

Estudo e Simulação do Processo de Adoçamento de Gás Natural

A. F. B. Ferreira¹ e N. S. Amorim²

¹ Universidade do Estado do Amapá, Colegiado de Engenharia Química

² Universidade Federal do Pará, Colegiado de Engenharia Química

E-mail para contato: ailtonfreitas_ap@hotmail.com

RESUMO – O gás natural apresenta alguns contaminantes, como o ácido sulfídrico (H_2S) e o dióxido de carbono (CO_2), que devem ser removidos por serem tóxicos, corrosivos e prejudiciais as tubulações que transportam o gás. Um dos processos mais utilizados para a eliminação dessas substâncias é o adoçamento, que remove esses gases ácidos mediante o uso de alcanolaminas, tais como a DEA. Com o avanço tecnológico, este processo pode ser avaliado através do simulador ASPEN PLUS, o diferencial deste consiste em poder usá-lo sob diferentes condições de operações. Portanto, o presente trabalho tem como objetivo avaliar o comportamento de uma etapa do tratamento de gás natural, através do simulador de processos químicos ASPEN PLUS® 2006, variando as condições de operação em relação a temperatura e a concentração da solução aquosa de DEA, simulando primeiro no absorvedor e posteriormente o processo em reciclo (regeneração).

Palavras-chave: gás natural, adoçamento, gases ácidos, DEA, ASPEN PLUS.

1. INTRODUÇÃO

Tavalera (2002) argumenta que plantas de processamento de gás natural são projetadas para remover ou reduzir certos componentes indesejáveis, como o H_2S e CO_2 . A remoção desses contaminantes é fundamental para produzir um gás que atenda as especificações de mercado, sem mencionar também que esses gases são tóxicos e podem provocar a corrosão e o entupimento das válvulas que transportam o gás. Sendo assim e, com o atual avanço computacional, verifica-se que a simulação de processos químicos é importante, pois os resultados obtidos com as simulações computacionais podem auxiliar no processo real e representar diversas etapas e, consequentemente, antecipar o comportamento delas.

2. Metodologia

O processo foi simulado em regime permanente, sem usar o método da eficiência e tendo a DEA como solvente, pois, segundo Coelho (2007), esta amina é a menos corrosiva em concentrações acima de 20 % e sem a eficiência, porque não se considerou a perda de carga nem a transferência de massa e de calor. Inicialmente, foram avaliadas as frações de H_2S e CO_2 que saem do absorvedor sem reciclo e, posteriormente, aquelas que saem no reciclo, variando a temperatura de entrada na corrente da amina e as concentrações de DEA, com o objetivo de verificar a influência desses parâmetros no processo. Na regeneração, usou-se do método de estágios em equilíbrio. Além disso, o modelo termodinâmico do equilíbrio líquido-vapor escolhido foi o de WILSON. Por fim, este modelo foi comparado com dados da

literatura para determinar o Load (número de moles do gás ácido absorvido na fase líquida pelo número de moles da amina).

2.2. Composições e condições usadas nas simulações

A composição do gás natural foi obtida a partir do trabalho de Mendieta (2011), sendo apresentada na tabela 1. Já as condições operacionais das simulações no absorvedor, em relação as correntes de gás natural e de amina, estão disponíveis na tabela 2.

Tabela 1 – Fração molar.

Componentes	Etano	Propano	Butano	Propenos	Butenos	Pentano	Argônio	
Gás Natural	0,1167	0,013	0,0008	0,0566	0,002	0,004	0,0003	
Componentes	H ₂ O	CO ₂	H ₂ S	DEA	CH ₄	N ₂	H ₂	CO
Gás Natural	0	0,0183	0,0254	0	0,3669	0,0516	0,2334	0,0084

Tabela 2 – Condições iniciais para o gás natural e para a amina no absorvedor.

Condição Operacional	Corrente do Gás Natural	Corrente de Amina Pobre
Temperatura (°C)	22	27
Pressão (atm)	69	69
Vazão (Kg/h)	25000	40000

A etapa de regeneração da amina necessita de alguns parâmetros, de acordo com Coelho (2007), e de uma composição do gás no regenerador, esta última foi obtida a partir da corrente de fundo do absorvedor. As tabelas 3 e 4 a seguir mostram essas propriedades e a composição para a regeneração.

Tabela 3 – Parâmetros e propriedades para o regenerador.

Parâmetro	Valor/Condição
Carga Térmica no Condensador	-3 MMKcal/h
Razão de Refluxo (RR)	1
Propriedades	Valores
Vazão	43163,75 Kg/h
Pressão	5,886 atm
Temperatura	95 °C

Tabela 4 – Corrente de alimentação do regenerador.

Componentes	Etano	Propano	Butano	Propenos	Butenos	Pentano	Argônio	
Fração Molar	1,9E-10	1,02E-13	4,29E-13	1,07E-11	2,1E-13	8,47E-15	1,47E-12	
Componentes	H ₂ O	CO ₂	H ₂ S	DEA	CH ₄	N ₂	H ₂	CO
Fração Molar	0	0,0003	0,000475	0	1,33E-8	2,76E-9	2,75E-8	2,9E-9

2.3. Variáveis analisadas nas simulações

Os parâmetros para o absorvedor e regenerador estão apresentados na tabela 5 abaixo.

Tabela 5 – Parâmetros importantes para o absorvedor e regenerador.

Parâmetros avaliados	Faixa (intervalo)	Valores usados nas simulações
Temperatura (°C)	25 – 45	27, 32, 37 e 42
Concentração de DEA (%)	20 – 40	25,30,35 e 40
Concentração de H ₂ O (%)	60 – 75	75, 70, 65 e 60
Prato de alimentação	2 – 8	3
Temperatura de regeneração (°C)	75 – 115	95
RR	1 – 75	1
Número de estágios	6 – 20	9

3. RESULTADOS

3.1. Simulação no Absorvedor (sem reciclo)

Na simulação do absorvedor, os dados obtidos estão descritos nas tabelas 6 e 7 a seguir.

Tabela 6 – Variação da temperatura na corrente de amina pobre.

Temperatura da corrente amina pobre (°C)	Vazão de CO ₂ na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de CO ₂ (gás doce)	Vazão de H ₂ S na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de H ₂ S (gás doce)
27	0,0979	$2,9858 \times 10^{-6}$	$1,3692 \times 10^{-6}$	$5,3904 \times 10^{-11}$
32	0,2577	$7,7383 \times 10^{-6}$	$4,0723 \times 10^{-6}$	$1,5786 \times 10^{-10}$
37	0,6779	$2,0053 \times 10^{-5}$	$1,9363 \times 10^{-5}$	$4,6902 \times 10^{-10}$
42	1,8517	$5,417 \times 10^{-5}$	$3,9852 \times 10^{-5}$	$1,5054 \times 10^{-9}$

Tabela 7 – Variação da concentração de DEA (%) na corrente de amina pobre.

Concentração de DEA (%)	Vazão de CO ₂ na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de CO ₂ (gás doce)	Vazão de H ₂ S na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de H ₂ S (gás doce)
25	0,0979	$2,9858 \times 10^{-6}$	$1,3692 \times 10^{-6}$	$5,3904 \times 10^{-11}$
30	0,1213	$3,6664 \times 10^{-6}$	$1,7164 \times 10^{-6}$	$6,6982 \times 10^{-11}$
35	0,1578	$4,7235 \times 10^{-6}$	$2,2674 \times 10^{-6}$	$8,7597 \times 10^{-11}$
40	0,2115	$6,2632 \times 10^{-6}$	$3,0907 \times 10^{-6}$	$1,1815 \times 10^{-10}$

As figuras 1 e 2 abaixo mostram o comportamento das variações realizadas no processo.

Figura 1 – Variação da temperatura.

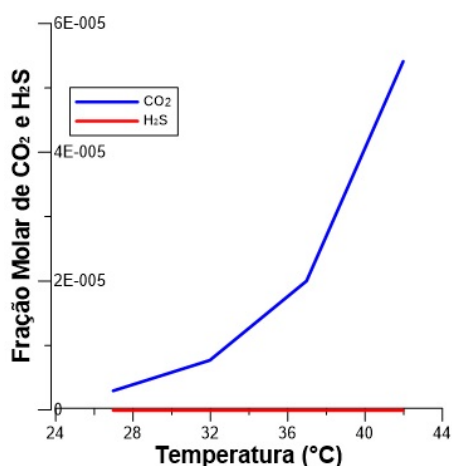
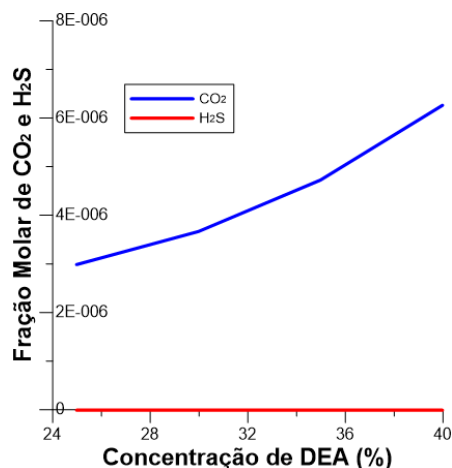


Figura 2 – Variação da concentração de DEA.



Verificando-se os gráficos, percebe-se que as frações molares dos ácidos aumentam mais com a variação da temperatura do que com a variação da concentração, logo, a temperatura favorece uma eliminação maior dessas substâncias na corrente de gás doce e piora a absorção dos componentes na corrente da amina, pois os mesmos estão em maior proporção no topo do absorvedor. Tanto o aumento da temperatura como o da concentração implicou numa retirada mais de CO₂ do que de H₂S, segundo Coelho (2007) este fato ocorre pelo não uso da eficiência nas simulações, pois na prática deseja-se eliminar mais H₂S. Além disso, os dados obtidos no gráfico 2 não possuem o mesmo perfil da literatura, baseado no trabalho de Talavera (2002), visto que as frações molares deveriam diminuir com o aumento da concentração de DEA, então, é aconselhável usar concentrações menores da amina, considerar a eficiência nas simulações ou mudar o modelo termodinâmico para se ter um resultado melhor no absorvedor.

3.2. Simulação com Reciclo

As tabelas 9 e 10 a seguir apresentam as variações da temperatura e do percentual de DEA na etapa de regeneração.

Tabela 9 – Variação da temperatura na corrente de amina pobre.

Temperatura da corrente amina pobre (°C)	Vazão de CO ₂ na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de CO ₂ (Gás doce)	Vazão de H ₂ S na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de H ₂ S (Gás doce)
27	0,05	0	0	0
32	0,06	0	0	0
37	0,31	0	0	0
42	0,78	0	0	0

Tabela 10 – Variação do percentual (%) de DEA na corrente de amina pobre.

Concentração de DEA (%)	Vazão de CO ₂ na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de CO ₂ (Gás doce)	Vazão de H ₂ S na corrente de gás doce (Kg/h)	Fração molar de H ₂ S (Gás doce)
25	0,05	0	0	0
30	0,06	0	0	0
35	0,8	0	0	0
40	0,1	0	0	0

O reciclo é mais eficiente do que a simulação apenas no absorvedor, porque ocorreu a absorção total das frações de H₂S e CO₂ em praticamente todas as correntes do processo; ressaltando que a variação do percentual de DEA aumentou as frações de CO₂, indicando que para se ter um bom resultado é melhor trabalhar com baixas concentrações de DEA.

3.3. Comparação das curvas de Load em função da Pressão Parcial

As propriedades puras dos componentes do gás natural, geradas nas simulações sob diferentes pressões, estão representadas através da figura 3 e da figura 4 a seguir.

Figura 3 – Sistema DEA-CO₂.

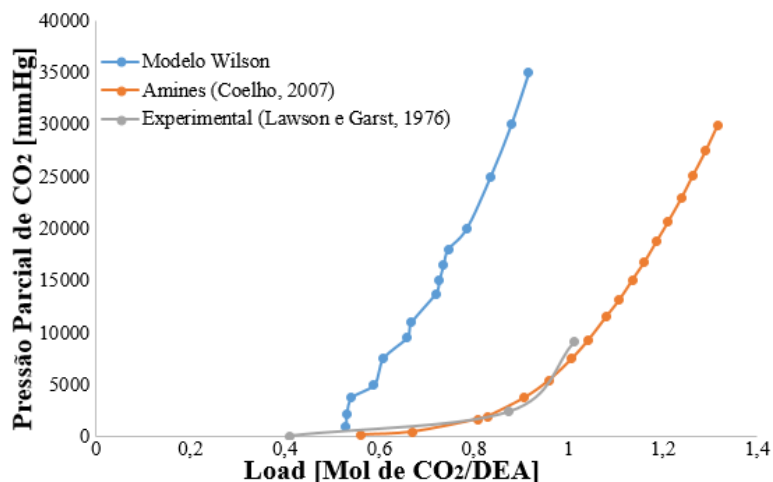
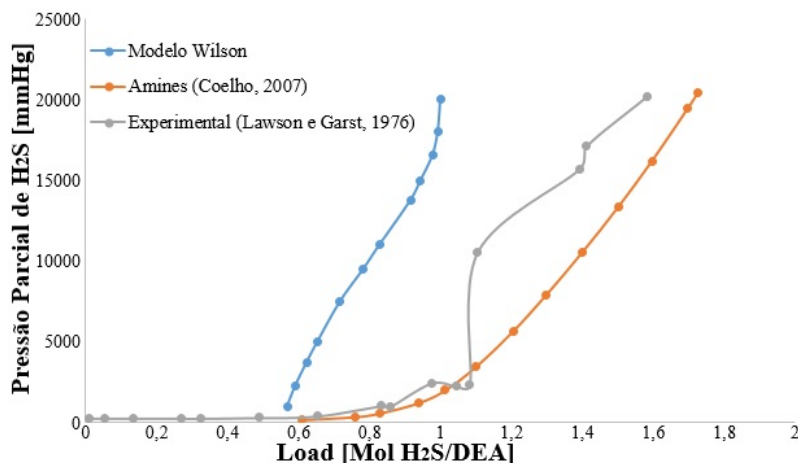


Figura 4 – Sistema DEA-H₂S.



Analisando-se os gráficos, observa-se que os valores do Load são baixos para uma mesma pressão, indicando que ocorreu uma subestimação na absorção dos gases. Verifica-se também que a subestimação dos dados é maior para o CO₂ do que para o H₂S, diferentemente das suas pressões parciais na fase líquida, visto que estas estão mais elevadas do que as pressões do H₂S.

4. CONCLUSÃO

Os resultados obtidos indicaram que o ASPEN PLUS é uma boa ferramenta no auxílio de uma tomada de decisão de projetos e na otimização de uma etapa do tratamento de gás natural, assim como a amina DEA, mas deve-se ter o cuidado na escolha do modelo termodinâmico, pois verificou-se que o modelo WILSON subestimou as quantidades absorvidas, por isso as frações molares apresentadas na corrente de gás doce foram baixas para o Load, da mesma forma que ele influenciou nas variações da temperatura e nas concentrações de amina. Portanto, recomenda-se que em outras simulações o modelo termodinâmico do equilíbrio líquido-vapor venha a ser modificado, pois este é importante na análise dos parâmetros a serem avaliados.

5. REFERÊNCIAS

- COELHO, A. M. *Simulação e otimização dos processos de adoçamento e desidratação de gás natural e de refinaria*. 2007. 210 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – UNICAMP, Campinas, 2007.
- LAWSON, J. D., GARST, A. W. Gas Sweetening Data: Equilibrium solubility of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide in Aqueous Monoethanolamine and Aqueous Diethanolamine Solutions. *Journal of Chemical Engineering Data*, v. 21, p. 20-30, 1976.
- MENDIETA, L. F. F. *Estudo da absorção de H_2S e CO_2 do gás combustível*. 2012. 35 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – UFRGS, Rio Grande do Sul, 2011.
- TALAVERA, R. M. R. *Caracterização de sistemas, simulação e otimização de etapas da planta de processamento de gás natural*. 2002. 172 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – UNICAMP, São Paulo, 2002.