto pode ser visto uma corrente auxiliar abaixo da coluna de absorção, chamada “MEA_RICA_4”, conforme mostra a Figura 48. Essa corrente mostra o momento em que a simulação parou de convergir quando a estratégia adotada era abrir o reciclo na entrada da coluna de absorção, feito através da corrente “AUX” presente em todas os fluxogramas.

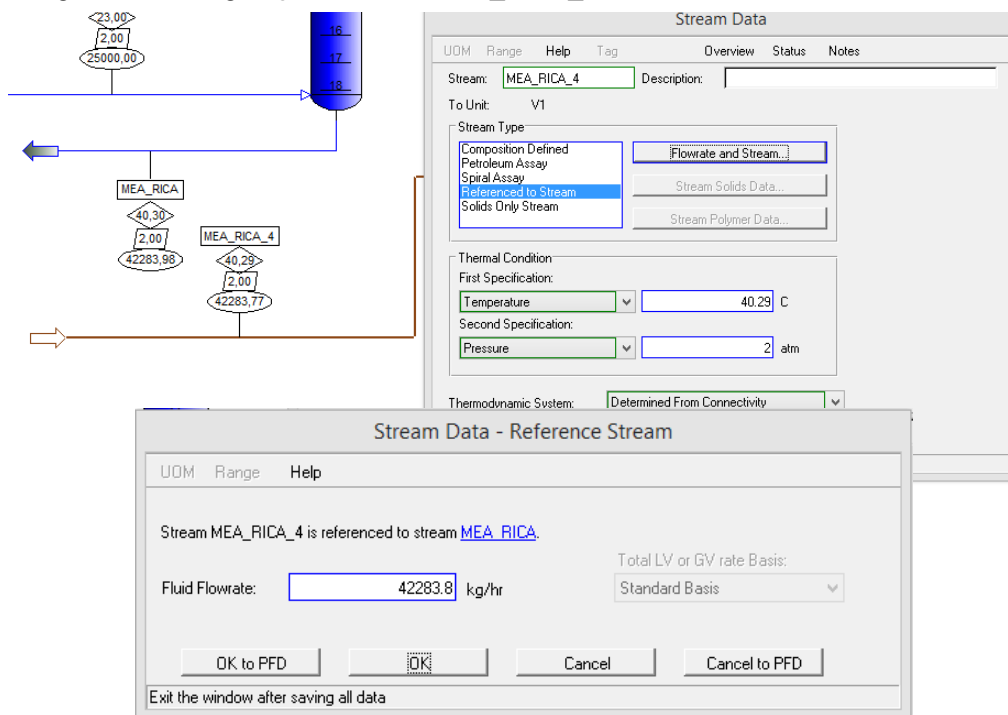
A convergência do processo com a torre de absorção especificada para operar com pressão de 2 atm em reciclo fechado não aconteceu. Após uma análise de sensibilidade em relação à carga, ou “load”, foi possível verificar que ao se reduzir o valor da carga para 0,5, isto é aumentar a quantidade de solução de amina ou reduzir a quantidade de gás que entra na planta, o processo convergiria. Entretanto, foi optado por manter a carga dentro do range de 0,69 e 0,71, pois a flutuação de 0,02, isto é, 3% em torno da média é aceitável, permite boa convergência do processo na magnitude das pressões avaliadas e garante um processo com menor volume molar de amina, mesmo que o *guideline* do simulador oriente trabalhar dentro do range de 0,5 e 0,6. A tabela 14 mostra os valores da carga para cada uma das pressões estudadas.

Tabela 14: Pressão no absorvedor e Load

PRESSURE [ATM]	LOAD
10	0,7131
9	0,7131
8	0,7131
7	0,7131
6	0,7131
5	0,7129
4	0,7088
3	0,7030
2	0,6943

A planta com o absorvedor especificado para pressão de operação em 2 atm convergiu em reciclo aberto. O reciclo foi aberto na corrente à montante da válvula V1, conforme mostra a Figura 50. Entretanto, para que fossem mantidas as características da corrente "MEA_RICA_4", que passou a ser uma entrada no processo, foi utilizado o recurso "Referenced to stream" que copia a composição de uma corrente referenciada para a corrente com essa especificação. A aplicação do recurso está representada na Figura 50. A corrente referenciada foi a saída inferior da torre absorvedora.

Figura 52: Configuração corrente MEA_RICA_4 com recurso "referenced stream"



Para se realizar o estudo da influência da pressão na absorção de CO₂ e H₂S, essa variável foi alterada no absorvedor variando desde 9 atm até 2 atm, seguindo um intervalo de 1 atm. O estudo foi realizado a partir da pressão de 9 atm, pois essa é a pressão média de operação dos absorvedores utilizados nos processos de tratamento de gás existentes e foi abaixado até 2 atm, pois a pressão de saída da válvula à jusante da torre absorvedora foi configura em 1,5 atm, conforme mostra a Figura 18.

Os resultados, em tabela, obtidos para as vazões mássicas do CO₂ e do H₂S e as respectivas frações molares desses compostos no gás doce para cada uma das pressões avaliadas são mostrados na Tabela 15.

Tabela 15: Taxa mássica e %mol de CO₂ e H₂S na corrente de Gás doce em diferentes pressões

Stream Name	GAS_DOCE	GAS_DOCE	GAS_DOCE	GAS_DOCE
Stream Phase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Component	CO2	CO2	H2S	H2S
	Mass Rate [KG/HR]	Molar Percent	Mass Rate [KG/HR]	Molar Percent
Pressure [ATM]				
10	9,77E-02	0,017%	3,72E-02	0,008%
9	1,09E-01	0,019%	4,13E-02	0,009%
8	1,23E-01	0,021%	4,64E-02	0,010%
7	1,41E-01	0,024%	5,30E-02	0,012%
6	1,65E-01	0,028%	6,19E-02	0,014%
5	2,38E-01	0,040%	8,13E-02	0,018%
4	3,71E-01	0,063%	1,15E-01	0,025%
3	5,53E-01	0,092%	1,64E-01	0,035%
2	7,65E-01	0,125%	2,33E-01	0,049%

Os resultados, de forma gráfica, podem ser visualizados na Figura 53 e Figura 54 abaixo, para o CO₂ e H₂S, respectivamente.

Figura 53: Vazão mássica de CO₂ não absorvida, na corrente de Gás Doce

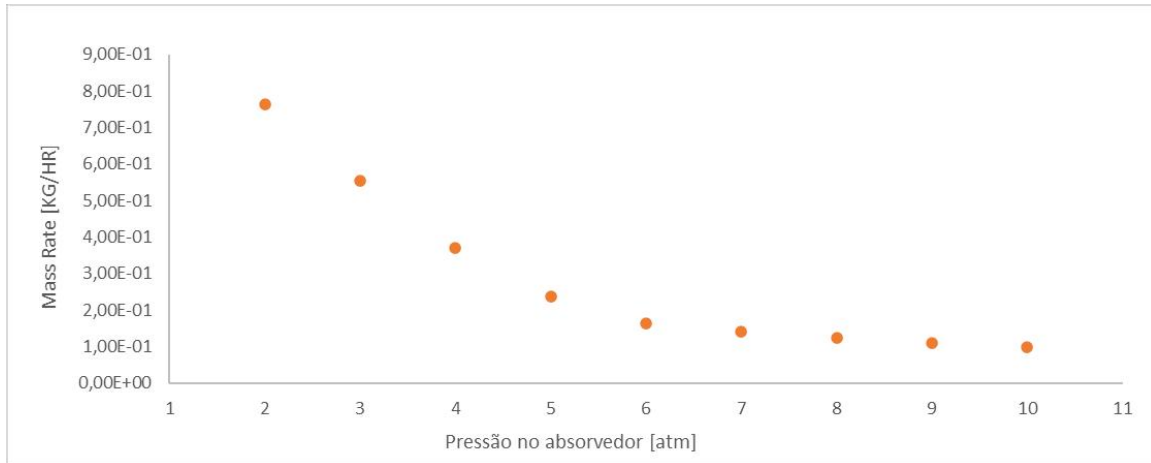
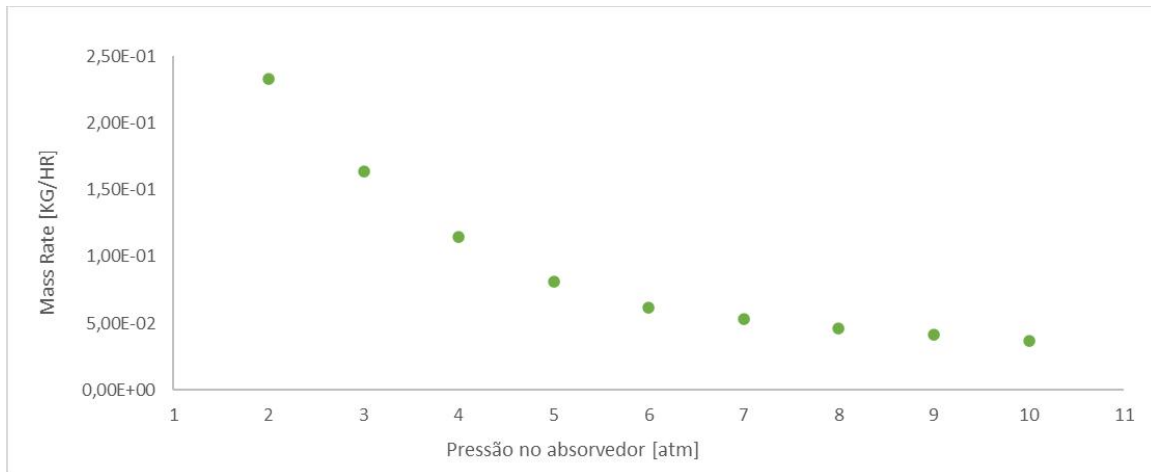


Figura 54: Vazão mássica de H₂S não absorvida, na corrente de Gás Doce



De acordo com os resultados apresentados, foi possível perceber que a redução da pressão de operação da torre absorvedora afetou as taxas de absorção dos gases CO₂ e H₂S. Nesse sentido, na medida em que a pressão de operação da coluna de absorção é elevada, a quantidade dos compostos ácidos absorvidos pela solução de amina e arrastados em direção ao fundo da coluna é elevada, tornando o gás doce no topo da torre, menos ácido. Entretanto, as quantidades

observadas em massa desses gases que escapam pelo topo da coluna foram muito baixas. Ainda, alguns recursos do processamento aplicados na prática do tratamento do gás natural com o uso de aminas, como por exemplo a utilização de estágios adicionais no topo da coluna com make-up de água para lavagem dos gases e a manipulação de variáveis de processo com maior sensibilidade na absorção, como a temperatura, reduziriam ainda mais a quantidade desses compostos na corrente de topo.

8. CONSIDERAÇÕES FINAIS E CONCLUSÕES

O processo de tratamento primário do gás natural com o uso de soluções de amina é uma tecnologia dominada industrialmente e, portanto, existem muitas plantas operando com essa metodologia. Nesse sentido, os efeitos das principais variáveis de processo que normalmente são manipuladas nas transformações físico-químicas até que se atinja o produto especificado já são conhecidos.

Conforme mostrado neste trabalho, a manipulação da pressão de operação da coluna absorvedora possui baixo impacto na sensibilidade de absorção dos contaminantes ácidos, o que indica que – do ponto de vista da engenharia de processos – essa não é uma maneira eficiente de se realizar o controle da especificação química do extrato da torre. Devido a ser um processo consagrado, como já dito anteriormente, há uma extensa quantidade de estudos feitos em relação ao tema. Assim, outras variáveis de processo já foram avaliadas sob outras perspectivas para a performance da torre de absorção, como em Coelho (2007) que em seu estudo mostrou que a variável de maior influência na absorção dos gases ácidos é o número de estágios da torre.

Neste trabalho, a partir da construção do *flowsheet*, da arquitetura dos diversos recursos de simulação e dos resultados fisicamente coerentes obtidos para o processo de adoçamento com o uso do *software* comercial AVEVA™ PRO/II™, fica claro que esse simulador possui alta capacidade de reproduzir as transformações físico-químicas de plantas industriais, em seus menores detalhes,

com robustez dos algoritmos, eficiência e interface limpa. Ainda fica claro, como em Coelho (2007), que o modelo termodinâmico mais indicado para se modelar esse tipo de processo é o *AMINE*, pois foi desenvolvido com base nas equações de Kent e Eisenberg (1976) e leva em conta as reações e não idealidades dos compostos.

Para estudos mais avançados em relação a esse mesmo processo de absorção, com maior tempo, informações técnicas de equipamentos e recursos disponíveis para a execução é recomendado que se utilize o ambiente *AMSIM* disponível no simulador *AVEVA™ PRO/II™*. Esse recurso é um simulador integrado ao *PRO/II™* para simulações exclusivas do processo de absorção com o uso de aminas em que modelos baseados nas taxas de transferência de massa conseguem expressar o grau em que o equilíbrio de fases das bandejas é alcançado em termos de eficiência dos componentes individuais em cada estágio. Esse recurso permite, inclusive, que condições de processo mais amplas sejam simuladas e que aminas mistas e misturas entre elas sejam utilizadas como solventes do processo.

Por fim, para simulações futuras desse mesmo processo nesse mesmo ambiente de simulação, é indicado que em caso de dificuldade de convergência da planta o algoritmo de solução da coluna seja modificado de “*inside-out*” para “*sure*” e que o reciclo seja aberto à jusante da coluna de absorção ou à jusante da coluna de *stripping*, pois de forma prática, essas foram as estratégias que melhor geraram respostas positivas nos cálculos das simulações.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AVEVA PRO/II Simulation. Disponível em: <https://www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/>. Acesso em: 10 jan. 2023.
- BRASIL, N. I. do, Araújo, M. A. S, SOUSA, E. C. M. de. Processamento de petróleo e gás: petróleo e seus derivados, processamento primário, processos de refino, petroquímica, meio ambiente. Rio de Janeiro: LTC, 2012.
- BRUICE, P. Y. Química Orgânica. 4. Ed. São Paulo: Pearson, 2006.
- Coelho, A. de M. (2007). Modelagem e Simulação dos Processos de adoçamento. 4o PDPETRO, Campinas, SP.
- de Mattos, A., Simulação e Otimização dos Processos de Adoçamento e Desidratação de Gás Natural e de Refinaria, tese de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.
- Filho, D. H. M. (2005). Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural.
- GENTIL, Vicente. Corrosão. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2011. 360 p.
- Kent, R. L., and Eisenberg, B., 1976, Better Data for Amine Treating, Hydrocarbon Processing, Feb., 87-90.
- List of Chemical process simulators. In: WIKIPÉDIA: a enciclopédia livre. Disponível em: https://en.wikipedia.org/wiki/List_of_chemical_process_simulators. Acesso em: 10 jan. 2023.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). Unit Operations of Chemical Engineering (Fifth Edition).
- MENDIETA, L. F. F. Estudo da absorção de H₂S e CO₂ do gás combustível. 2012. 35 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – UFRGS, Rio Grande do Sul, 2011.
- MOURA DE SOUZA, V. Estudo de Sequestrantes de H₂S para Sistemas de Produção de Óleo e Gás, tese de Mestrado, Programa de Pós-graduação em Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro/Brasil, 2012.
- PRO/II Simulator & PRO/II Software. Disponível em: https://scholar.google.com/scholar?hl=p-tBR&as_sdt=0%2C5&q=pro%2Fii+simulator+%26+pro%2Fii+software&btnG=. Acesso em: 10 jan. 2023.

- Rinker, E. B., Ashour, S. S., & Sandall, O. C. (2000). Absorption of Carbon Dioxide into Aqueous Blends of Diethanolamine and Methyldiethanolamine. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 39(11), 4346-4356.
- Rosen, W. (2003). AMINE SWEETENING PROCESS.
- Sant'Anna, A. A., Medeiros, J. L., Araújo, O. Q. F. (2004). Copyright 2004, Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás-IBP. Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma Off-shore.
- Teixeira, A. N., Mendes, A. P. A., Costa, R. C., Rocio, M. A. R., & Prates, A. F. (2021). GÁS NATURAL-UM COMBUSTÍVEL-CHAVE PARA UMA ECONOMIA DE BAIXO CARBONO (Vol. 53).

APÊNDICE A



Simulação do Processo de Adoçamento do Tratamento Primário do Gás Natural em Plataformas de Extração *Offshore*

Felipe Marques Borges





Sumário

1. **Introdução**
2. **A importância da Remoção dos Contaminantes Ácidos do GN**
3. **A solução Absorvente Utilizada**
4. **Descrição do Processo**
5. **Metodologia, Discussão e Resultados**
6. **Considerações Finais e Conclusões**



Sumário

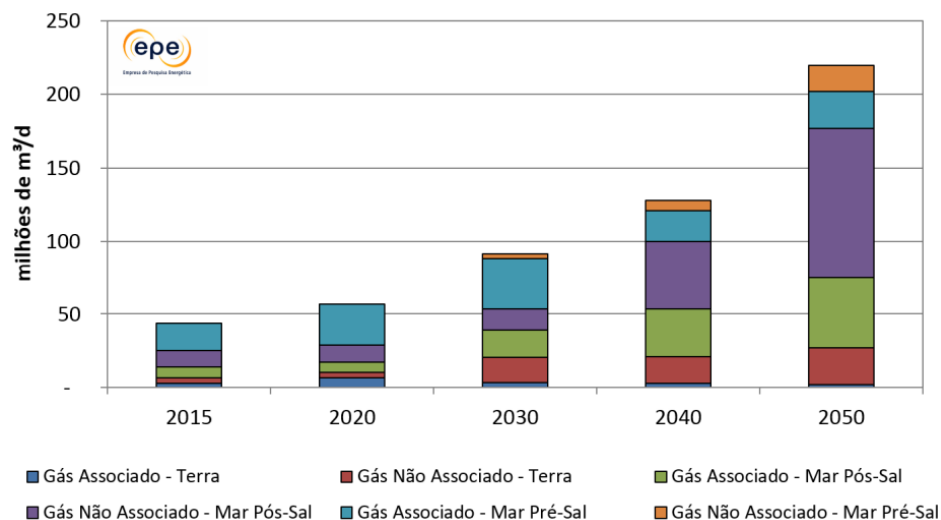
1. Introdução

1. Introdução

“O gás natural como um combustível estratégico”

- **Baixo índice de emissão de CO₂** e de outros poluentes frente a outras fontes de combustíveis fósseis
- **Poder calorífico** do gás natural **próximo ao do petróleo** e **superior ao do carvão mineral** para quantidades significativamente menores de emissão de CO₂ (kg de CO₂/MMBTU) (Teixeira et al., 2021)
- Causa pouca perturbação à estrutura econômica de comércio (Teixeira et al., 2021)
- Não gera complicações tecnológicas aos processos produtivos já consagrados (Teixeira et al., 2021)

Figura 1: Projeção da oferta potencial de gás natural nacional convencional



Fonte: Documento de apoio ao PNE 2050 (2018)

Figura 2: Mergulhos - O futuro dos combustíveis



Fonte: Petrobras - Episódio de *podcast* na plataforma *Spotify* (2023)

Sumário

2. A importância da Remoção dos Contaminantes Ácidos do GN

2. A importância da remoção dos contaminantes Ácidos do GN

- Sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS_2) possuem **características ácidas** e são tratadas como **contaminantes**
- **Sulfeto de hidrogênio (H_2S)** e o **dióxido de carbono (CO_2)** foram foco do estudo

2. A importância da remoção dos contaminantes Ácidos do GN

- Sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS_2) possuem **características ácidas** e são tratadas como **contaminantes**
- **Sulfeto de hidrogênio (H_2S)** e o **dióxido de carbono (CO_2)** foram foco do estudo

Razão da necessidade de remoção do H_2S

- Toxidez: tão tóxico quanto HCN

Tabela 1: Efeito do Sulfeto de hidrogênio nos seres humanos

Concentração de H_2S no ar (ppm)	Tempo de exposição	Efeito nos seres humanos
0,05 – 5	1 min	Detecção do odor característico
10 – 30	6 – 8 h	Irritação dos olhos
50 – 100	0,5 – 1 h	Conjuntivite, dificuldades de respiração
150 – 200	2 – 15 min	Perda de olfato
250 – 350	2 – 15 min	Irritação dos olhos
350 – 450	2 – 15 min	Inconsciência, convulsão
500 – 600	2 – 15 min	Distúrbios respiratórios e circulatórios
700 – 1500	0 – 2 min	Colapso, morte

Fonte: Moura de Souza, 2016

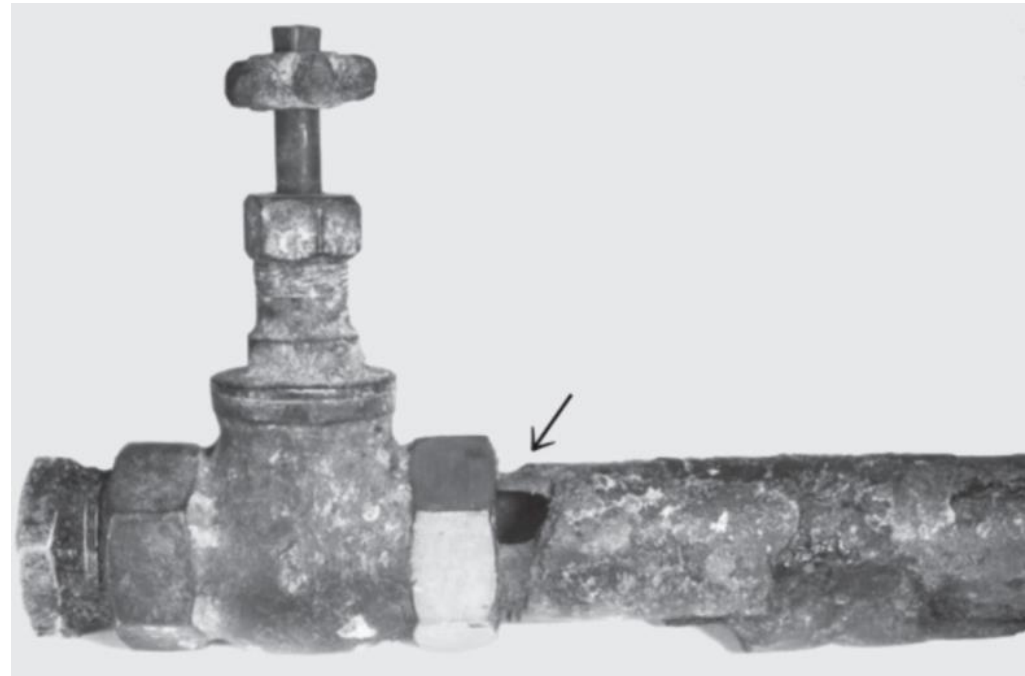
2. A importância da remoção dos contaminantes Ácidos do GN

- Sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS_2) possuem **características ácidas** e são tratadas como **contaminantes**
- **Sulfeto de hidrogênio (H_2S)** e o **dióxido de carbono (CO_2)** foram foco do estudo

Razão da necessidade de remoção do H_2S

- Toxidez: tão tóxico quanto HCN
- Corrosão: H_2S ionizado em H_2O é reativo ao aço

Figura 3: Corrosão galvânica em tubo de aço-carbono no contato com válvula de latão



Fonte: Gentil, 2011

2. A importância da remoção dos contaminantes Ácidos do GN

- Sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS_2) possuem **características ácidas** e são tratadas como **contaminantes**;
- **Sulfeto de hidrogênio (H_2S)** e o **dióxido de carbono (CO_2)** foram foco do estudo;

Razão da necessidade de remoção do H_2S

- Toxidez: tão tóxico quanto HCN
- Corrosão: H_2S ionizado em H_2O é reativo ao aço
- Difusão do H_2 remanescente gera bolhas e trincas

Figura 4: Secção de tubulação com empolamento pelo H_2 ocasionado por gás sulfídrico e umidade



Fonte: Gentil, 2011

2. A importância da remoção dos contaminantes Ácidos do GN

- Sulfeto de hidrogênio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), sulfeto de carbonila (COS) e bissulfeto de carbono (CS_2) possuem **características ácidas** e são tratadas como **contaminantes**;
- Sulfeto de hidrogênio (H_2S)** e o **dióxido de carbono (CO_2)** foram foco do estudo;

Razão da necessidade de remoção do H_2S

- Toxidez: tão tóxico quanto HCN
- Corrosão: H_2S ionizado em H_2O é reativo ao aço
- Difusão do H_2 remanescente gera bolhas e trincas

Razão da necessidade de remoção do CO_2

- Em decorrência da remoção do H_2S
- Evitar meio corrosivo $Ca(HCO_3)_2$
- Garantir PCS do GN e reduzir custos com *offsites* (armazenamento e transporte)
- Evitar formação de CO_2 (s) no processo criogênico para GNL

Figura 5: Especificações para o gás natural no Brasil

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE ^{(2) (3)}		
		NORTE	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul
Poder calorífico superior (4)	kJ/m^3	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	
	kWh/m^3	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94	
Índice de Wobbe (5)	kJ/m^3	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	
Número de metano, mín. (6)		anotar (3)	65	
Metano, mín.	% mol.	68,0	85,0	
Etano, máx.	% mol.	12,0	12,0	
Propano, máx.	% mol.	3,0	6,0	
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3,0	
Oxigênio, máx. (7)	% mol.	0,8	0,5	
Inertes (N_2+CO_2), máx.	% mol.	18,0	8,0	6,0
Enxofre Total, máx. (8)	mg/m^3	70		
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx. (9)	$^{\circ}C$	-39	-39	-45
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx. (10)	$^{\circ}C$	15	15	0
Merúrio, máx. (11)	$\mu g/m^3$	anotar		

Fonte: ANP, Resolução n. 16 de 2008



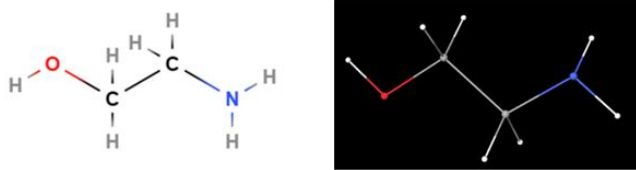
Sumário

3. A solução Absorvente Utilizada

3. A solução absorvente utilizada

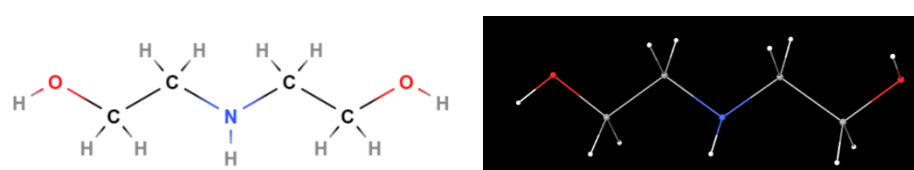
- O processo é baseado em **reações químicas reversíveis** entre uma **Amina** (alcanolamina) e o **Gás ácido**

Figura 6: Monoetanolamina (MEA)



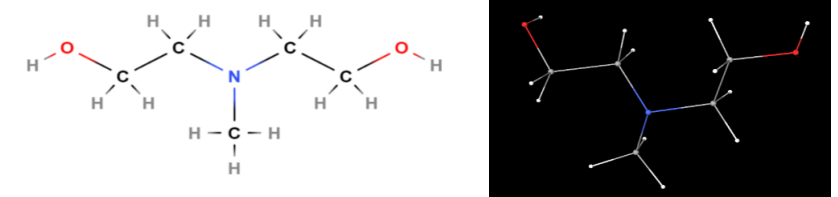
Fonte: molview.org/

Figura 7: Dietanolamina (DEA)



Fonte: molview.org/

Figura 8: Metildietanolamina (MDEA)



Fonte: molview.org/

Limites de aplicabilidade das Aminas

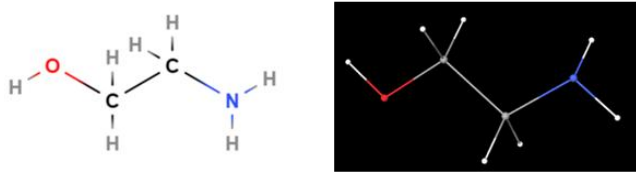
- MEA, DEA e MDEA são solúveis em H_2O → Baixo custo e reações mais bem conduzidas
- MEA e DEA são mais reativas a compostos ácidos → Eficiência na absorção
- MEA e DEA formam carbamatos → $load^1$ limitado: 0,4 – 0,6
- MDEA não forma carbamatos → $-r_a$ consideravelmente menor e seletiva ao H_2S (Rinker et al., 2000)
- MEA não recomendada quando há COS e CS_2 → reações irreversíveis
- MEA não recomendada quando há RSH → ineficiência na absorção
- Assim, a solução de monoetanolamina (MEA) será a amina utilizada para o estudo deste trabalho**

1. Load: nº mols gás ácido/nº mols amina alimentada.

3. A solução absorvente utilizada

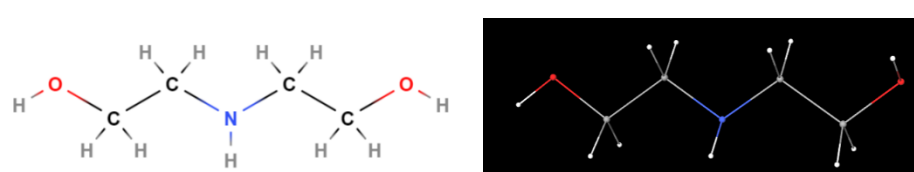
- O processo é baseado em **reações químicas reversíveis** entre uma **Amina** (alcanolamina) e o **Gás ácido**

Figura 6: Monoetanolamina (MEA)



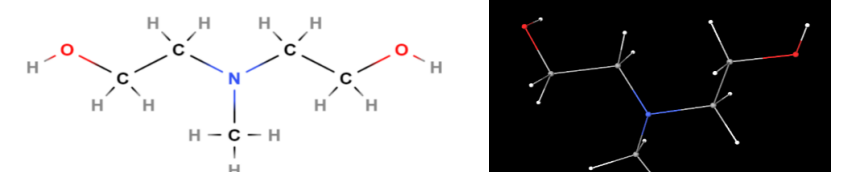
Fonte: molview.org/

Figura 7: Dietanolamina (DEA)



Fonte: molview.org/

Figura 8: Metildietanolamina (MDEA)



Fonte: molview.org/

Reações para formação de *Zwitterion* (Barbosa, 2010)



Reações de equilíbrio



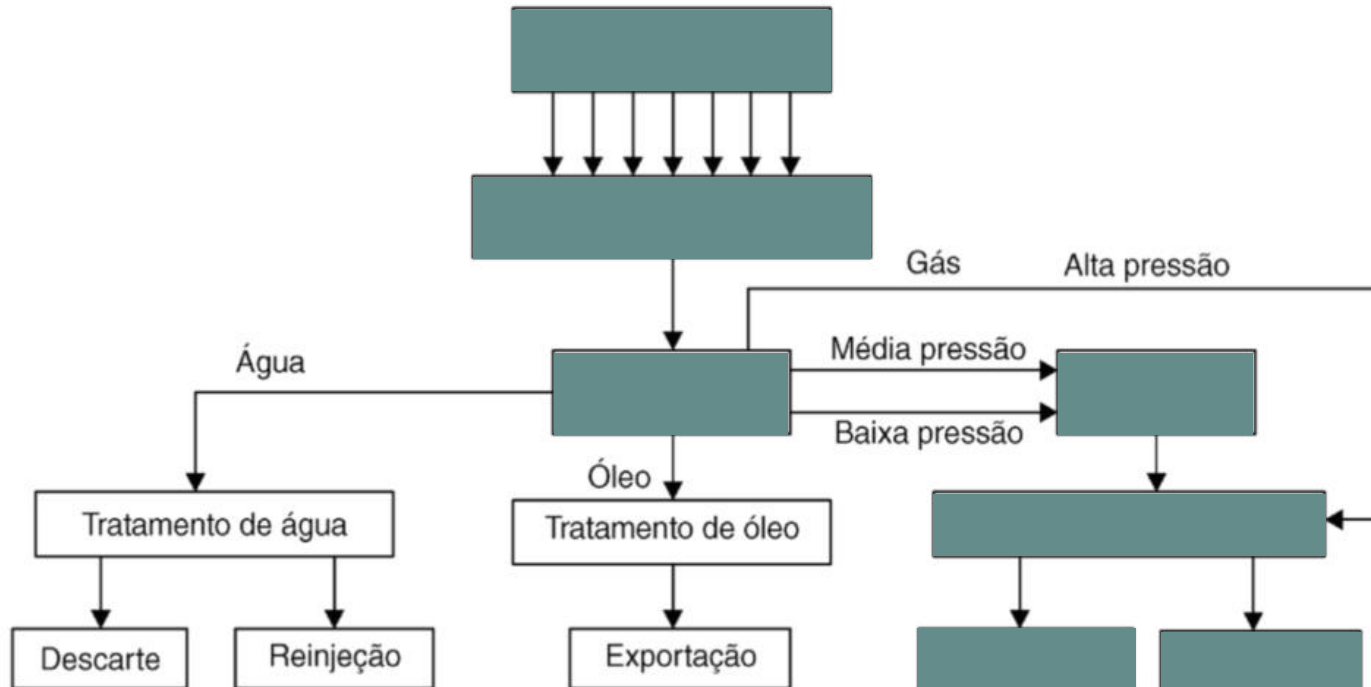


Sumário

4. Descrição do Processo

4. A descrição do Processo

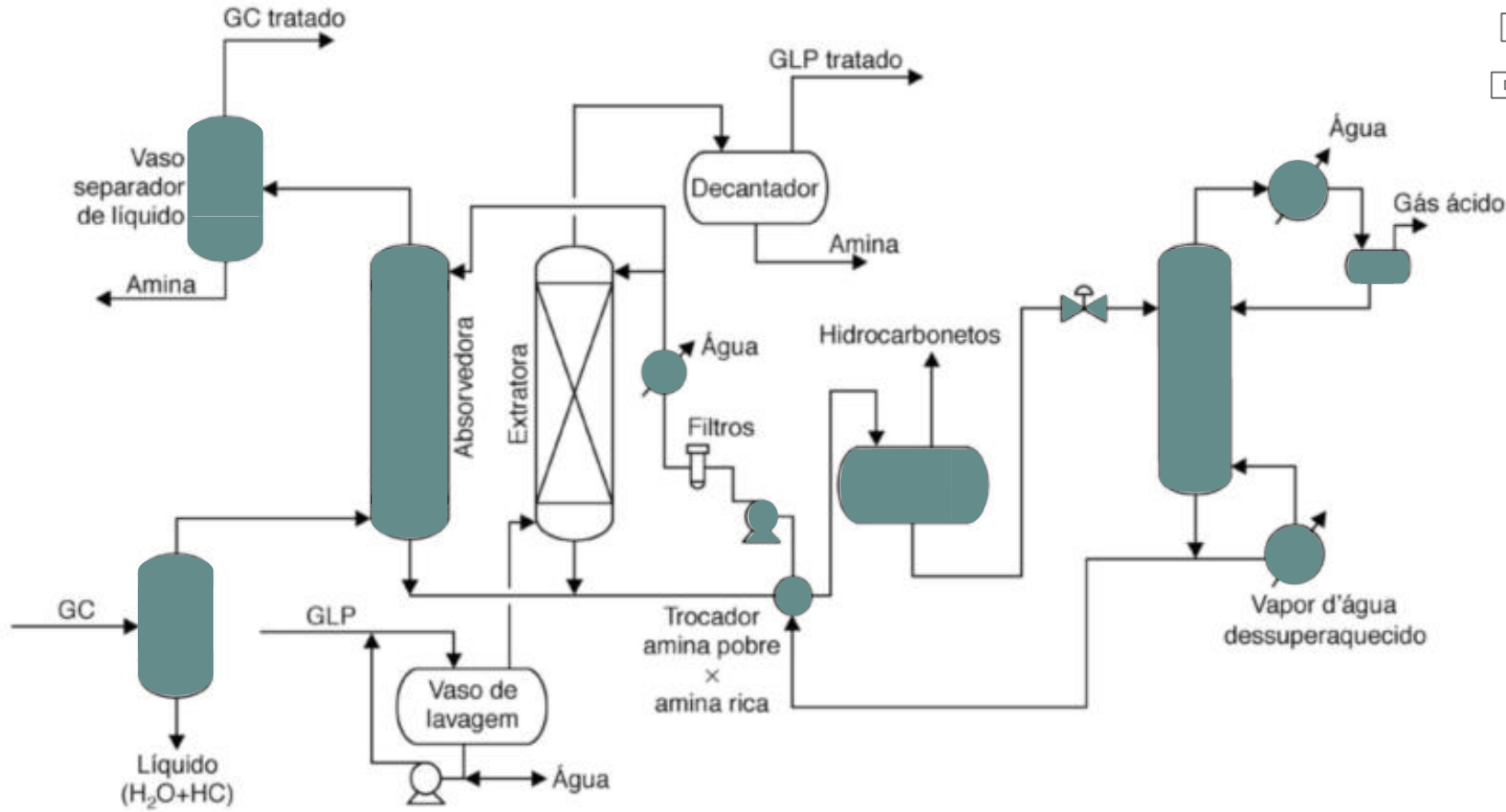
Figura 9: Esquema de uma instalação de produção de óleo e gás



Fonte: Processamento de Petróleo e Gás (2012)

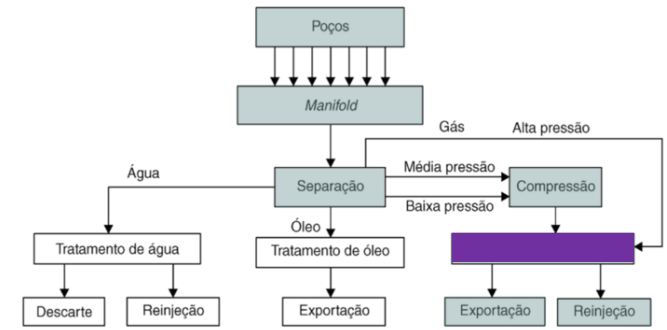
4. A descrição do Processo

Figura 10: Tratamento do Gás Natural com Amina



Fonte: Processamento de Petróleo e Gás (2012)

Figura 9: Esquema de uma instalação de produção de óleo e gás



Fonte: Processamento de Petróleo e Gás (2012)

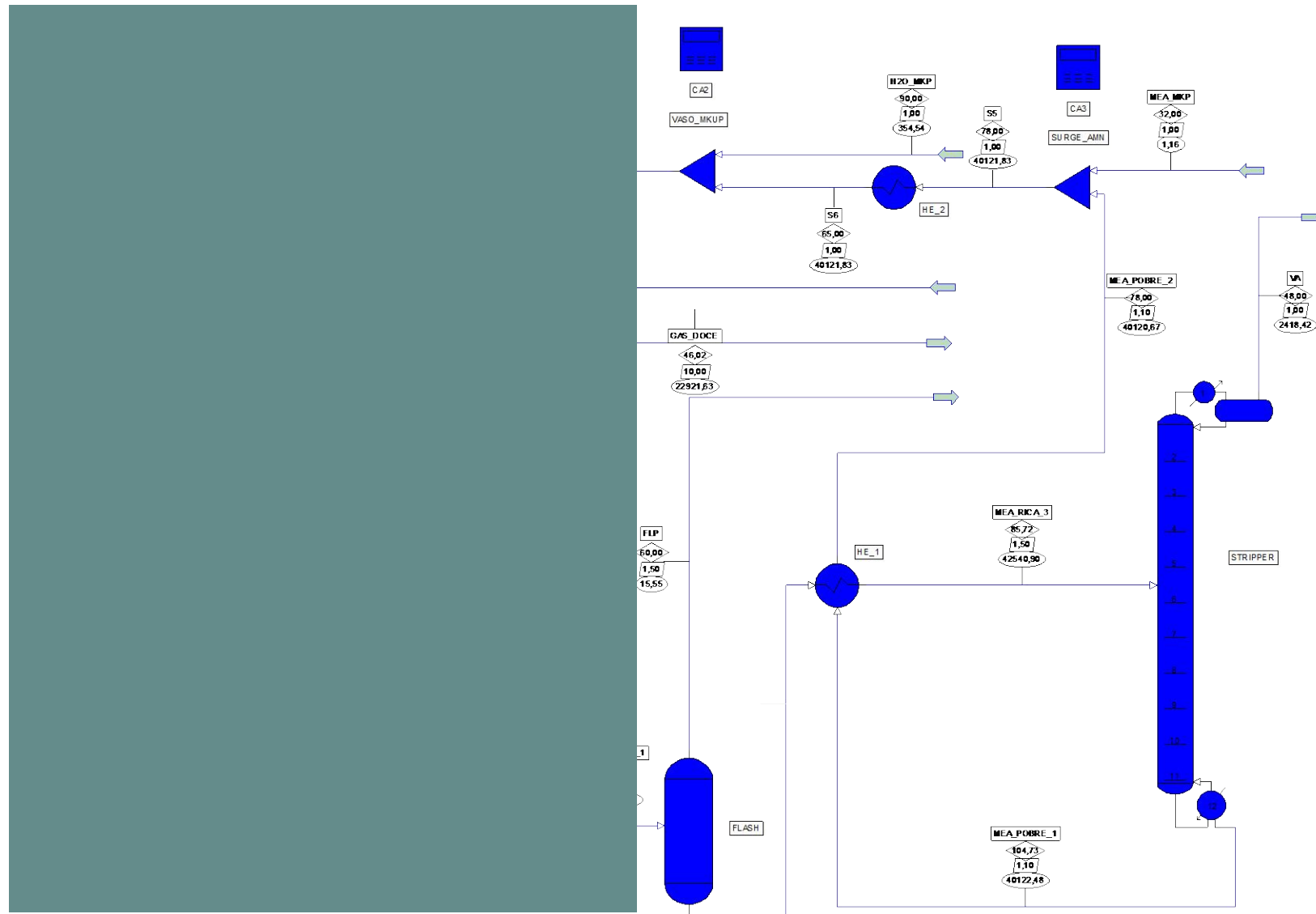


Sumário

5. Metodologia, Discussão e Resultados

5. Metodologia, Discussão e Resultados

Figura 11: Flowsheet do processo com pressão de operação do Absorvedor em 10 atm



3. Descrição do Processo – Considerações e Premissas

Tabela 2: Composição GN

COMPONENTES	%wt
H2S	4,736
CO2	4,406
CO	1,287
METHANE	41,209
ETHANE	19,199
PROPANE	3,136
BUTANE	0,254
PROPENE	13,031
1BUTENE	0,614
PENTANE	1,579
N2	7,908
H2	2,574
ARGON	0,066
H2O	0,000
MEA	0,000
AIR	0,000

Fonte: Mendieta (2011)

Premissas

- Pacote termodinâmico *AMINE* com base nas equações de Kent e Eisenberg (1976) e reações slide 3;
- Sem perda de carga nos equipamentos, exceto Air Cooler
- Algoritmo torres: *Inside-Out*

1. Load: nº mols gás ácido/nº mols amina alimentada.

Tabela 3: Condições de Operação

EQUIPAMENTO	CORRENTE	VAZÃO [KG/H]	T [°C]	P [ATM]
VÁLVULA	MEA_RICA_1	-	-	1,5
FLASH	FLP	-	60,0	1,5
	MEA_RICA_2	-	60,0	1,5
TROCADOR C. 1	MEA_POBRE_2	-	78,0	-
STRIPPER	VA	-	48,0	1,0
	MEA_POBRE_1	-	-	1,1
SURGE	MEA_MKP	B.Molar	32,0	1,0
TROCADOR C. 2	S6	-	65,0	-
MAKEUP	H2O_MKP	B.Molar	25,0	1,0
BOMBA	MEA_POBRE_3	-	-	3,0 - 11,0
AIR COOLER	AIR_INLET	Controle	21,0	1,0
	AIR_OUTLET	Controle	36,0	1,0
	MEA_POBRE	-	46,0	2,4 - 10,6

Tabela 4: Valores de Load

PRESSURE [ATM]	LOAD
10	0,7131
9	0,7131
8	0,7131
7	0,7131
6	0,7131
5	0,7129
4	0,7088
3	0,7030
2	0,6943

Tabela 5: %wt Amina

COMPONENTE	%wt
H2O	79,06
MEA	19,76
OUTROS	1,18

Tabela 6: Condições de Operação da Alimentação

EQUIPAMENTO	CORRENTE	VAZÃO [KG/H]	T [°C]	P [ATM]
ABSORVEDORA	GN	25000,0	23,0	2 - 10
	MEA_POBRE	40500,0	46,0	2 - 10

Fonte: Mendieta (2011)

5. Metodologia, Discussão e Resultados

Figura 12: Flowsheet não convergido

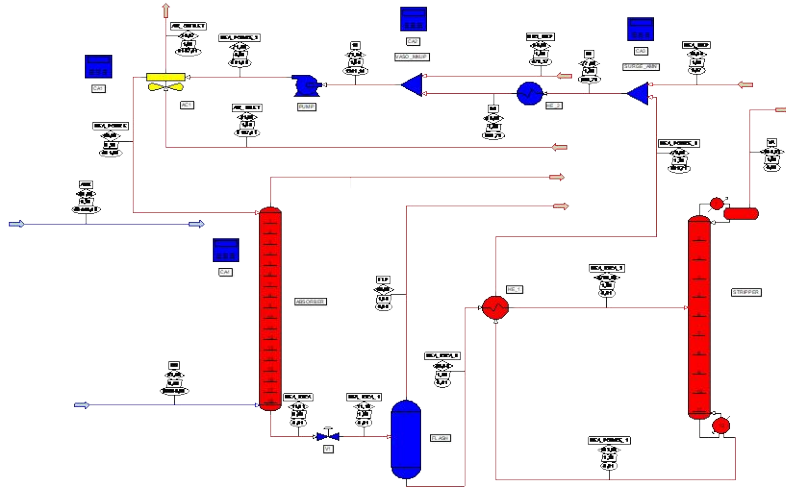


Figura 13: Flowsheet – reciclo aberto

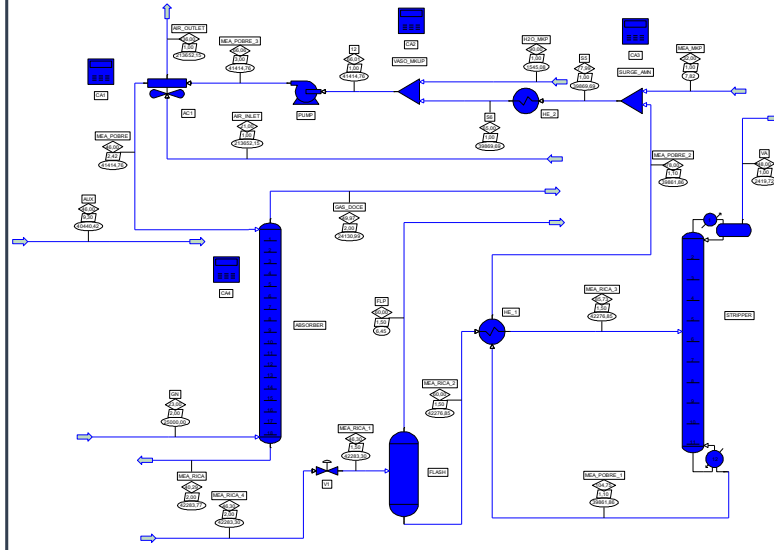
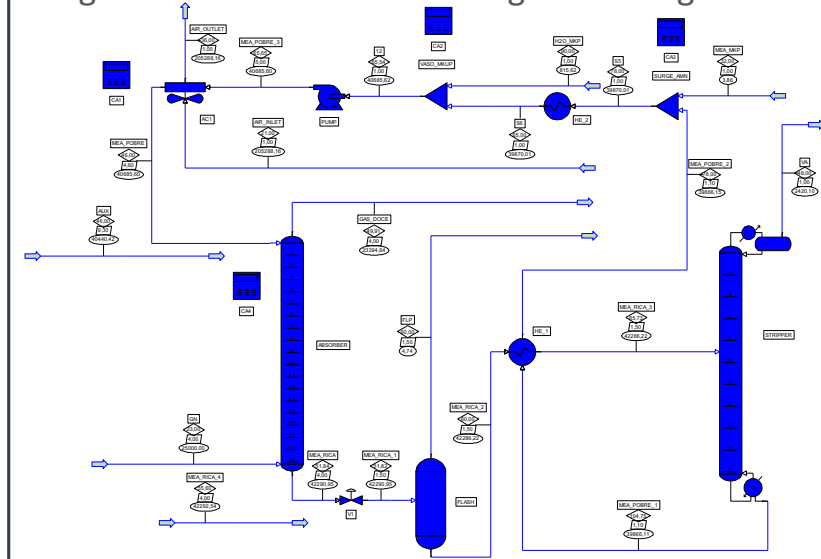


Figura 14: Flowsheet – estratégias convergência



Simulação

- Difícil convergência a partir de 5 atm
- Circuito aberto em 2 atm
- Aplicação de estratégias de convergência (passo, referenciar corrente, alterar ponto de abertura, nº iterações)

5. Metodologia, Discussão e Resultados

- Resultados fisicamente coerentes
- Redução na P. Operação → Afeta negativamente a absorção
- Quantidades baixas de gases não-absorvidos → considerar Transf. Massa
- Estágios para lavagem do gás não considerados
- Variáveis com maior sensibilidade não avaliadas

Figura 16: Vazão mássica de H2S não absorvida, na corrente de Gás Doce

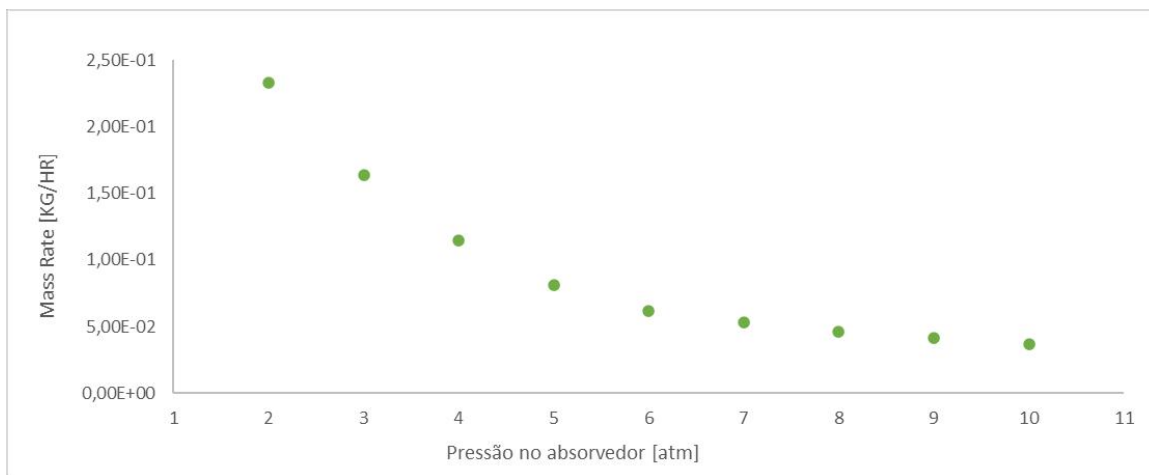
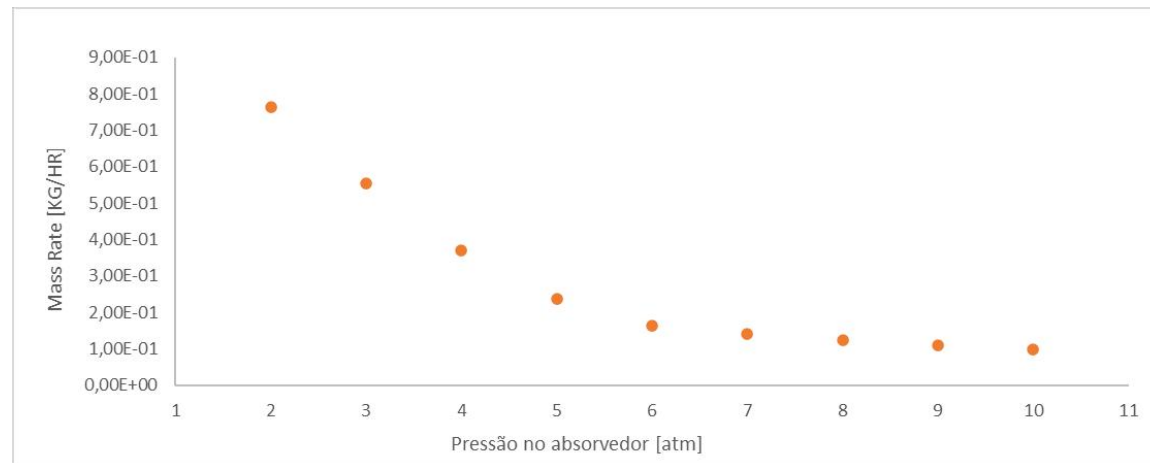


Figura 15: Vazão mássica de CO2 não absorvida, na corrente de Gás Doce





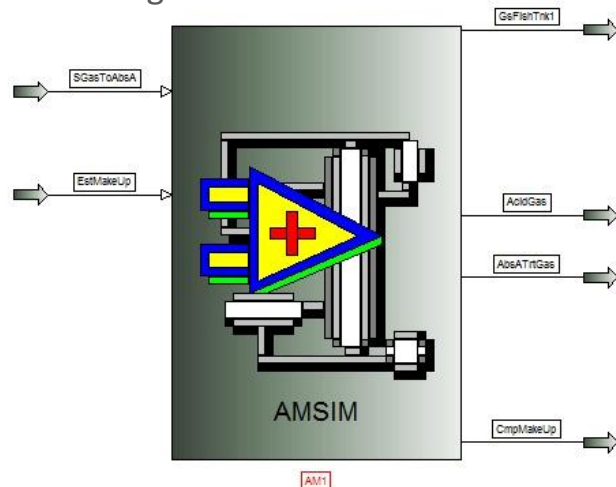
Sumário

6. Considerações Finais e Conclusões

6. Considerações Finais e Conclusões

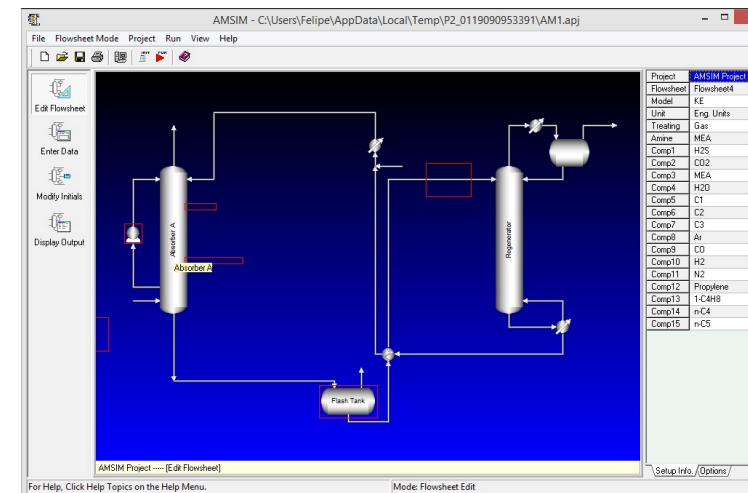
- A manipulação da **pressão de operação** da coluna absorvedora possui **baixo impacto na sensibilidade de absorção** dos contaminantes ácidos
- O **número de estágios** é a variável que possui **maior sensibilidade** em relação à absorção contaminantes ácidos (Coelho, 2007)
- O simulador comercial **AVEVA™ PRO/II™** é uma excelente ferramenta para cálculos de equipamentos em processos:
 - robustez, eficiência, pacotes termodinâmicos
- Aplicação de estratégias de convergência, principalmente no ponto de abertura do reciclo
- Utilização de ambiente **AMSIM** para estudos avançados: consideração de **efeitos de transferência de massa e eficiência individual componentes**
- Em simulações com reciclo e difícil convergência → alteração do algoritmo de solução das torres de **Inside-out** para **Sure**

Figura 17: Ícone AMSIM



Fonte: AVEVA™ PRO/II™

Figura 18: Interface AMSIM



Fonte: AVEVA™ PRO/II™

7. Referências bibliográficas

1. AVEVA PRO/II Simulation. Disponível em: <https://www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/>. Acesso em: 10 jan. 2023.
2. BRASIL, N. I. do, Araújo, M. A. S, SOUSA, E. C. M. de. Processamento de petróleo e gás: petróleo e seus derivados, processamento primário, processos de refino, petroquímica, meio ambiente. Rio de Janeiro: LTC, 2012.
3. BRUICE, P. Y. Química Orgânica. 4. Ed. São Paulo: Pearson, 2006.
4. Coelho, A. de M. (2007). Modelagem e Simulação dos Processos de adoçamento. 4o PDPETRO, Campinas, SP.
5. de Mattos, A., Simulação e Otimização dos Processos de Adoçamento e Desidratação de Gás Natural e de Refinaria, tese de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.
6. Filho, D. H. M. (2005). Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural.
7. GENTIL, Vicente. Corrosão. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2011. 360 p.
8. Kent, R. L., and Eisenberg, B., 1976, Better Data for Amine Treating, Hydrocarbon Processing, Feb., 87-90.
9. List of Chemical process simulators. In: WIKIPÉDIA: a enciclopédia livre. Disponível em: https://en.wikipedia.org/wiki/List_of_chemical_process_simulators. Acesso em: 10 jan. 2023.
10. McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). Unit Operations of Chemical Engineering (Fifth Edition).
11. MENDIETA, L. F. F. Estudo da absorção de H₂S e CO₂ do gás combustível. 2012. 35 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – UFRGS, Rio Grande do Sul, 2011.

7. Referências bibliográficas

12. MOURA DE SOUZA, V. Estudo de Sequestrantes de H₂S para Sistemas de Produção de Óleo e Gás, tese de Mestrado, Programa de Pós-graduação em Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro/Brasil, 2012.
13. PRO/II Simulator & PRO/II Software. Disponível em: https://scholar.google.com/scholar?hl=ptBR&as_sdt=0%2C5&q=pro%2Fii+simulator+%26+pro%2Fii+software&btnG=. Acesso em: 10 jan. 2023.
14. Rinker, E. B., Ashour, S. S., & Sandall, O. C. (2000). Absorption of Carbon Dioxide into Aqueous Blends of Diethanolamine and Methyldiethanolamine. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 39(11), 4346-4356.
15. Rosen, W. (2003). AMINE SWEETENING PROCESS.
16. Sant'Anna, A. A., Medeiros, J. L., Araújo, O. Q. F. (2004). Copyright 2004, Instituto Brasileiro de Petróleo e Gás-IBP. Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma Off-shore.
17. Teixeira, A. N., Mendes, A. P. A., Costa, R. C., Rocio, M. A. R., & Prates, A. F. (2021). GÁS NATURAL-UM COMBUSTÍVEL-CHAVE PARA UMA ECONOMIA DE BAIXO CARBONO (Vol. 53).



Simulação do Processo de Adoçamento do Tratamento Primário do Gás Natural em Plataformas de Extração *Offshore*

Felipe Marques Borges

Obrigado!