

AVALIAÇÃO PRELIMINAR DO USO DE COLUNA DESMETANIZADORA COMPLEMENTAR PARA O AUMENTO DA CAPACIDADE DE PLANTA PETROQUÍMICA

Fernanda Cristina Saleh de Souza¹

George de Souza Mustafa²

RESUMO

O presente trabalho contempla a avaliação preliminar de uma coluna desmetanizadora com o objetivo de aumentar a capacidade de produção de eteno em planta petroquímica. Através do simulador Aspen Plus, evidenciou que a coluna estudada consegue separar o metano da corrente de processo atendendo às especificações da coluna desmetanizadora principal de 4000 ppm de eteno na corrente de topo e 600 ppm de metano no fundo. Com isso, pode-se evidenciar que a coluna estudada consegue realizar a mesma função que a coluna desmetanizadora principal da unidade e dessa forma viabilizar o aumento da produção de eteno da unidade.

Palavras-chaves: Desmetanizadora; Eteno e Olefinas.

ABSTRACT

The present work contemplates the preliminary evaluation of a demethanizing column with the objective of increasing the ethylene production capacity in the petrochemical plant. Through the Aspen Plus simulator, it was shown that the studied column is capable of separating methane from the process stream by meeting the specifications of the main demethanizing column of 4000 ppm ethylene in the top stream and 600 ppm methane in the bottom. With this, it can be evidenced that the studied column is able to perform the same function as the main demethanizer column of the unit and in this way to enable the increase of the ethylene production of the unit.

Keywords: Demethanizer; Ethylene and Olefins.

1 INTRODUÇÃO

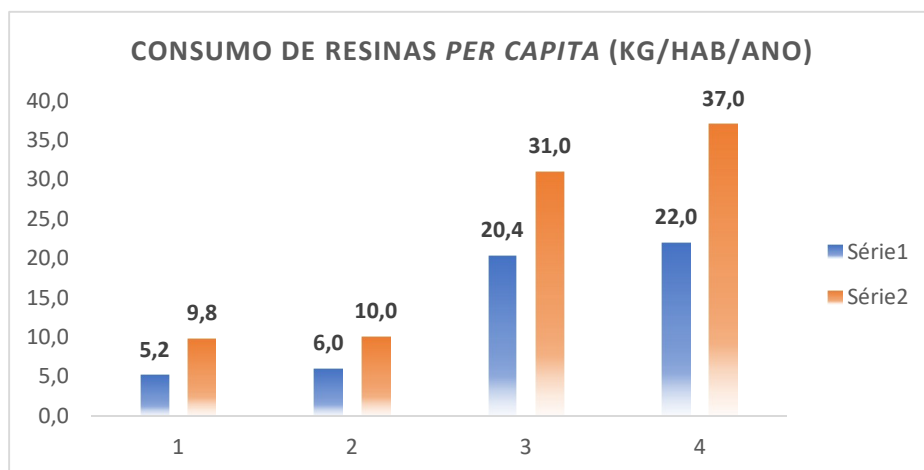
A demanda por petroquímicos básicos no Brasil segue uma tendência de crescimento. Uma importante vantagem competitiva que pode ser explorada fortemente pela indústria brasileira é o tamanho do mercado interno, uma vez que existe um grande potencial de crescimento de consumo de resinas termoplásticas (PANG, 2009). Na indústria petroquímica, a indústria do plástico possui grande representatividade, caracterizando grande importância para os bens de consumo e melhoria do cotidiano humano. A Figura 1 compara o consumo de

¹Graduanda em Engenharia Química. E-mail: fernandasaleh02@gmail.com

²Docente do curso Engenharia Química da UNIFACS, Mestre em Engenharia Química pela UFBA. E-mail: george.mustafa@unifacs.br

resinas termoplásticas *per capita* dos brasileiros com consumidores de outras localidades (AZEVEDO, 2006).

Figura 1 - Consumo de resinas termoplásticas *per capita* no mundo



Fonte: Adaptado de Azevedo (2006)

É visto que o Brasil ainda possui potencial para elevar o consumo de produtos de segunda geração. No entanto, de nada adianta o aumento do consumo de resinas termoplásticas se o mesmo não vir acompanhado do aumento de produção dos insumos básicos para a produção destas resinas (PANG, 2009).

Diante deste cenário, a indústria de insumos básicos tem buscando iniciativas com o objetivo de criar empresas de maior porte ou aumentar a capacidade das indústrias já existentes (CARVALHO, 2011).

Este trabalho contempla a avaliação preliminar de uma torre desmetanizadora com o objetivo de aumentar a capacidade de produção de eteno em planta de insumos básicos da Braskem. Tendo como objetivos específicos: Analisar as variáveis de projeto da desmetanizadora; realizar o balanço de massa do processo e simular a torre de destilação e verificar o comportamento dos equipamentos do sistema.

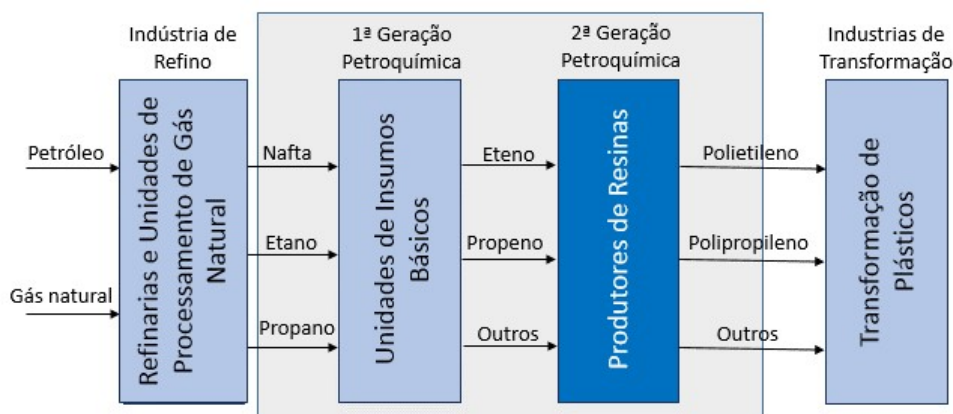
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Indústria Petroquímica

A indústria petroquímica caracteriza-se pela conversão de hidrocarbonetos contidos no petróleo e gás natural em uma enorme gama de produtos. No Brasil, a nafta é a principal matéria-prima da cadeia petroquímica, seguida do gás natural. A única produtora destas matérias primas no Brasil é a Petrobras, atendendo parte da demanda nacional com produção própria e importações (AZEVEDO, 2006).

Devido à complexidade da cadeia petroquímica, é comum que a mesma seja tratada em termos de gerações. De maneira simplificada, esta cadeia organiza-se da seguinte forma: extração e refino do petróleo e gás que são fornecedores de matérias primas à petroquímica básica (1ª geração), às resinas termoplásticas ou intermediários químicos ou produtos finais (2ª geração). Assim, as resinas e elastômeros seguem para indústrias de transformação plástica (3ª geração), conforme a Figura 2 (BRASKEM, 2014).

Figura 2 - Encadeamento das atividades do Refino e Petroquímica



Fonte: Adaptado de Azevedo (2006).

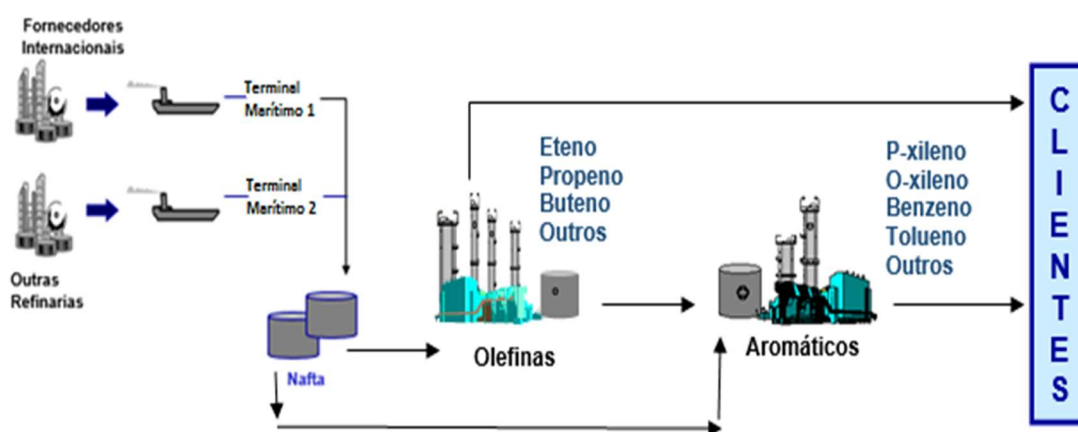
Pode-se dizer que o início da indústria petroquímica é dado a partir da produção dos petroquímicos básicos. O processo de produção destes insumos envolve diversas etapas e gera produtos de origem olefínica (hidrocarbonetos com duplas ligações) e aromática.

3.2 Insumos Básicos

Na 1ª geração, os petroquímicos básicos obtidos são divididos em dois grupos: as olefinas (eteno, propeno, buteno, butadieno e outros) e os aromáticos (benzeno, tolueno, xileno e outros). Estes petroquímicos básicos são utilizados para gerar os intermediários que são transformados nos produtos petroquímicos finais que seguem para os consumidores, conforme a Figura 3 (BRASKEM, 2014).

Os insumos básicos possuem estado líquido ou gasoso e os mesmos são transportados através de dutos às unidades produtoras de segunda geração, em geral localizadas próximo às unidades de processamento, para passarem por etapas adicionais de processo (AZEVEDO, 2006).

Figura 3 - Distribuição das plantas de primeira geração.



Fonte: Elaboração própria.

Os produtores de segunda geração processam os petroquímicos básicos comprados das unidades de insumos básicos, produzindo os seguintes petroquímicos intermediários: polietileno, originado a partir do eteno, polipropileno, produzido através do propeno e polibutadieno, formado através do butadieno (BRASKEM, 2014).

No Brasil, diversos estudos apontam para projeções de crescimento do consumo de eteno e propeno dentre os demais petroquímicos básicos, justificando a necessidade de novos investimentos que incentivem o aumento do processo produtivo das olefinas (AZEVEDO, 2009).

3.3 Olefinas

A produção de produtos de origem olefinica envolve o aquecimento, craqueamento, compressão, resfriamento e separação das correntes oriundas das matérias primas disponíveis, sob condições controladas de temperatura e pressão (BRASKEM, 2008). O processo se inicia nos fornos de pirólise, onde a nafta ou gás é aquecido causando o rompimento das moléculas de cadeias longas e transformando-as em cadeias menores, principalmente em olefinas. Existem diversos fatores que podem influenciar a reação de pirólise e conseqüentemente diminuir o rendimento em eteno e sub produtos como o tempo de residência, a geometria das serpentinas, a temperatura de operação e a vazão de vapor de diluição, que é o vapor injetado juntamente com a matéria-prima para controlar a pressão parcial dos hidrocarbonetos que alimentam os fornos (BRASKEM, 2015).

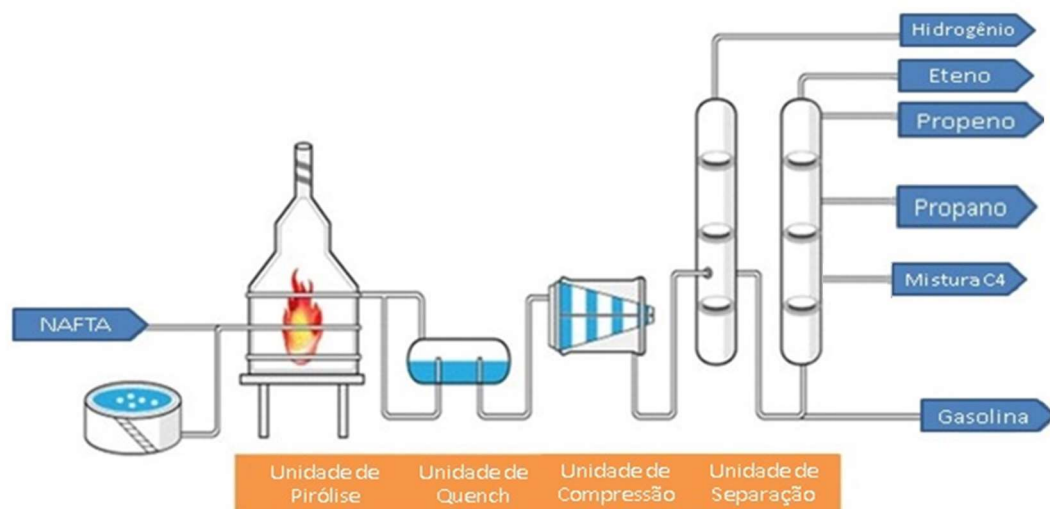
Após o craqueamento, os gases resultantes deste processo são resfriados e submetidos a um processo de destilação. A destilação ocorre em uma fracionadora de gasolina, onde é efetuada a remoção das correntes pesadas contidas na carga. A corrente de topo desta fracionadora é enviada à torre de *quen*ch, onde é feita a separação da água e da gasolina. A gasolina é utilizada como refluxo desta fracionadora e parte é armazenada como produto final. A água que foi separada da gasolina também é utilizada no processo, seja em trocadores de calor, seja na geração de vapor. A corrente de topo da torre de *quen*ch é enviada para um compressor na área de compressão da unidade industrial (BRASKEM, 2015).

A carga oriunda da área de compressão contém frações de hidrogênio, metano, etano, eteno e hidrocarbonetos entre C3-C6, ou seja, moléculas de hidrocarbonetos contendo de três a seis átomos de carbono. Esta carga é composta por um gás seco que é resfriado em sucessivas etapas através de sistemas de refrigeração. Conseguem-se assim temperaturas criogênicas que podem alcançar até $-166,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ (BRASKEM, 2014). Após o resfriamento, a carga segue para uma desmetanizadora, cujo objetivo é separar pelo topo o metano com uma perda de 4000 ppm de eteno e pelo fundo uma corrente com 600 ppm de metano, que será a carga da desmetanizadora na sequência do processo (BRASKEM, 2008). A desmetanizadora possui como corrente de topo os componentes etano, eteno e etino e como corrente de fundo componentes C3+. A corrente de topo segue para um reator de hidrogenação catalítica do etino e o efluente deste reator é fracionado em uma torre de destilação que separa eteno do etano. A corrente de fundo da desmetanizadora segue para as despropanizadoras, onde haverá a separação entre a corrente de C3, que sairá pelo topo da torre e a de C4+, que sairá pelo fundo

da torre. A corrente de C3 é composta principalmente por propeno, propano, propino e propadieno e a mesma é enviada para um processo de reação de hidrogenação, onde o efluente desta reação segue para ser fracionado em propeno e propano em uma torre de destilação. A corrente rica em C4+ seguirá para a desbutanizadora, onde irá separar o C4, que alimenta a unidade de produção de aromáticos, do C5+ que será armazenado (BRASKEM, 2008). O processo de produção de produtos olefinicos pode ser representado de forma resumida pela Figura 4.

Após os processos de fracionamento criogênico e purificação, é possível recuperar eteno e propeno de alta pureza. A obtenção destes produtos com elevado grau de pureza é devido ao processo possuir diversas etapas que envolvem a destilação fracionada, cujo processo ocorre em vários estágios de equilíbrio (CARNEIRO, 2006).

Figura 4 – Esquemático de planta produtora de olefinas



Fonte: Adaptado de Braskem (2015)

2.4 Destilação

A destilação é um processo de separação que se baseia no equilíbrio líquido-vapor de misturas. Quando se quer purificar duas ou mais substâncias formadas a partir de uma mistura e se as substâncias possuírem volatilidades diferentes entre si, essa técnica de separação é a mais indicada. Este processo é caracterizado pelo fato do vapor formado possuir uma composição diferente do líquido residual. Dessa forma, o estado de equilíbrio é atingido quando o número de moléculas que passa à fase vapor é igual ao número de moléculas que

retorna à fase líquida após um processo de transferência de massa entre si (CARNEIRO, 2006; KISTER, 1992).

Uma coluna de destilação é dividida em seções distintas, onde o prato de alimentação é o limite entre elas e é função do seu estado térmico e composição. A seção superior é conhecida como zona de retificação e a seção inferior é conhecida como zona de esgotamento. Na seção de retificação a vazão interna de líquido que desce na coluna é menor que a vazão de vapor que sobe, resultando em um saldo positivo de fluxo ascendente para gerar o produto de topo. O contrário é observado na seção de esgotamento, onde a vazão interna de líquido que desce na coluna é maior que a vazão de vapor que sobe, resultando em um saldo positivo de fluxo descendente para gerar o produto de fundo (KISTER, 1992).

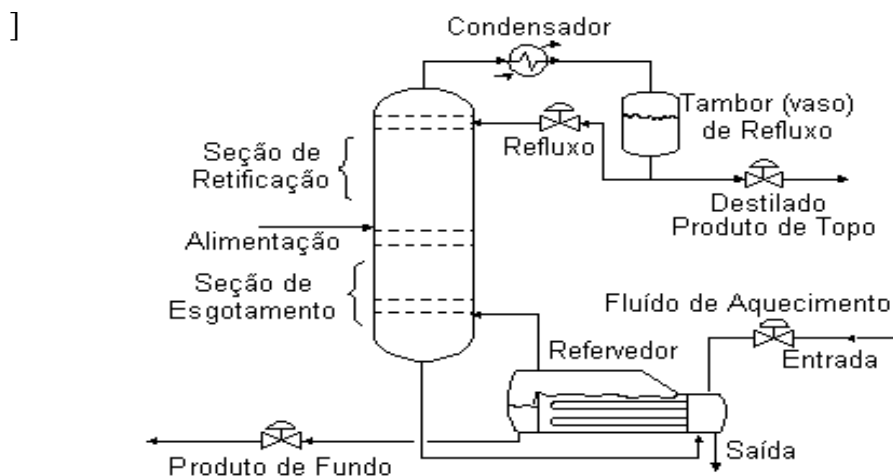
Os principais componentes de uma coluna de destilação são:

- a) Casco vertical;
- b) Pratos e recheios;
- c) Refervedor ou *reboiler*;
- d) Condensador e
- e) Vaso de refluxo.

O casco vertical suporta os internos da coluna e, juntamente com o refervedor e condensador, constituem a coluna de destilação propriamente dita. Por conta do equilíbrio entre o líquido e o vapor em uma coluna de destilação, mudanças no balanço de energia se manifestam em mudanças no inventário entre as duas fases. Se calor é adicionado à coluna mais rápido do que é retirado, existirá uma conversão de líquido para vapor. Por outro lado, se o calor for adicionado a uma taxa inferior a necessária, existirá um acúmulo de líquido na coluna de destilação. O refervedor ou *reboiler* é o responsável por fornecer a vaporização necessária ao processo, através do líquido de fundo da coluna (SARDELLA, 1997).

A Figura 5 representa uma unidade típica de destilação com uma única alimentação e duas correntes de produto (CARNEIRO, 2006).

Figura 5 – Componentes do sistema de destilação



Fonte: Carneiro (2006)

Embora a pressão na coluna seja um indicador do inventário de vapor, a mesma também possui uma relação específica com outras variáveis como volatilidade relativa, ponto de bolha e limite de inundação. Portanto, quanto menor a pressão de operação de uma coluna de destilação mais fácil se torna a separação, menor será o custo energético, menor a razão de refluxo, maior a volatilidade relativa, menores as temperaturas ao longo da coluna e consequentemente irá resultar em redução de problemas como polimerização e degradação. Apesar de existirem diversos fatores a favor da operação de colunas de destilação com pressões reduzidas, a produção de uma maior massa de vapor irá exigir um condensador de maior porte. Este condensador é responsável pela condensação do vapor de topo da coluna e o produto obtido pela condensação pode se dividir em duas correntes conhecidas como destilado e refluxo (SARDELLA, 1997). O destilado é o produto final da destilação e o refluxo é o retorno de líquido condensado no topo da coluna. Quanto mais líquido condensado retornar para cada estágio intermediário da sequência, melhor será o grau de separação entre os compostos, pois maior será o grau de enriquecimento do vapor nos componentes mais voláteis e do líquido nos componentes menos voláteis (CARNEIRO, 2006).

Os processos contínuos de destilação nas indústrias devem ocorrer em estado estacionário ou regime permanente, isto é, a massa total ou por componente que entra em um determinado equipamento, deve ser igual a massa que sai, em um intervalo de tempo, exceto em condições de parada, partida ou emergências operacionais. O cálculo de colunas de destilação implica na resolução de balanços de massa global e por componente, balanços de

energia e cálculo do equilíbrio termodinâmico. Estas equações são aplicadas a cada estágio e para todos os componentes da carga. Os cálculos rigorosos de colunas de destilação são iterativos e normalmente são realizados usando simuladores de processos devido ao grande número de equações envolvidas, além do número de iterações necessárias para que a convergência seja atingida (CARNEIRO, 2006).

3 ESTUDO DE CASO: UNIDADE DE PRODUÇÃO DE INSUMOS BÁSICOS

A Braskem é a maior produtora de resinas termoplásticas das Américas e a sexta maior petroquímica do mundo, com produção anual de 16 milhões de toneladas, incluindo produtos químicos e petroquímicos básicos, como eteno, propeno, butadieno, entre outros. É, também, a maior fabricante mundial de biopolímeros, com capacidade anual de 200 mil toneladas de produção do Plástico Verde I'm green™, polietileno produzido a partir do etanol de cana-de-açúcar de origem 100% renovável. Atualmente, os polos petroquímicos integrados às centrais de matérias-primas são: Polo de Capuava (SP), Polo de Camaçari (BA), Polo de Triunfo (RS) e Polo de Duque de Caxias (RJ).

O polo de Camaçari foi o primeiro complexo petroquímico planejado do país e iniciou suas operações em 1978. Este polo é composto por indústrias que produzem petroquímicos para a fabricação de resinas termoplásticas, fertilizantes, metalurgia do cobre, entre outros. A unidade da Braskem em Camaçari engloba uma unidade de produção de insumos básicos, três unidades de produção de segunda geração e unidades de cloro-soda e PVC.

A maioria das empresas do polo de Camaçari está interligada por tubovias à Unidade de Insumos Básicos da Braskem (UNIB) e a mesma é considerada a maior indústria do Complexo de Camaçari e um dos cinco maiores empreendimentos privados do país. A Braskem recebe derivados de petróleo da Petrobras, principalmente a nafta, em sua Unidade de Insumos Básicos de Camaçari e os transforma em petroquímicos básicos nas unidades de produção de olefinas e aromáticos.

A unidade de produção de olefinas da unidade de insumos básicos é dividida em área quente, área de compressão e área fria. A área quente é onde há o recebimento da nafta e etano para craqueamento nos fornos de pirólise e posterior produção dos produtos olefínicos. Essa área também engloba a separação dos produtos mais pesados da corrente de efluente dos fornos como o resíduo de pirólise, gasóleo e gasolina pesada de pirólise, especificando assim o produto gasoso para o compressor da unidade de compressão.

A área de compressão possui como objetivos principais a compressão do gás oriundo da área quente através de um compressor de cinco estágios, a separação e especificação de frações pesadas da condensação entre os estágios do compressor, a eliminação de dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio em torre de lavagem cáustica e a secagem do gás de carga em vasos com peneiras moleculares.

A área fria, por sua vez, é a área responsável por obter a especificação dos produtos finais como hidrogênio, metano e carga dos processos de separação do C₂⁺, através de criogenia, fracionamento e separação e sistemas de refrigeração. A carga da área fria é composta por hidrogênio, metano, etano, eteno, C₃, C₄, C₅ e traços de C₆⁺. A separação do hidrogênio do metano é conseguida na temperatura mais baixa do processo e o hidrogênio é utilizado em um reator conhecido como metanador, que remove o CO contaminante através da formação de metano produto que abastece o sistema de gás combustível. Após o sistema de compressão, o gás efluente do compressor é seco e resfriado sucessivamente em trocadores de calor que operam com temperaturas criogênicas (*cold box*). A carga líquida obtida deste resfriamento se divide em quatro correntes e as mesmas entram como carga da desmetanizadora da unidade, cujo objetivo é separar pelo topo metano e pelo fundo C₂⁺. O produto de fundo da desmetanizadora é a carga de alimentação da desmetanizadora, que é a torre responsável pelo início dos processos de especificação dos cortes C₂ e C₃.

» CORTE C₂

A corrente de topo da desmetanizadora é composta principalmente por etano, eteno e etino e a mesma alimenta o reator de etino. Através da hidrogenação catalítica, o etino é eliminado do processo. O efluente do reator, rico em eteno e etano, é a carga da fracionadora de eteno, onde acontece a separação e especificação de eteno no topo, que é enviado para clientes e do etano no fundo, que é enviado para alguns dos fornos de pirólise.

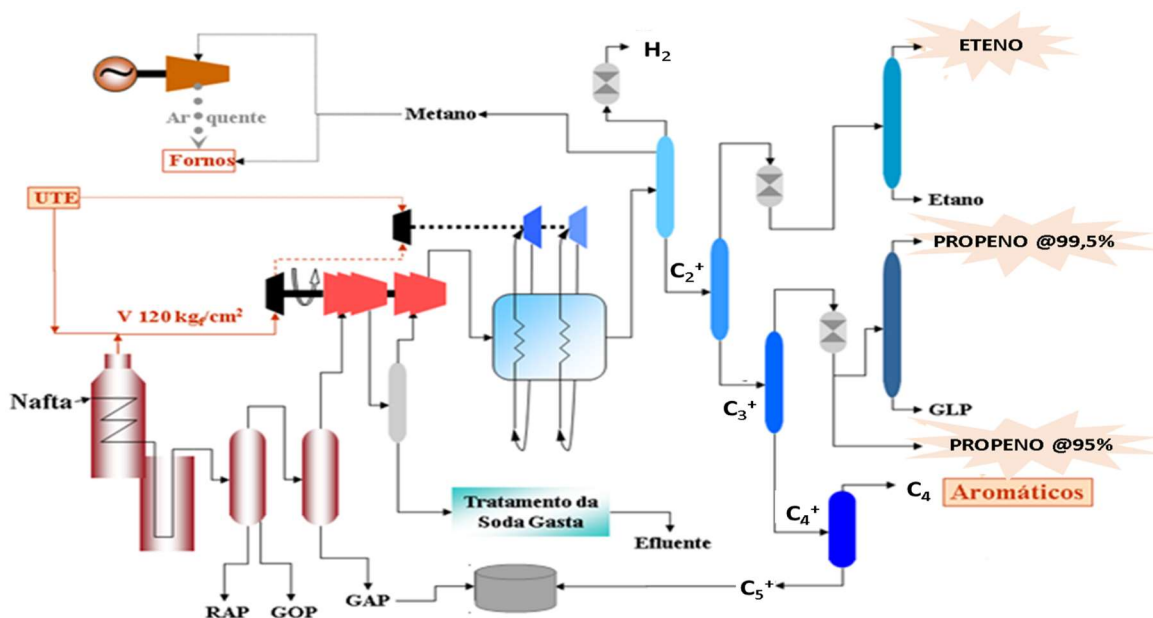
» CORTE C₃

A corrente de fundo da desmetanizadora e a corrente rica em condensados provenientes da área de compressão alimentam as despropanizadoras, onde por destilação o C₃ sai pelo topo, especificado quanto ao teor de C₄. Pelo fundo, o C₄⁺ é a carga da desbutanizadora. Nesta coluna, o topo é o C₄ que alimenta à unidade de Aromáticos e o fundo é a corrente de C₅⁺, gasolina leve de pirólise, que é armazenada na área de tancagem. O propeno, propano, propino e propadieno são os produtos de topo das despropanizadoras que são enviados para um processo de reação de hidrogenação, no intuito de eliminar o propino e propadieno que

são venenos para as plantas de resinas consumidoras de propeno grau químico (95%) e propeno grau polímero (99,5%). O efluente deste reator é a carga da torre de *green oil*, onde há a eliminação de compostos pesados formados na reação. Após essa etapa, há um processo de secagem em peneiras moleculares e assim, parte da corrente é utilizada como propeno grau químico, que é armazenado e enviado para os consumidores. A outra parte desta corrente alimenta a fracionadora de propeno, onde por destilação é obtido propeno grau polímero pelo topo, que é enviado para os consumidores e mistura de propano e propeno pelo fundo, que pode ser vendido como GLP, utilizado como gás combustível ou ainda, craqueado nos fornos de pirólise. A Figura 6 representa a unidade de olefinas e seus principais produtos.

Além das áreas principais que compõem a unidade de produção de olefinas, existem áreas que complementam o processo produtivo desta unidade, como é o caso da área de recuperação de etano. Esta unidade tem por finalidade recuperar o etano presente em uma corrente de gás natural proveniente de concessionária de gás, de forma a enviar o etano para o craqueamento nos fornos de pirólise da unidade de olefinas. A corrente pobre em etano retorna para o header de gás natural para ser consumido como combustível gasoso. Essa área opera apenas eventualmente quando tem gás natural disponível e com preço competitivo.

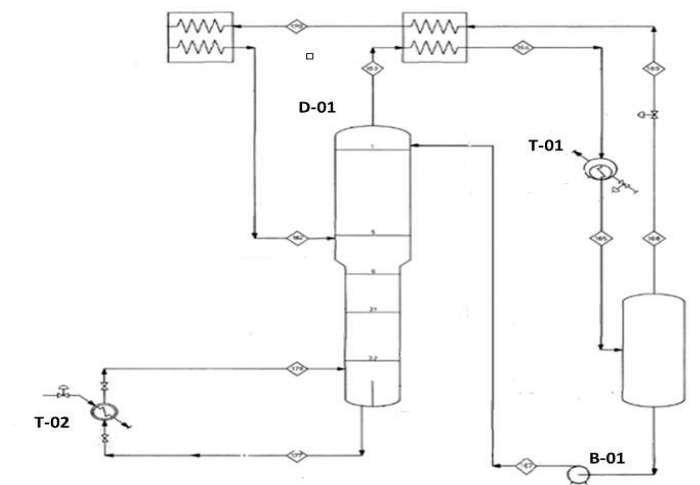
Figura 6 – Fluxograma da unidade de olefinas da UNIB na Bahia



Fonte: Braskem (2014)

O gás natural para qual a unidade de recuperação de etano foi projetada consiste principalmente de metano (86 mol %), etano (9 mol %), propano (2 mol %) e nitrogênio (3 mol %). O fluxograma da unidade de recuperação de etano é representado através da Figura 7.

Figura 7 – Fluxograma da unidade de recuperação de etano



Fonte: Braskem (2014)

A coluna desmetanizadora da unidade (D-01) possui 32 pratos, com alimentação no prato 6. O produto de topo é metano e o produto de fundo etano e mais pesados. A corrente de topo da coluna desmetanizadora é condensada em um trocador do tipo *kettle*, T-01, que é um condensador do tipo refluxo total que utiliza eteno como fluido refrigerante e possui carga térmica de projeto $1,65 \times 10^6$ kcal/h. O *reboiler* da desmetanizadora é um trocador termossifão, T-02, que utiliza água de *quench* proveniente da área quente como fluido de aquecimento e possui carga térmica de projeto de $1,8 \times 10^6$ kcal/h. A bomba de refluxo da desmetanizadora, B-01, possui vazão de projeto de $51,8 \text{ m}^3/\text{h}$. Como o fluido de processo possui uma densidade relativa de 0,365, a vazão mássica dessa bomba é de aproximadamente 20 t/h. As temperaturas de topo e fundo da coluna desmetanizadora são de aproximadamente $-101 \text{ }^\circ\text{C}$ e -7°C , respectivamente.

4 SIMULAÇÃO DE PROCESSO

Uma alternativa para manter carga alta nos fornos de pirólise da planta de olefinas, sem causar aumento do diferencial de pressão da desmetanizadora principal da área fria, é desviar parte da carga para a desmetanizadora situada na unidade de recuperação de etano. A desmetanizadora principal possui quatro alimentações provenientes do fundo de vasos de

flash e parte de uma delas pode ser desviada para a desmetanizadora da unidade de recuperação de etano. Nesse sentido, foi necessário avaliar se a desmetanizadora D-01 consegue desmetanizar a corrente de fundo do vaso F-01.

4.1 Balanço de massa da coluna de destilação

Segundo o fluxograma de processo, condições como pressão, temperatura e composição da corrente de fundo do vaso F-01 foram encontradas e dispostas na Tabela 1.

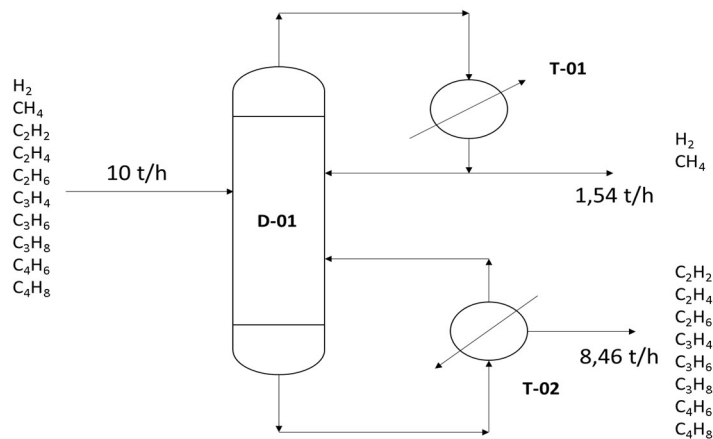
Tabela 1- Dados de projeto da corrente de fundo do vaso F-01

| Componentes | Composição mássica (%m) |
|--------------------------------|-------------------------|
| H ₂ | 0,1 |
| CH ₄ | 15,27 |
| C ₂ H ₂ | 0,71 |
| C ₂ H ₄ | 59,84 |
| C ₂ H ₆ | 13,02 |
| C ₃ H ₄ | 0,19 |
| C ₃ H ₆ | 9,45 |
| C ₃ H ₈ | 0,38 |
| C ₄ H ₆ | 0,47 |
| C ₄ H ₈ | 0,43 |
| Temperatura (°C) | -72,33 |
| Pressão (kg/cm ² g) | 30,03 |

Fonte: Braskem (2014).

Foi feito um balanço material global na coluna supondo que no topo não sairá C₂+ e no fundo não sairá metano, para a obtenção das vazões utilizadas na simulação. Este balanço levou em consideração uma vazão de alimentação da torre D-01 de 10 t/h, conforme a Figura 8.

Figura 8 – Balanço de massa global da D-01



Fonte: Elaboração própria

A partir das considerações já mencionadas, as vazões de topo e fundo encontradas foram de 1,54 t/h e 8,46 t/h, respectivamente. Para dar início a simulação no Aspen Plus (Licença da Braskem), algumas premissas precisaram ser adotadas, premissas as quais são especificações da desmetanizadora principal da área fria.

- » Pressão de topo: 28 kgf/cm² g;
- » Eteno no topo < 4000 ppm mol e
- » Metano no fundo < 600 ppm mol.

4.2 Escolha do modelo termodinâmico

O modelo termodinâmico escolhido foi o de Soave-Redlich-Kwong (SRK) para hidrocarbonetos com a modificação de Boston-Mathias. Este modelo fornece resultados compatíveis com os gerados pelo modelo de Peng Robinson, porém o modelo SRK-BM compreende um range mais adequado para processos criogênicos.

- » Temperatura > -143°C
- » Pressão < 5000 kPa abs

5.3 Cálculo da eficiência através do método de O'Connell

Existem diversas correlações empíricas que fornecem a eficiência de colunas de destilação. A correlação de O'Connell é dada através de uma curva que relaciona a eficiência

global da coluna e o produto entre a volatilidade relativa entre os componentes chaves e a viscosidade da carga da coluna de destilação.

No entanto, esta curva pode ser linearizada, conforme a Equação 1 (SHON, 2011).

$$\log \eta = m * \log[Param] + b \quad (1)$$

Onde:

- η : Eficiência global da coluna;
- m : Coeficiente angular da correlação linearizada de O'Connell no valor de -0,244;
- b : Coeficiente linear da correlação linearizada de O'Connell no valor de 1,6917 e
- $Param$: Produto entre a volatilidade relativa entre os componentes chaves leve e pesado (α) e a viscosidade em cP (μ).

Dessa forma, utilizando a correlação de O'Connell, a eficiência global da D-01 pode ser encontrada a partir de método iterativo. Este método iterativo considerou como estimativa inicial para a eficiência o valor 0,7. Ao simular a torre desmetanizadora considerando esta eficiência, a volatilidade prato a prato pode ser encontrada e assim o "Param" pode ser calculado. A viscosidade considerada no cálculo é constante, uma vez que se refere à viscosidade da carga de alimentação da torre. Para efeito representativo, foi considerada uma média entre as volatilidades a cada iteração realizada, bem como uma média entre os "Param", conforme a Tabela 2.

Tabela 2 – Processo iterativo para a correlação de O'Connell linearizada

| Cálculo da eficiência através do método de O'Connell | | | | | | |
|---|----------|----------|--------|--------|--------|----------|
| | η_0 | α | μ | Param | η | Erro |
| Estimativa inicial | 0,7 | 4,6442 | 0,0968 | 0,4495 | 0,5977 | 14,6173% |
| 1ª Iteração | 0,5977 | 4,5066 | 0,0968 | 0,4361 | 0,6021 | 0,7312% |
| 2ª Iteração | 0,6021 | 4,5118 | 0,0968 | 0,4366 | 0,6019 | 0,0281% |
| 3ª Iteração | 0,6019 | 4,5117 | 0,0968 | 0,4366 | 0,6019 | 0,0005% |

Fonte: Elaboração Própria

4.4 Estimativas iniciais e dados de processo

O valor para a perda de carga no condensador utilizado na simulação foi de 0,2 kgf/cm², que é o valor disponível para que seja suficiente vencer a perda de carga do sistema

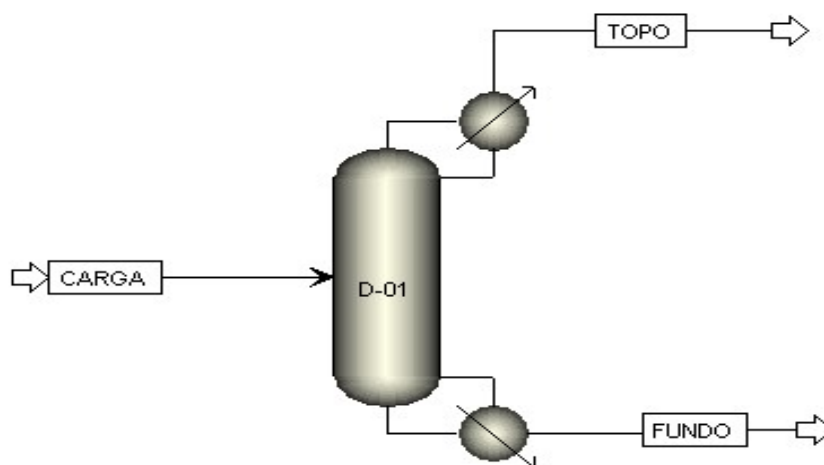
nas tubulações, bocais e *fouling*. A perda de carga real da desmetanizadora principal é de 0,4 kgf/cm² aproximadamente, portanto a mesma também foi utilizada para dar seguimento a simulação.

Partindo do balanço material da envoltória da D-01, a vazão de alimentação considerada foi de 10 t/h, pois apenas parte da corrente de fundo do vaso de *flash* F-01, que contém 43,8 t/h, será desviada para esta torre. Como estimativas iniciais foram consideradas as vazões de destilado e refluxo como 1,54 t/h e 19,5 t/h, respectivamente. A vazão de destilado utilizada foi a vazão encontrada no balanço de massa global e a vazão de refluxo utilizada foi escolhida considerando que a vazão de projeto da bomba de refluxo, B-01, possui vazão de projeto de 20 t/h. Além destas informações, também foi utilizada a temperatura da corrente de -72,33 °C, conforme a Tabela 1.

4.4 Resultados obtidos

Após a coleta de dados de processo, a D-01 pode ser simulada e a sua simulação via Aspen Plus é dada através da Figura 9.

Figura 9 – *Flowsheet* da simulação



Fonte: Elaboração própria

Os resultados de fração molar obtidos pela simulação para os componentes especificados se encontram na Tabela 3 e os mesmos indicam que as composições de metano e eteno se encontram dentro da especificação necessária.

Tabela 3 – Fração molar das correntes simuladas

| Fração molar | Carga | Topo | Fundo |
|--------------------------------|--------------|--------------|---------------|
| H ₂ | 0,0129 | 0,0494 | 0,0000 |
| CH ₄ | 0,2471 | 0,9458 | 0,0006 |
| CO | 0,0002 | 0,0007 | 0,0000 |
| C ₂ H ₂ | 0,0071 | 0 | 0,0096 |
| C ₂ H ₄ | 0,5539 | 0,004 | 0,7479 |
| C ₂ H ₆ | 0,1124 | 0,0001 | 0,1520 |
| C ₃ H ₄ | 0,0012 | 0 | 0,0017 |
| C ₃ H ₆ | 0,0583 | 0 | 0,0789 |
| C ₃ H ₈ | 0,0022 | 0 | 0,0030 |
| C ₄ H ₆ | 0,0023 | 0 | 0,0031 |
| C ₄ H ₈ | 0,002 | 0 | 0,0027 |
| C ₄ H ₁₀ | 0,0003 | 0 | 0,0004 |
| C ₅ H ₁₂ | 0,0001 | 0 | 0,0002 |

Fonte: Elaboração Própria

A simulação mostra que a carga para a D-01 com vazão de 10 t/h é adequada, uma vez que o condensador e reboiler da torre irão operar com cargas térmicas dentro dos limites de projeto, conforme a Tabela 4.

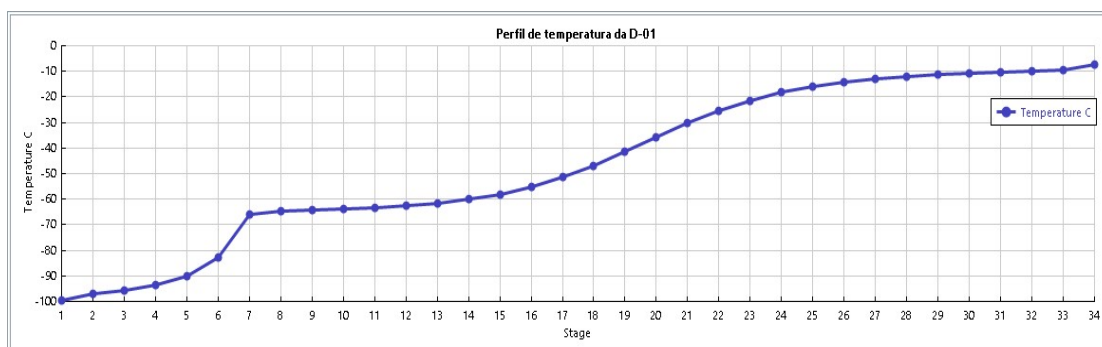
Tabela 4 – Cargas térmicas calculadas e seus limites de projeto

| | Cargas térmicas (MM kcal/h) | |
|-----------------|------------------------------------|-------------------|
| | Calculada via simulação | Limite de projeto |
| Condensador | 0,242 | 1,65 |
| <i>Reboiler</i> | 0,699 | 1,8 |

Fonte: Elaboração Própria

O perfil de temperatura da torre simulada é compatível com as temperaturas de projeto da desmetanizadora principal, conforme a Figura 10.

Figura 10 – Perfil de temperatura da D-01



Fonte: Elaboração própria.

As vazões de destilado e de fundo resultantes estão bem próximas dos valores encontrados através do balanço de massa global, conforme a Tabela 5.

Tabela 5 – Vazões de destilado e de fundo da torre.

| Corrente | Vazão | Unidade |
|-----------|---------|---------|
| Destilado | 1547,87 | kg/h |
| Fundo | 8452,12 | kg/h |

Fonte: Elaboração própria.

Também foram obtidas as vazões e razões de refluxo e *boilup*, conforme a Tabela 6.

Tabela 6 – Vazões e razões de refluxo e *boilup*.

| Variáveis | Valor | Unidade |
|------------------------|----------|---------|
| Vazão de refluxo | 3419,91 | kg/h |
| Razão de refluxo | 2,10 | - |
| Vazão de <i>boilup</i> | 10508,97 | kg/h |
| Razão de <i>boilup</i> | 1,29 | - |

Fonte: Elaboração própria.

5 CONCLUSÕES

A avaliação de processo, pelo simulador comercial Aspen Plus, evidenciou que a torre desmetanizadora D-01 consegue separar o metano da corrente de fundo do vaso F-01 e dessa forma auxiliar à torre desmetanizadora já existente. Esta separação foi feita considerando as especificações de 4000 ppm de eteno no topo da torre e de 600 ppm de metano no fundo desta. As cargas térmicas dos trocadores de calor, calculadas pelo simulador, resultaram em $2,42 \times 10^5$ kcal/h para o condensador e $6,99 \times 10^5$ kcal/h para o *reboiler* e ambos os valores se encontram abaixo dos limites de projeto destes equipamentos, evidenciando que estes irão suportar as cargas térmicas as quais serão submetidos. A vazão de refluxo da coluna foi de 3419,91 kg/h, porém a bomba B-01 possui vazão de projeto de 20000 kg/h. No entanto, é preciso verificar se esta bomba B-01 consegue operar com a vazão de refluxo exigida pelo processo sem que haja cavitação.

A partir dos resultados obtidos provenientes da simulação e da avaliação preliminar dos equipamentos pertencentes ao sistema de separação em questão, pode-se evidenciar que a coluna desmetanizadora consegue realizar a mesma função que a coluna desmetanizadora principal e dessa forma viabilizar o aumento da produção de eteno da unidade.

REFERÊNCIAS

AZEVEDO, J. S. G. Petroquímica. In: REUNIÃO ANUAL DA APLA – ASSOCIAÇÃO PETROQUÍMICA E QUÍMICA LATINO – AMERICANA, 26., 2006, Rio de Janeiro. *Anais...* Rio de Janeiro nov. 2006.

AZEVEDO, J. S. G. **Plano de Negócios 2009-2013**, set. 2009. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br>>. Acesso: 2017.

BRASKEM. **Manual de operação** - Fornos de Pirólise e Efluentes. Bahia, 2015.

BRASKEM. **Manual de operação** - Unidade de desmetanização e tratamento de hidrogênio e fracionamento criogênico. Bahia, 2008.

BRASKEM. **O setor petroquímico**. Catálogo técnico, 2014.

CARNEIRO, W. L. **Curso de Especialização em Engenharia de Processamento Petroquímico**. Cenpeq, 2006.

CARVALHO, O. Brasil: Indústria petroquímica e de plásticos – panorama, perspectiva e desafios. In: LATIN AMERICA PETROCHEMICALS AND POLYMERS CONFERENCE, 2011, São Paulo. **Conference...** São Paulo, 2011.

KISTER, H.Z. **Distillation Design**. McGraw-Hill, Inc. 1992.

PANG, P. Can China Save the Market? Update on Chinese Economy & Petrochemical Industry. In: APIC MARKETING SEMINAR BY CMAI, 2009, Seul. **Proceeding...** Seul, 14 maio 2009.

SARDELLA, A. **Curso de Química: Química Orgânica**. 16. ed. São Paulo: Editora Ática, 1997.