

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO



PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS (TPQB)

MESTRADO PROFISSIONAL EM ENGENHARIA DE BIOCOMBUSTÍVEIS E PETROQUÍMICA

ESTUDO DA ÁREA DE COMPRESSÃO DO GÁS DE CARGA DE UMA UNIDADE PETROQUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ETENO

ORIENTADOR: FERNANDO LUIZ PELLEGRINI PESSOA

ALUNA: SIMARA VARGAS MAGALHÃES

RIO DE JANEIRO 2016

Simara Vargas Magalhães

ESTUDO DA ÁREA DE COMPRESSÃO DO GÁS DE CARGA DE UMA UNIDADE PETROQUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ETENO

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências.

Orientador: Profº. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

CIP - Catalogação na Publicação

CC331e e Carvalho, Simara Vargas Magalhães de ESTUDO DA ÁREA DE COMPRESSÃO DO GÁS DE CARGA DE UMA UNIDADE PETROQUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ETENO / Simara Vargas Magalhães de Carvalho. -- Rio de Janeiro, 2016. 102 f.

Orientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa. Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Coordenação dos Programas de Pós Graduação em Engenharia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2016.

1. Produção de eteno. 2. Compressão de gás de carga. 3. Trocadores de calor. 4. Pirólise. I. Pessoa, Fernando Luiz Pellegrini, orient. II. Título.

Elaborado pelo Sistema de Geração Automática da UFRJ com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

Simara Vargas Magalhães

ESTUDO DA ÁREA DE COMPRESSÃO DO GÁS DE CARGA DE UMA UNIDADE PETROQUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ETENO

Dissertação de Mestrado submetida ao Corpo Docente do Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

Orientada por:
Profº. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.sc., (UFRJ)
Aprovada por:
Bernadete Elizardo Pereira da Costa Delgado, D. sc., UFRJ
Luiz Fernando Leite, D. sc., UFRJ
Reinaldo Coelho Mirre, D. sc., UERJ
Victor Rolando Ruiz Ahon, D. sc., UFF
Rio de Janeiro, RJ – Brasil

"Hoje é sempre o dia certo de fazer as coisas certas, de maneira certa. Amanhã será tarde."

Martin Luther King

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, o grande viabilizador dessa realização, por me dar forças, me amparar nos momentos mais complicados da caminhada, me ajudar a superar todas as dificuldades e me permitir chegar até aqui.

Aos meus pais, Moacir e Rosângela, por serem a minha base, pelo amor incondicional, pela generosidade apoio e carinho, por sempre acreditarem em mim e me incentivarem a continuar estudando e por todos os ensinamentos que me fizeram a pessoa que sou hoje.

Ao meu orientador, Professor Doutor Fernando Pellegrini, pela confiança depositada, sempre acreditando no meu potencial, me incentivando a melhorar e compreendendo as minhas dificuldades. Por estar sempre disponível e disposto a me ajudar, apesar da distância física que nos separava.

À Braskem, por ter depositado e investido em mim a confiança de que eu poderia contribuir para o crescimento da empresa de forma ativa e agregadora.

Ao meu marido, Anderson, a quem as palavras não fazem jus. Você é muito mais que meu melhor sonho. Essa dissertação só existe por que tenho você ao meu lado.

À minha irmã, Náira, por toda amizade e compreensão nos momentos complicados e por me ajudar a relaxar nos momentos de folgas, sendo uma parceria para todas as horas.

Por último, um agradecimento especial ao meu avô, Milton, por ter sido sempre tão atencioso e carinhoso, que com uma inteligência inspiradora é um exemplo que sempre levarei comigo.

Um imenso obrigado a todos, por me ajudarem de alguma forma a realizar esse sonho!

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de de Mestre em Ciências em Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica.

ESTUDO DA ÁREA DE COMPRESSÃO DO GÁS DE CARGA DE UMA UNIDADE PETROQUÍMICA DE PRODUÇÃO DE ETENO

Simara Vargas Magalhães Rio de Janeiro - RJ, 2016

Orientador: Profº. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

A produção de olefinas leves por meio do craqueamento a vapor da nafta apresenta desafios de competitividade cada vez maiores, principalmente em função do custo da matéria-prima. Na busca por condições que conduzam a uma produção mais eficiente, surge o presente trabalho. O estudo tem por objetivo a identificação de incrementos de rendimento e redução de custos, avaliando o desempenho atual da área de compressão de uma unidade de olefinas, propondo ajuste de parâmetros como pressão e temperatura de operação. A análise do impacto da temperatura no consumo energético da unidade industrial se baseia nos dados de tendência histórica, bem como na simulação da compressão para diferentes temperaturas utilizando o simulador comercial Aspen Plus[®]. Revela-se que o aumento da temperatura de sucção do compressor devido à formação de incrustação nos trocadores é significativo e leva a uma maior demanda de potência, tal que o custo global supera o custo de limpeza dos mesmos. A análise da relação entre o rendimento da pirólise e a pressão da saída dos fornos (COP) mostra que o rendimento em eteno é crescente com a redução da pressão, contudo, diante da variação mensal de preços dos produtos e do custo dos insumos o ponto de máximo lucro pode sofrer alteração.

Abstract of a Thesis presented to Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science in Petrochemical and Biofuels Engineering.

STUDY OF A CHARGE GAS COMPRESSION AREA OF AN ETHYLENE PRODUCTION UNIT

Simara Vargas Magalhães Rio de Janeiro - RJ, 2016

Supervisors: Prof^o. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

The light olefins production through naphtha steam cracking presents increasing competitiveness challenges, particularly related to the cost of feedstock. On this scenario, this work aims to determine process conditions that leads to efficiency improvements and higher profits. The main goal of this study is to identify yield increments and cost savings, evaluating the current plant performance of the compression unit, proposing adjustment of parameters such as pressure and operating temperature. The temperature effect analysis on the power demand is based on the historical data and on the compression process simulation in different temperatures, through Aspen Plus[®] commercial simulator. It turns out that the increase in compressor suction temperature, due to the fouling formation on the heat exchangers, leads to an increased steam consumption, such that the overall cost exceeds the cleaning cost. The process pressure correlation with the pyrolysis yield shows that monthly price changes of products and the cost of inputs may significantly change the point of maximum profit.

SUMÁRIO

1.	Capítulo 1 - Introdução	14
1.1.	A cadeia Petroquímica e suas particularidades	14
2.	Capítulo 2 – Revisão bibliográfica	21
2.1.	Descrição do processo	21
2.2.	A Pirólise	24
2.2.1.	A Simulação da pirólise	28
2.3.	A Compressão	29
2.3.1.	Vasos de abatimento de líquidos	30
2.3.2.	Trocadores interestágios	32
2.3.3.	A pressão de sucção do compressor de gás de carga	38
3.	Capítulo 3 – Metodologia	42
4.	Capítulo 4 – Modelagem do sistema	45
4.1.	Formulações	45
5.	Capítulo 5 – Resultados	55
5.1.	Definições gerais	55
5.2.	Validação do modelo para a compressão	57
5.3. área de	Avaliação do impacto da temperatura na eficiência energética compressão	
5.3.1.	Sucção do segundo estágio: EA-4202A/B/C/D/E	64
5.3.2.	Sucção do terceiro estágio: EA-4203A/B/C/D	70
5.3.3.	Sucção do quarto estágio: EA-4204A/B/C	73
5.3.4.	Sucção do quinto estágio: EA-4206A/B/C	76
5.3.5.	Definição da campanha	78
5.4. compre	Avaliação do impacto da pressão da eficiência energética da área ssão	
6.	Capítulo 6 – Conclusões e sugestões	94
Referêr	ncias bibliográficas	97

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. A cadeia Petroquímica 15
Figura 2. Composição dos fluxos de petróleo na origem e no destino em 2013.
17
Figura 3. Esquema representativo do processo de produção de olefinas leves
por pirólise. Fonte: Adaptado de Viana (2005)23
Figura 4. Compressor de gás de carga da Unidade de Olefinas 2 da UNIB-1
BA
Figura 5. Esquema representativo do vaso de knock-out
Figura 6. Trocador de calor interestágio com camada de polímero aderida 33
Figura 7. Sistema de vapor da UNIB-1 BA40
Figura 8. Esquema representativo das etapas desenvolvidas no presente
trabalho
Figura 9. Esquema representativo do modelo da área de compressão de gás
de carga
Figura 10. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4202 65
Figura 11. Gráfico da potência do 2º estágio de compressão 66
Figura 12. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4202 em função do tempo.
68
Figura 13. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-420370
Figura 14. Gráfico da potência do 3º estágio de compressão71
Figura 15. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4203 em função do tempo.
72
Figura 16. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4204 73
Figura 17. Gráfico da potência do 4º estágio de compressão74
Figura 18. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4204 em função do tempo.
75
Figura 19. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-420677
Figura 20. Gráfico da potência do 5º estágio de compressão
Figura 21. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4206 em função do tempo.
78

Figura 22. Impacto da pressão de sucção no comportamento da receita para
diferentes naftas86
Figura 23. Resultado financeiro normalizado para novembro de 2014 91
Figura 24. Resultado financeiro normalizado para janeiro de 2015 93
Figura 25. Entrada de dados para a simulação da pirólise, retirada do Spyro®.
101
Figura 26. Composição do produto da pirólise101
Figura 27. Entrada de dados da planilha de comparação mensal de pontos de
operação para a COP102

LISTA DE TABELAS

Tabela T. Comparação de dados de projeto e simulados para o trabalho de	
cada estágio.	59
Tabela 2. Valores de projeto e da simulação para a temperatura de descarga	l
de cada um dos estágios	60
Tabela 3. Valores de projeto e da simulação para a vazão volumétrica na	
admissão de cada um dos estágios.	60
Tabela 4. Dados de projeto dos trocadores interestágios	63
Tabela 5. Calendário de limpeza dos trocadores Interestágio	81
Tabela 6. Caracterização das naftas analisadas	84
Tabela 7. Tabela de resultados da simulação da pirólise para os dois níveis o	le
COP abordados	90

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

ABIQUIM - Associação Brasileira da Indústria Química

AGR - Água de resfriamento

ANP - Agência Nacional do Petróleo

COP – Coil Oultlet Pressure (Pressão da saída do forno)

COT – *Coil Oultlet Temperature* (Temperatura da saída do forno)

FIRJAN – Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro

GLP – Gás liquefeito de Petróleo

PIB - Produto Interno Bruto

PIONA – Parafinas, Iso-parafinas, olefinas, naftênicos e aromáticos (análise de composição)

PVC - Policloreto de vinila

TLE – Transfer Line Exchangers (Trocador de calor da linha de transferência)

UNIB - Unidade de Insumos Básicos

1. Capítulo 1 - Introdução

Neste capítulo é contextualizado o estudo, construindo o cenário econômico em que está inserida a unidade produtora a ser avaliada. Desta forma, constrói-se ao final do capítulo a motivação para realização do trabalho, assim como as etapas a serem vencidas para se alcançar cada um dos objetivos propostos.

1.1. A cadeia Petroquímica e suas particularidades

A produção industrial de um país é componente fundamental para o desenvolvimento socioeconômico deste. Os países desenvolvidos apresentam uma indústria mais fortalecida, exportando especialidades e assim acumulando maiores ganhos. Dentre os diversos segmentos industriais destaca-se a Petroquímica, a qual é dividida em primeira geração, que consiste na produção de petroquímicos básicos (como eteno, propeno e benzeno), segunda geração, com a produção de resinas e intermediários, e a terceira geração que consiste na indústria de transformação, ou seja, a obtenção de bens de consumo. A Figura 1 exemplifica as referidas divisões da cadeia petroquímica.

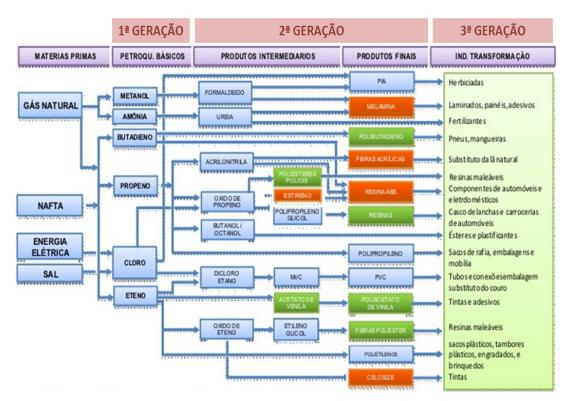


Figura 1. A cadeia Petroquímica. Fonte: Adaptada de COFIC (2008)

A indústria química brasileira encerrou o ano de 2015 com um faturamento líquido de US\$112,4 bilhões, conforme informações da ABIQUIM, 2015, ocupando o quarto lugar em no PIB industrial. Deste montante destacase a cadeia do plástico, da qual as resinas mais consumidas são o polietileno e o polipropileno, em aplicações como embalagens e objetos de higiene pessoal; o PVC na construção civil e os derivados do butadieno na indústria automobilística. Diante das inúmeras aplicações, constata-se assim a importância do plástico, uma vez que este viabiliza o acesso à saúde e qualidade de vida da população em geral.

A obtenção dos produtos relacionados anteriormente se dá a partir da reação dos aromáticos e das olefinas advindas das unidades de insumos básicos. Apesar da existência de rotas ditas "verdes", que utilizam matérias-primas renováveis como o etanol, o maior volume de olefinas leves é produzido a partir da nafta, do gás natural ou do metanol advindo do carvão. E, sabendose que as matérias-primas correspondem à maior parcela do custo de uma unidade de insumos básicos, os movimentos do mercado começam a serem

traçados. Neste ponto se destacam as questões de disponibilidade e logística, de modo que se beneficiam aquelas indústrias que se encontram próximas às fontes e que estão em países com malhas viárias em quantidade e qualidade satisfatórias.

Dentre as matérias-primas mais comuns, a nafta é aquela que apresenta menor rendimento em eteno, principal produto de uma unidade de olefinas, gerando uma série de coprodutos que apresentam bom valor de mercado, porém com demanda muito inferior à de eteno. Apesar do rendimento mais baixo, a questão da disponibilidade acima descrita é essencial, de modo que as centrais de insumos básicos no Brasil são em sua maioria à base de nafta. Deve-se ainda considerar a época em que as mesmas foram construídas, na qual o mercado não era tão globalizado e a matéria-prima disponível no país era a nafta das refinarias. Hoje, uma parte significativa da nafta é importada, pois a nafta das refinarias brasileiras não supre a demanda da indústria. Assim, com a melhor qualidade da nafta importada o rendimento em eteno obtido é maior, apesar dos custos logísticos.

O mundo ainda não se recuperou da crise na economia global de 2008, de modo que o ciclo de baixa, após leve melhora, voltou a se agravar em 2014, com grande incerteza do cenário para os anos subsequentes - DEPECON (2015). A Europa segue com elevado nível de endividamento e altas taxas de desemprego apresentando, portanto, menor demanda por bens. Enquanto isso, nos Estados Unidos há tímido crescimento do consumo em geral somado à exploração do gás de folheio – *shale gas* (gás natural encontrado em regiões de rocha sedimentar compactada. Grandes volumes encontrados em território norte-americano), como matéria-prima e suprimento energético. Tal insumo, que apresenta grande disponibilidade e baixo custo, além de proporcionar um alto rendimento em eteno, eleva consideravelmente a competitividade das unidades americanas. Com isto, os EUA vislumbram também a exportação para o mercado da América Latina, o qual é atrativo mesmo acrescendo-se o custo de logística, e ameaçando assim a indústria local.

No Oriente Médio a situação política se agrava mais a cada dia, surgindo novas guerras, afetando toda a população da região. O impacto na economia

mundial é direto, uma vez que é um grande fornecedor de petróleo, como visto na Figura 2, que traz os fluxos de petróleo no mundo.

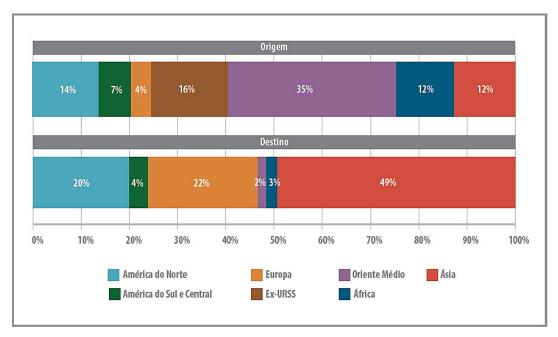


Figura 2. Composição dos fluxos de petróleo na origem e no destino em 2013. Fonte: ANP (2015)

A China, por sua vez, se mantém em destaque, pois apesar de ainda estar em crescimento, já apresenta sinais de crise. Um exemplo disto é a elevação excessiva dos preços das ações, com baixo retorno aos acionistas, levando à queda do preço de diversos papéis, demandando intervenção do governo para evitar uma disseminação da crise. Contudo, o grande diferencial da China ainda é o baixo custo de produção da indústria em geral diante da grande disponibilidade de carvão e mão-de-obra barata.

O custo do gás natural está associado diretamente ao custo da energia, se configurando como um bom indicador para comparação dos custos de produção de uma indústria nas diferentes regiões do planeta. Um estudo realizado pela Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro - FIRJAN (2011) evidencia o problema de competitividade da indústria brasileira e sinaliza as mudanças necessárias para reverter tal quadro. Conforme informações do referido trabalho, a partir de dados de 2011, na Rússia o milhão de BTU (MMBtu) custava cerca de 3,00 dólares, nos Estados Unidos a média foi de 5,02 dólares, enquanto no Brasil o valor era acima de US\$16,00. Estas

diferenças se mantêm ainda hoje, e se refletem no preço dos demais combustíveis, levando ao acúmulo de custos maiores ao longo da cadeia de consumo, minimizando as margens de lucro. É importante considerar a grande flutuação a que estão sujeitos os valores citados, pois o preço do barril do petróleo depende, muitas vezes, mais de questões políticas do que dos aspectos técnicos de exploração, processamento e distribuição. Exemplo desta variação ocorreu no segundo semestre de 2014 quando, entre agosto e dezembro, o preço do barril de petróleo caiu cerca de 50% (como visto nos dados de ANP(2015)). Estas variações reforçam ainda mais a necessidade de realizar avaliações periódicas do ponto de operação que gera o máximo lucro, uma vez que estudos realizados em outra realidade de mercado pode nos conduzir a conclusões equivocadas, diante do alto grau de imprevisibilidade deste.

Ao menor rendimento em eteno das plantas base nafta e ao elevado custo energético brasileiro, somam-se os custos logísticos de um país com infraestrutura de portos deficiente e modal ferroviário de pequeno alcance (conforme desafios levantados no Pacto Nacional da Indústria Química-ABIQUIM, 2010), além dos custos para atendimento às legislações ambientais e trabalhistas. Deste modo, a desconfiança dos investidores no desenvolvimento do Brasil aumenta, reduzindo o volume de capital investido no país e consequentemente desacelerando ainda mais o crescimento.

Vistos os desafios mundiais da atualidade, Nath e Alzein (2000) elencam as particularidades das unidades de craqueamento a vapor que levam a uma constante mudança de configuração do processo, caracterizando assim, as questões internas das plantas. Os principais pontos citados são: a necessidade periódica de substituição de fornos para o processo de remoção de coque, levando a distúrbios na sequência do trem de processamento; a frequente alteração das características da carga em função das oportunidades de mercado, demandando diversos ajustes na planta para manter a especificação dos produtos, bem como o consumo energético minimizado; e a variação na demanda dos diferentes produtos, seja em função de gestão de estoques, operabilidade de clientes ou flutuação de preços, conduzindo a diferentes vazões de carga.

Diante deste cenário, onde as margens de lucro são cada vez mais restritas, se mostra necessária a análise técnica detalhada dos processos, de modo a atingir o máximo rendimento com o menor custo, viabilizando a operação de uma unidade de pirólise base nafta no Brasil. Atrelado a isto foi visto que o sistema é dinâmico, susceptível a restrições e necessidades técnicas e comerciais, reforçando que os processos produtivos devem ser avaliados periodicamente. Condições como as de confiabilidade, eficiência do processo, custos de matérias-primas e operacionais, entre outras, variam ao longo do tempo de modo que para se manter sempre no ponto de máximo lucro é necessária a atualização.

Surge assim o presente trabalho, que visa analisar a área da compressão de uma unidade de produção de olefinas por craqueamento a vapor da nafta, buscando compreender as limitações e identificar oportunidades de melhoria. A compressão é uma seção complexa, que se interliga com diferentes subáreas da planta, apresentando vários fatores que alteram seu desempenho e impactam no resultado global do processo produtivo. Assim, o trabalho tem o objetivo geral de avaliar as principais variáveis de processo da área, identificando as causas e efeitos da variação destas, buscando a operação no ponto de maior lucro para o cenário proposto. São elaborados modelos locais e funções objetivo para encontrar o ponto de operação de máximo lucro.

A minimização do custo, que é a meta final, é alcançada por meio da análise de diferentes aspectos, atingindo cada um dos seguintes objetivos específicos:

- Avaliar o impacto do aumento de temperatura entre os estágios do compressor, mostrando o custo energético de comprimir um gás a uma temperatura mais elevada, por meio da simulação da área da compressão;
- Compreender o histórico de limpezas, avaliando se o mesmo é satisfatório e estabelecer o intervalo adequado aos critérios de custo e confiabilidade do sistema;
- Propor campanha de limpeza de trocadores, considerando o custo de manutenção destes versus o incremento de custo pelo gasto energético.

São priorizados os estágios que levam a uma maior perda energética, evitando, contudo que qualquer um dos equipamentos permaneça em operação contínua por tempo longo demais, deixando-os vulneráveis;

- Analisar a sensibilidade da pressão de sucção do compressor (variável controlada) no rendimento em eteno da pirólise, para matérias-primas de diferentes características:
- Obtenção da correlação entre pressão de sucção e potência consumida no compressor de gás de carga, para viabilizar a comparação entre os resultados antagônicos de redução do rendimento nos produtos de interesse e aumento no custo energético para realizar a compressão.

A estrutura do trabalho é dividida em seis capítulos descritos a seguir. No capítulo dois apresenta-se brevemente a metodologia utilizada no desenvolvimento do trabalho. Em seguida, no capítulo três, é realizada a revisão bibliográfica do tema, levando à compreensão geral da produção de olefinas leves, com o detalhamento da área da compressão, e levantando dados de trabalhos anteriores relacionados ao desempenho de trocadores de calor. O capítulo quatro traz a modelagem do sistema, explicitando as equações resolvidas na simulação para encontrar os resultados vistos no capítulo cinco. Por fim a conclusão, vista no capítulo seis, sintetiza o conhecimento adquirido com o estudo, expressando como produto as melhores condições de operação do ponto de vista financeiro, mantendo a confiabilidade do sistema.

2. Capítulo 2 – Revisão bibliográfica

A busca constante pela melhoria operacional das unidades já foi descrita como essencial. Assim, com as frequentes mudanças de algumas condições operacionais da unidade de produção de olefinas 2 da UNIB-1 (Unidade de Insumos Básicos 1) da Braskem, justifica-se a demanda pela execução do trabalho. Diante da importância de tal análise, e da similaridade entre as unidades produtoras de olefinas, existe a possibilidade de replicação do presente estudo.

Este capítulo tem por objetivo descrever de maneira geral o processo produtivo, com foco nas áreas correlacionadas com o escopo do trabalho, bem como trazer os principais conceitos necessários às avaliações propostas, reportando da literatura informações de trabalhos realizados em sistemas com similaridades ao aqui apresentado.

2.1. Descrição do processo

Uma unidade de produção de Olefinas base nafta é dividida em três macro áreas: fornos e fracionamento primário, compressão e área de separação criogênica. O processo se inicia com o pré-aquecimento da nafta, que é em seguida alimentada aos fornos de pirólise juntamente com vapor de diluição, responsável pela redução da pressão parcial dos hidrocarbonetos, reduzindo a formação de coque no interior das serpentinas. Os fornos possuem duas zonas classificadas conforme a predominância do modo de transferência de calor, a convecção e a radiação. A nafta passa pelas serpentinas, sendo aquecida na zona de convecção e então, na zona de radiação, as serpentinas são expostas a temperaturas por volta de 1000 °C na fornalha, desencadeando as reações de decomposição térmica das moléculas maiores, chamadas pirólise.

A interrupção das reações de pirólise é uma etapa de grande importância para garantir o máximo rendimento nos produtos desejados – eteno e propeno – e não degradá-los a frações como metano e hidrogênio, ou proporcionar a formação de coque. Assim, após a saída da radiação, a corrente craqueada

troca calor nos trocadores da linha de transferência, conhecidos como TLE (*transfer line exchangers*), e em seguida sofrem segundo resfriamento pela mistura direta do efluente dos fornos com um óleo pesado, chamado de óleo de *quench*, atingindo cerca de 200 ℃. Uma vez finalizada a etapa de reações é necessário separar os diferentes produtos contidos na mistura.

A principal operação de separação é a destilação, assim o processo se inicia na fracionadora primária, na qual é retirada a fração de óleo pesado pelo fundo e intermediário pela retirada lateral. No topo desta torre de destilação sai a fração de compostos de cadeia com dez carbonos ou menos (C₁₀) e o vapor d'água. Essa corrente de topo passa então à separação da água e da gasolina de pirólise dos compostos mais leves, na torre conhecida por torre de água de *quench*. A fração mais leve, já a uma temperatura de cerca de 35°C, é enviada ao vaso de sucção do primeiro estágio do compressor de gás de carga. A gasolina então separada é dividida em duas correntes, sendo a maior o refluxo da fracionadora primária, e a outra, a carga da retificadora de gasolina, na qual são retirados leves que retornam ao processo, enviando a gasolina para as unidades de hidrogenação onde são gerados diversos coprodutos.

Para que a separação do corte C₄ (hidrocarbonetos com quatro carbonos) e mais leves se dê em torres com número de estágios econômica e fisicamente viável, a temperaturas factíveis, é necessário elevar a pressão da corrente gasosa. A pressurização é feita em cinco estágios, com resfriamento entre eles, por um compressor centrífugo conhecido como compressor de gás de carga. A seção de compressão consiste em uma sequência de estágios de um compressor com uma bateria de trocadores e um vaso de *knock out* (vaso de abatimento de líquido) entre eles. A fase líquida de hidrocarboneto do vaso após o primeiro estágio é também enviada à retificadora de gasolina e a dos demais retorna ao vaso anterior. Entre o terceiro e o quarto estágios é realizada uma lavagem com soda cáustica para abatimento de gases ácidos, como CO₂ e H₂S, que são venenos para os catalisadores da área seguinte, além de contaminantes do produto final. Além disso, o CO₂ na área de separação criogênica poderia solidificar, levando à obstrução de linhas e equipamentos.

O condensado dos vasos após quinto estágio é enviado a uma torre retificadora na qual é removida a fração de C_2/C_3 (compostos de dois e três carbonos) enviando a corrente de fundo diretamente para o corte C_3 e os leves retornam à compressão. O gás passa então pelo vaso secador, no qual é adsorvida a umidade remanescente na peneira molecular, para posterior envio à área fria.

A Figura 3 representa de forma simplificada o processo da unidade de olefinas.

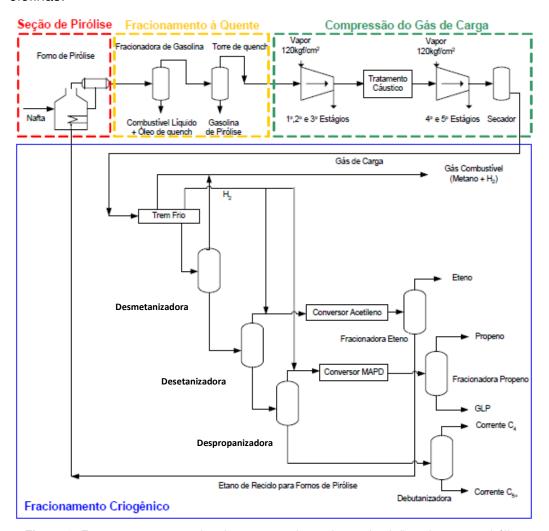


Figura 3. Esquema representativo do processo de produção de olefinas leves por pirólise. Fonte: Adaptado de Viana (2005)

Conforme visto, o gás seco é enviado a uma sequência de torres de destilação e ciclos de resfriamento (cold box), realizando o fracionamento

criogênico e a purificação. A redução da temperatura é realizada por meio dos ciclos de expansão e compressão de metano, eteno e propeno, os quais trocam calor em um complexo sistema de trocadores de placa. A configuração estabelecida na unidade produtora em estudo é chamada *front over*, que significa que a separação se inicia pelo envio do gás seco para a torre desmetanizadora, seguida da desetanizadora, despropanizadora e por fim a desbutanizadora, sendo que em cada um desses cortes há a fracionadora que especifica o produto desejado na seção.

Além da separação, o processo contempla unidades de hidrogenação catalítica do acetileno, do metilacetileno e do propadieno a olefinas, minimizando a presença de tais contaminantes e aumentando o rendimento global da planta; e a unidade de purificação do hidrogênio que o utiliza o princípio da adsorção. Ao final do processo obtêm-se assim os produtos finais puros: hidrogênio, propeno, eteno e butenos. O etano obtido no processo é separado e enviado como carga ao forno de gás para conversão em eteno. Tal reciclo é de grande importância, pois o etano craqueado apresenta grande taxa de conversão a eteno, melhorando o rendimento da unidade, apesar de demandar energia para tal. Enquanto o metano, por sua vez, é enviado ao sistema de gás combustível.

2.2. A Pirólise

O craqueamento a vapor da nafta é um processo conhecido desde o século passado, muito estudado ao longo dos anos, buscando ganhos em rendimento no produto de maior interesse e redução de custos energéticos. A área de fornos dentro da unidade de produção de Olefinas é aquela que apresenta maior custo energético, uma vez que é consumida grande quantidade de gás combustível para promover as reações de pirólise. Por este motivo, tal área já foi tema de diversos estudos de otimização. Assim, o presente trabalho propõe a busca pela maximização dos lucros, visando a manipulação de variáveis em outras áreas da unidade.

O processo consiste na quebra de ligações carbono-carbono e carbonohidrogênio e a formação de olefinas, demandando para isto alto conteúdo energético. As reações de pirólise são muito complexas, uma vez que a nafta é composta por diversos hidrocarbonetos diferentes, e por envolver a quebra das ligações das moléculas alimentadas, além das reações secundárias, desencadeadas a partir dos produtos das primeiras reações. Apesar de não ser capaz de representar a totalidade da distribuição de produtos, o modelo de radicais livres ajuda na compreensão das reações que se processam. Tal mecanismo, conforme Dente et al. (2010), envolve as etapas de iniciação, propagação, terminação, condensação e isomerização.

De forma simplificada, as reações se iniciam com a quebra da ligação carbono-carbono de dada molécula, resultando em dois radicais com elétrons para compartilhar. Deste ponto em diante as reações em cadeia se desenvolvem com a estabilização do primeiro radical formado, e a decomposição destes em novos, que por sua vez também buscarão a estabilidade seja na formação de outra espécie ou realizando uma dupla ligação e eliminando um hidrogênio. Ao cessar a fonte de energia pelo rápido resfriamento na saída do forno, os radicais se combinam, realizando ligações covalentes, estabilizando as espécies.

Uma vez compreendido o processo químico e físico do craqueamento a vapor, é fundamental elencar os parâmetros que determinam o rendimento do mesmo, para que sejam bem definidas as condições disponíveis para manipulação na busca do ponto ótimo. Assim, as principais variáveis que afetam o desempenho da planta são: a composição da carga; a temperatura de craqueamento acompanhada por meio da temperatura de saída da fornalha (COT – coil outlet temperature); a pressão de operação (COP – coil outlet pressure), intimamente relacionada ao tempo de residência e a razão vapor de diluição/carga de hidrocarboneto. De acordo com Kumar e Kunzru (1985), a variação no rendimento de eteno pode oscilar até cerca de 10% a depender das condições de operação e da qualidade da nafta utilizada.

A literatura traz alguns trabalhos que avaliam o rendimento de fornos de pirólise em função das variáveis citadas anteriormente, buscando a otimização da operação com máximo lucro. Ghashghaee e Karimzadeh (2011) reiteram como principais aspectos os parâmetros de processo acima, porém como os demais trabalhos encontrados, não investiga a influência da COP no produto

obtido. Zimmermann (2012) pontua que a pressão de operação ideal é definida por um balanço entre o rendimento do forno e a demanda energética do compressor (e indiretamente da turbina que o aciona), levantando a assim uma das situações problema que será avaliada pelo presente trabalho.

Leite (2013) trata as principais características da nafta processada na produção de olefinas e os respectivos impactos. É importante pontuar que para cada carga há um determinado tempo de residência ideal, assim a correta caracterização daquela é fundamental para analisar a sensibilidade do processo a este parâmetro. O conteúdo de parafinas, isoparafinas, olefinas, naftênicos e aromáticos (conhecido a partir da chamada análise de PIONA - cromatografia gasosa) irá determinar como ocorrerão as reações de quebra, logo o rendimento em eteno.

Sabe-se que para maximização do rendimento em eteno, deve-se dispor de uma carga com menor composição em aromáticos, pois são moléculas muito estáveis, que passam pelo forno sem reagir, fazendo parte da corrente de gasolina de pirólise, cuja produção não é objetivo principal da planta de olefinas. A carga deve ainda apresentar um maior percentual em compostos saturados que são precursores de eteno. Dentre os compostos saturados, sendo o eteno o principal produto, deve-se buscar maior quantidade de normais parafinas, pois as isoparafinas geram mais propeno e metano, uma vez que é mais fácil quebrar a ligação em um carbono terciário.

A reação de pirólise demanda grande quantidade de energia por ser endotérmica, refletindo em uma alta temperatura de processo. É importante, contudo, observar que a elevação da temperatura aumenta de forma relevante a taxa de formação de coque, além de levar a reações secundárias, reduzindo o rendimento em eteno e propeno (produtos de interesse comercial), e produzindo metano, hidrogênio e gasolina de pirólise, os quais possuem valor agregado muito menor, sendo composição do sistema de gás combustível. Assim, para cada processo há um valor ideal para a temperatura.

A pressão - COP impacta diretamente no tempo de residência, e no grau de avanço das reações. Tal variável é controlada por meio da variação da rotação do compressor de gás de carga, de forma que para manter uma menor pressão o controlador do compressor demanda maior rotação do mesmo,

elevando o seu consumo energético. Verifica-se, portanto, a existência de comportamentos conflitantes sobre o máximo lucro: maior rendimento em eteno com a redução da pressão de sucção, *versus* gasto em energia para suprir o aumento da razão de compressão. É importante ainda pontuar a influência da maior pressão na aceleração da formação de coque, afetando a campanha dos fornos, e que ao reduzir a pressão de sucção há o efeito de redução da densidade do gás a ser comprimido. Sendo o compressor uma máquina base volume, ao reduzir a pressão de sucção e consequentemente a densidade do gás para um mesmo volume tem-se uma massa menor. Contudo o controle de alimentação de carga aos fornos é em vazão mássica; assim, mantendo-a constante, uma menor densidade do gás representará um maior volume a ser comprimido, ou seja, maior consumo de vapor na turbina.

O vapor de diluição tem a função de regular a pressão parcial dos hidrocarbonetos no forno, minimizando a formação de coque, sendo a razão de vapor por carga de hidrocarboneto o parâmetro controlado. A maior injeção de vapor é benéfica também por favorecer a formação de leves, aumentando o rendimento em eteno. Deve-se, porém considerar, além de possíveis dificuldades de escoamento, o gasto energético associado ao aumento da vazão de vapor, pois demandará mais energia na geração do vapor e no forno já que a temperatura controlada envolve toda a mistura hidrocarboneto e vapor d'água, demandando o aquecimento da massa de vapor alimentada, aumentando o consumo de gás combustível.

Cada planta tem suas peculiaridades e condições típicas de projeto e processo relacionadas com as variáveis tratadas anteriormente e outras influências. Desta forma, é fundamental avaliar para cada caso a sensibilidade do sistema com suas características específicas, encontrando o ponto ótimo de operação. Em tal análise deve-se ainda considerar as mudanças da planta no decorrer da campanha desta, estudando a melhor configuração para a realidade estabelecida no momento.

2.2.1. A Simulação da pirólise

O presente trabalho tem por objetivo avaliar a área de compressão de gás de carga, correlacionando com a sensibilidade da pirólise, utilizando para tal um modelo já validado e aceito pela comunidade que estuda o tema. Não é escopo do trabalho portanto, propor uma modelagem para a pirólise; Assim é adotado o modelo de radicais, amplamente conhecido e já implementado no software SPYRO[®] (Simulation Pyrolysis) de propriedade da Technip, que contém mais de 6600 reações, envolvendo 240 componentes. Goethem et al. (2001) traz a teoria utilizada pelo SPYRO[®], mostrando o método de solução e os critérios utilizados, afirmando que foram comparados os resultados da simulação com resultados da pirólise em diferentes escalas (laboratório, piloto e escala industrial), e que o simulador pode ser considerado validado.

Para proceder a simulação, devem ser fornecidos os dados de composição da carga, razão de vapor de diluição e hidrocarboneto, a temperatura de saída do forno (conhecida como COT), as características mecânicas de tal equipamento (*design* das serpentinas) e a pressão – COP. Com tais entradas de dados, o simulador elabora a complexa cinética do processo, e apresenta como resultado a composição do produto, da saída do forno. A composição do gás resultante da pirólise será utilizada para avaliação do impacto do ajuste da pressão no rendimento do processo e consequentemente no lucro.

A simulação da pirólise permite o estudo do rendimento com a variação dos diversos parâmetros de entrada, isoladamente. Na planta, diante do grande número de parâmetros que impactam o desempenho do processo, não é possível controlar todas as variáveis simultaneamente, de forma que os dados reais estão sujeitos à flutuação de mais de um parâmetro ao mesmo tempo. Com isto, justifica-se a utilização dos dados de simulação para inferir sobre a sensibilidade da composição do produto à variação da COP. É importante sinalizar que o modelo utilizado pelo SPYRO® apresenta melhor ajuste para a concentração dos compostos mais leves. Como estas frações correspondem a mais de 80% dos produtos e são aquelas com maior valor agregado,

representando maior influência na avaliação econômica, o resultado das simulações apresenta validade para o estudo proposto.

2.3. A Compressão

O compressor de gás de carga é uma grande máquina, acionada por uma turbina a vapor, que para elevar a pressão do gás a níveis suficientes para separação dos diversos componentes como eteno, metano e propeno, consome elevada quantidade de energia. A compressão é realizada em cinco estágios, apresentando baterias de trocadores com água de resfriamento na descarga de cada um dos estágios, seguidos de vasos de separação, nos quais é separada a fase líquida, para que esta não seja enviada ao estágio de compressão seguinte, podendo levar a danos no compressor. A Figura 4 apresenta o compressor em estudo, mostrando a dimensão do equipamento aqui abordado.



Figura 4. Compressor de gás de carga da Unidade de Olefinas 2 da UNIB-1 BA.

A realização do trabalho de compressão se dá a partir da conversão na turbina da energia do vapor de 120kgf/cm², expandido até a pressão de 15kgf/cm², em energia cinética da rotação do conjunto eixo-impelidor, ou seja,

variação de entalpia do vapor. O eixo é comum aos cinco estágios, de forma que o trabalho da turbina é transmitido a todos estes. Assim, a vazão de vapor consumida, multiplicada pela diferença de entalpia entre a entrada e a saída do vapor e pela eficiência da turbina, resultará na energia transferida ao compressor.

O controle do compressor é feito por meio do ajuste da rotação do conjunto, conferindo mais ou menos potência ao eixo, de modo a alcançar a pressão de sucção definida como *set point*. A pressão na descarga é determinada pela área de separação criogênica, estabelecendo uma diferença de pressão a ser vencida pelo gás, de modo que viabilize o fracionamento. Ao reduzir a pressão de sucção por meio do aumento da rotação do compressor, a diferença entre a pressão inicial e final aumenta (a razão de compressão), e assim é elevado o consumo de vapor para a turbina.

A presença de olefinas, como o butadieno, no gás de carga é um fator precursor da formação de polimerização, principalmente com o aumento da temperatura e da pressão, potencializando este efeito, tanto no próprio compressor quanto nos trocadores de calor. Devido à formação destes sólidos é injetado no compressor um óleo solvente, conhecido por *wash oil*, minimizando a adesão das partículas às palhetas do compressor, o que poderia levar a maior vibração e perda de eficiência da máquina.

A análise da eficiência do sistema de compressão deve compreender os efeitos de cada uma das etapas, avaliando os parâmetros de operação dos vasos, trocadores e do compressor em si. O foco se desenvolverá em variáveis passíveis de manipulação durante a campanha da planta, uma vez que a dependência de intervenção com a planta parada só poderia ser realizada a cada seis anos.

2.3.1. Vasos de abatimento de líquidos

Os vasos de *knock-out* são equipamentos providos de filtro removedor de gotículas (*demister*), evitando o arraste destas para o compressor, onde ganhariam maior aceleração, possivelmente danificando os internos da máquina. No fundo do vaso há um sistema de separação das duas fases

líquidas presentes: aquosa e hidrocarboneto. Esta separação ocorre por diferença de densidade, havendo um anteparo de modo a dividir dois lados, vertendo para um deles o hidrocarboneto que por ser menos denso que a água permanece na fase superior. Para evitar a passagem de líquido para o compressor e controlar a separação existe um controlador de nível total e um controlador de interface que mede cada uma das variáveis, controlando tais níveis por meio da abertura da válvula de retirada de produto de fundo. O esquema da Figura 5 representa a configuração descrita.

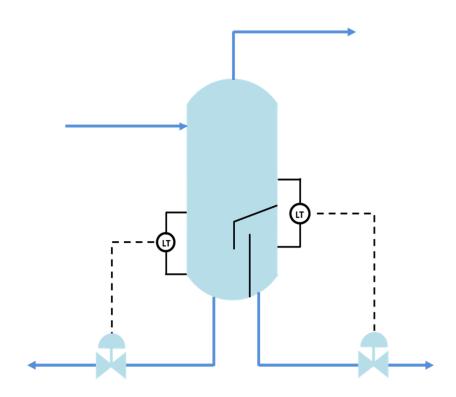


Figura 5. Esquema representativo do vaso de knock-out. Fonte: Elaboração própria.

A garantia da operabilidade dos controladores protege o sistema, evitando nível alto que levaria à parada de emergência do compressor, além de não permitir a passagem de gás pelo fundo do vaso, retornando ao estágio anterior, ou seja, uma recirculação, uma ineficiência. Os vasos de sucção do terceiro e quarto estágios não apresentam separação de fase aquosa, sendo a retirada de fundo direcionada para o vaso de sucção do estágio anterior.

2.3.2. Trocadores interestágios

Os trocadores interestágios impactam em diferentes aspectos na eficiência da área de compressão. Os referidos trocadores são do tipo casco e tubo, com o fluido de processo passando pelo casco e água de resfriamento passando pelos tubos. A condição de operação destes equipamentos é determinante na perda de carga que os mesmos impõem ao sistema, bem como do desempenho do resfriamento e, consequentemente, na temperatura do gás a ser comprimido.

A perda de carga e o coeficiente global de troca térmica no trocador devem ser mantidos ao máximo próximos da condição de partida, na qual o mesmo se encontra limpo. Desta forma, a temperatura na sucção de cada estágio é mais baixa e o trabalho requerido do compressor para elevar a pressão do gás com determinado volume e para vencer a restrição ao fluxo é minimizado. Os principais efeitos, para o compressor, do aumento da temperatura são: a aceleração do processo de polimerização, que pode levar a desbalanceamento e vibração na máquina, e o aumento da vazão volumétrica do gás, demandando maior trabalho da turbina para a mesma razão de compressão e vazão mássica. Isto significa que além de elevar o custo de operação, uma maior temperatura representa uma vulnerabilidade para o compressor de gás de carga, o qual deve operar seis anos até que haja intervenção de manutenção no mesmo, conforme histórico da unidade industrial.

A formação de depósitos, conhecidos como *fouling*, na operação de trocadores de calor é um efeito indesejável, decorrente do acúmulo de matéria orgânica, resíduo de corrosão, coque, polímeros, entre outros. Especificamente para o caso dos trocadores interestágios, ambos os lados estão sujeitos à sujeira. A Figura 6 mostra um trocador interestágio saindo de operação com grande volume de polímero incrustado (é possível observar o lado do casco onde passa o gás de processo). O sólido formado funciona como isolante, reduzindo a taxa de troca na região em que está aderido.



Figura 6. Trocador de calor interestágio com camada de polímero aderida.

A água de resfriamento, chamada AGR, circula por uma extensa sequência de equipamentos e retorna para a torre de resfriamento, na qual há a possibilidade de entrada de diversos resíduos, resíduos de corrosão, areia, entre outros, que se acumulam no espelho dos trocadores de calor, bloqueando tubos e dificultando a troca térmica. Portanto, é fundamental garantir a boa qualidade da AGR (controle de pH, concentração de íons, etc) para evitar danos ao material dos equipamentos, linhas e acessórios. Vale sinalizar ainda a existência do fenômeno da sazonalidade da temperatura da AGR. Este parâmetro é sensível à temperatura de bulbo úmido de forma que no verão sua temperatura é mais elevada. Com a água de resfriamento entrando no trocador com uma temperatura maior, a diferença de temperatura da AGR para o processo cai, reduzindo então o calor trocado. Assim, na análise que será realizada, serão adotadas premissas conservadoras para evitar investimentos em limpeza de equipamentos que estão oferecendo menor taxa de troca em função da alta temperatura da AGR e não por presença de camada de sujeira.

O fluido de processo se encontra pressurizado, com temperatura elevada e alta concentração de compostos diolefínicos, condição ideal para a

ocorrência do processo de polimerização. Tais polímeros aderidos à superfície de troca térmica representam uma resistência ao fluxo de calor, ou seja, reduzem a taxa de resfriamento do gás de carga, bem como dificulta o escoamento do mesmo, elevando a perda de carga. Assim como a maior temperatura, a maior perda de carga implica em aumento do consumo energético, pois parte da energia cinética transferida ao gás é perdida no escoamento, logo quanto maior resistência ao fluxo, mais energia cinética é perdida.

Como visto, para que o trocador de calor apresente seu máximo de desempenho, além de íntegro, este deve estar limpo. A característica da instalação dos referidos trocadores na unidade industrial em análise é tal que permite a limpeza destes durante a operação da planta. Contudo, para realizar tal limpeza, são necessários recursos de mão-de-obra, produtos químicos e máquinas, aumentando os custos de manutenção da empresa. Sendo assim, a limpeza de trocadores fica sujeita à disponibilidade de recursos, e se torna uma questão a ser ponderada. Assim, avalia-se os impactos do aumento da temperatura devido à queda na eficiência de troca térmica com a sujidade dos trocadores versus os custos de limpeza destes.

Madi (2005) relata os diferentes modelos de formação de incrustação, sendo eles dependentes da relação entre a taxa de deposição e a taxa de remoção. Para processos que apresentam como característica a mudança periódica das condições operacionais, como o estudado no presente trabalho, afirma-se que o modelo que melhor representa a configuração da incrustação é o "dente de serra". Neste modelo a trajetória é assintótica, com oscilações em períodos variáveis nos valores da resistência à transferência de calor. O referido comportamento geralmente se deve ao processo de formação de polímeros, seguido do deslocamento desses por ação mecânica do escoamento do fluido de processo.

Diante do grande número de fatores que afetam a formação dos depósitos, como temperatura, composição, velocidade, etc, torna-se complexa e imprecisa a utilização de modelos para previsão do comportamento da troca térmica sujeita a depósitos. A seguir serão sugeridos parâmetros de

acompanhamento do desempenho dos trocadores de calor, buscando a identificação de oportunidades de ganho energético.

Ainda em Madi (2005) é citado o desafio da aquisição de dados como temperaturas, vazões e propriedades termofísicas dos fluidos envolvidos, em grandes redes de trocadores. Esta dificuldade é uma realidade, pois além das oscilações no processo que influenciam diretamente no coeficiente global de transferência de calor, algumas das variáveis não possuem medição em linha ou dependem de análises de laboratório. Por fim, Madi (2005) define que para redes de trocadores, a melhor maneira de avaliação da perda de eficiência é a diferença de temperatura no último trocador da rede ao longo do tempo. Assim, vê-se adiante que a temperatura é utilizada como um dos critérios de definição do tempo de operação economicamente atrativo. Ishiyama *et al.* (2011) também aborda os critérios para definição do período no qual se deve realizar as intervenções de limpeza, construindo as funções custo que, apesar das particularidades do sistema do presente estudo, serviram como base para a construção das funções objetivo.

A literatura traz diversos trabalhos que avaliam diferentes aspectos como o tempo ótimo entre limpezas de trocadores, ajuste de parâmetros para minimizar a formação de depósitos, como escolher os equipamentos a passar por limpeza em determinada oportunidade, entre outros. Em tais trabalhos encontram-se trocadores de diversas funções em indústrias de diferentes setores. Entretanto, de maneira geral os custos operacionais estão relacionados ao consumo de utilidades como o vapor para realização do serviço de aquecimento, diferente do impacto estudado no presente trabalho, que está relacionado à demanda energética da compressão do gás em função de sua temperatura.

Georgiadis e Papageorgiou (2000) e Pogiatzis et al. (2012) utilizam programação inteira linear mista para encontrar o tempo ótimo entre limpezas, estando o processo sujeito a *fouling* severo, com intervalos da ordem de algumas horas. Para os primeiros autores, a formação de *fouling* é o tema referente a trocadores de calor que mais apresenta aspectos não resolvidos. Em tal artigo há restrições quanto ao balanço de energia, ao tempo de residência, formação de depósitos, tempo mínimo entre limpezas e limitações

de manutenção. Diante de tais critérios é necessário criar uma função objetivo para que atenda a todos estes simultaneamente.

O acompanhamento do desempenho da troca térmica ao longo da campanha do trocador é fundamental, porém deve-se atentar aos parâmetros utilizados. É preciso precaução na análise dos resultados para garantir que as conclusões tiradas se provem coerentes. Por exemplo, não se pode afirmar que um trocador interestágio está sujo somente porque a temperatura de saída do fluido de processo está mais elevada; o fenômeno pode estar ocorrendo devido a uma temperatura de suprimento de água de resfriamento mais alta. Neste exemplo, limpar o trocador levaria apenas ao consumo de recursos, aumentando o custo de manutenção da unidade, sem apresentar retorno.

Mohanty e Singru (2011) citam as diversas formas de avaliação de um trocador, desde a abertura e análise visual, sendo este um método corretivo, custoso e muitas vezes tardio; até as medições por ultrassom que também apresentam custo elevado. Conforme tais autores, o método mais simples e barato é o acompanhamento por medições da taxa de calor e das temperaturas de saída dos fluidos quente e frio além da entrada do fluido frio. Este método apresenta como aspectos negativos a necessidade de disponibilidade de diversos instrumentos em diferentes pontos, o fato de não fornecer informação sobre o lado em que está se formando a incrustação prioritariamente e de estar sujeito às variações naturais do processo. Apesar disto é possível acompanhar a tendência e inferir o momento a partir do qual a limpeza representará retorno financeiro. Em sistemas que a formação de depósitos não pode ser evitada, é fundamental que esta seja acompanhada, alertando a queda de eficiência de troca térmica, antes da degradação significativa de seu desempenho.

Ainda em Mohanty e Singru (2011), os autores introduzem o acompanhamento por um fator dependente da perda de carga imposta pelo trocador. Apesar de se mostrar um método com boa representatividade para o caso apresentado, não é possível a utilização do mesmo, pois não se tem dados históricos suficientes para realizar as comparações.

A predição da formação do *fouling*, segundo Assis et al. (2013), é sujeita a diversas incertezas, sendo um dos campos ainda com menores avanços no que tange aos trocadores de calor. Ciente da dificuldade de predição com

acurácia da formação de depósitos e das grandes variações a que estão sujeitos os processos ao longo do tempo, são aplicados fatores à área de troca calculada, para garantir que o equipamento atinja o fim da campanha proposta realizando o serviço desejado. Em plantas em que é conhecido que a taxa de formação de *fouling* é muito elevada, este superdimensionamento é ainda maior.

Em função das dificuldades em definir um coeficiente de depósito em função do tempo para o sistema aqui estudado, conforme Mohanty e Singru (2011), podem ser utilizados os dados operacionais históricos para estimar o comportamento das campanhas seguintes, apesar das incertezas existentes neste cálculo. Desta forma, a temperatura de saída torna-se um parâmetro fundamental para a determinação do desempenho de troca térmica para o presente estudo.

Smaili et al. (2001) pontuam a dificuldade em elaborar um planejamento de limpeza em uma rede de trocadores, vislumbrando as diferentes taxas de formação de sujeira em cada subsistema. O autor considera que a taxa de formação de depósitos ao longo do tempo pode ser regida por diferentes funções, sendo sugeridos o modelo linear e o assintótico. Tal trabalho avalia o impacto da formação de sujeira em pré-aquecedores de carga de um forno de processo, observando que para determinada frequência de limpeza, há economia de combustível superior ao custo de manutenção. Tal princípio será aplicado, avaliando o tempo ótimo entre as intervenções.

O presente estudo, todavia apresenta uma diferença relevante em relação aos trabalhos supracitados: o cálculo do custo energético. O objetivo é também maximizar a troca térmica, porém as avaliações encontradas de maneira geral apresentam a variável custo associada ao consumo do fluido de aquecimento, além do custo de limpeza. Contudo, nesta análise, o incremento no custo operacional é dado pelo aumento da potência requerida pelo compressor para submeter determinada massa gasosa a uma mesma taxa de compressão, porém sob uma maior temperatura de sucção, implicando consequentemente em volumes maiores. Na análise das referências observou-se que a pirólise da nafta e os equipamentos envolvidos diretamente nesta são temas frequentes na literatura, assim como a seção de fracionamento criogênico. Contudo a

separação primária e a zona de compressão ainda carecem de aprofundamento, representando, portanto uma ratificação da importância do tema.

2.3.3.A pressão de sucção do compressor de gás de carga

A pressão de sucção do compressor de gás de carga é a única variável chave passível de ajuste do ponto de controle na área da compressão. A pressão de descarga pode ser manipulada, porém é sempre mantida no mínimo necessário para garantir o fracionamento na área fria. As perdas de carga e as temperaturas são função do desempenho dos equipamentos, sendo alguns deles sujeitos à campanha de seis anos. A pressão de sucção é medida no topo do vaso de sucção do primeiro estágio e seu sinal é enviado para o controlador de velocidade do compressor. Desta forma, ao perceber uma pressão superior ao *set point*, a rotação do compressor é elevada, reduzindo a pressão ao valor definido.

O aumento da rotação do compressor se dá por meio da abertura da válvula parcializadora — válvula de controle da admissão de vapor de 120kgf/cm² (conhecido por V-120) para a turbina que aciona o compressor. Ou seja, para manter a pressão de sucção em patamares mais baixos é necessária uma maior vazão de vapor e, portanto um maior consumo energético.

A pressão manométrica de sucção, considerando a operação com a carga dos fornos em 230t/h de nafta, varia entre 0,48kgf/cm² e 0,70kgf/cm², o último para o fim de campanha, quando o compressor já apresenta eficiência baixa e não mais consegue manter a pressão mais baixa dentro do seu limite de rotação.

Na seção que foi descrito o processo da pirólise, inicia-se o processo de construção da ponderação de custos em função da pressão de sucção: rendimento em olefinas leves versus custo energético. Nesta avaliação são considerados qualitativamente os impactos em formação de coque, separação

na área de fracionamento a quente e de esforço mecânico do compressor de gás de carga.

Em princípio há uma condução natural à conclusão de que sempre devese ir em direção ao maior rendimento em eteno e propeno, pois o valor agregado destes produtos é muitas vezes superior ao custo de produção de vapor. Contudo, é importante detalhar a avaliação numérica deste *trade-off*.

Cada unidade produtora apresenta suas particularidades, a exemplo dos compressores de gás de carga das duas plantas da UNIB que apresentam grandes diferenças de configuração, como o vapor exausto, que em uma é de 42kgf/cm² (conhecido por V-42) e, na outra, de 15kgf/cm² (conhecido por V-15). Tais diferenças tornam necessária a avaliação caso a caso, pois as vazões e os custos envolvidos são significativamente distintos.

A configuração de produção e consumo de vapor das diversas classes de pressão em uma unidade de craqueamento a vapor é passível de mudanças relevantes ao longo do tempo. Estas alterações afetam diretamente as unidades termoelétricas que muitas vezes precisam operar em condições diferentes das projetadas. Além disto, diversos clientes implementam seus próprios sistemas de geração de vapor, de modo que as caldeiras passam a operar em grande parte do tempo com vazões próximas à mínima, que significa menor eficiência.

A Figura 7 ilustra o sistema de geração de vapor da UNIB-1, representando também os principais consumidores. Para os níveis de pressão de 3,5, 15 e 42kgf/cm² há consumidores menores não representados que são equipamentos rotativos acionados por turbinas. Atualmente, para o V-15 o aproveitamento energético é baixo, pois há volume excedente que é utilizado para geração de energia numa turbina de contrapressão que leva o V-15 a condensado, no qual a eficiência do ciclo é de aproximadamente 18%. Esta configuração, contudo é circunstancial, de modo que a cada período é fundamental compreender as condições atualizadas do sistema de vapor, adotando as considerações adequadas.

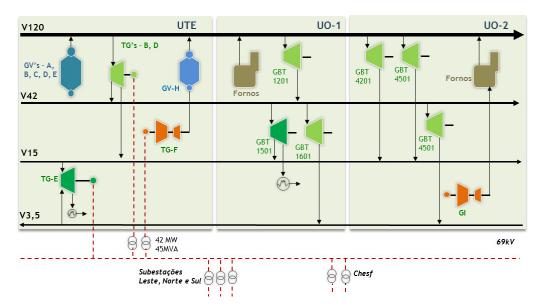


Figura 7. Sistema de vapor da UNIB-1 BA. Fonte: Braskem S.A., Industrial de Energia e Serviços Essenciais, 2015.

O dinamismo do mercado, variando preços de produtos e de combustíveis, além da demanda e disponibilidade, é um desafio a mais neste cenário. O histórico recente de custos de produção do V-120 revela que pode haver diferenças de até 20% em um intervalo de dois meses. Torna-se nítida então, a necessidade de avaliação de maior lucro a cada mês.

Alguns estudos foram realizados a respeito do compressor de gás de carga. São abordadas técnicas de redução da formação de sujeira com a injeção de produtos antipolimerizantes e métodos de acompanhamento de eficiência. Desde 1978, Rijckaert et al. (1978) já propõe um estudo de otimização da pirólise, manipulando, dentre outras variáveis, a pressão de sucção do compressor. A conclusão de tal estudo valida o comportamento observado com as simulações atuais de que com uma menor pressão tem-se maior rendimento em olefinas leves. O autor, porém, não analisa o custo necessário para alcançar menores valores de pressão na pirólise, e consequentemente na sucção do compressor.

Atualmente trabalha-se na busca por pequenas melhorias, ou seja, aquelas que promovem ganhos incrementais. As ditas "maçãs no chão", ou seja, os projetos de implementação simples e com grandes ganhos, de forma geral já foram realizados. Desta forma ganham importância os trabalhos que propõem pequenas melhorias agregando valor ao produto ou reduzindo custos.

Os trabalhos relacionados à melhoria da eficiência energética em plantas de produção de olefinas em sua grande maioria estão relacionados aos grandes consumidores de combustível — os fornos, e à otimização de parâmetros da destilação a frio. Assim, a área da compressão ainda apresenta diversos aspectos desconhecidos e que demandam estudos com alta possibilidade de replicação.

Além dos aspectos de consumo energético, refletido na competitividade da planta, é necessário pontuar os aspectos relacionados à confiabilidade. A campanha esperada para a planta de Olefinas é em torno de seis anos, sendo assim, os parâmetros de processo devem ser monitorados e mantidos em níveis tais que não levem a vulnerabilidades, como o aumento do potencial de polimerização, arraste de soda da seção de tratamento cáustico, qualidade do vapor alimentado à turbina, entre outras.

3. Capítulo 3 – Metodologia

O processo de busca pelo ponto de máximo lucro se inicia pelo aprofundamento do conhecimento sobre a teoria das operações envolvidas no processo, com foco na pirólise e na compressão. Com o resgate do referido conhecimento é elaborado o capítulo de revisão bibliográfica.

É realizado então um levantamento das variáveis de processo, bem como as causas e efeitos de sua variação, buscando compreender o comportamento dessas ao longo do tempo. Para que a avaliação do sistema seja representativa, as medições devem ser aferidas e validadas. São caracterizados então os cenários analisados, descrevendo as premissas adotadas.

Após o estudo preliminar realizado, divide-se a busca pela maximização dos resultados por variável: temperatura e pressão. Esta separação em dois ramos de análise é estabelecida, pois a manipulação de cada uma das variáveis se dá de diferentes formas, além de apresentar efeitos também diversos. Assim, constrói-se a função objetivo com base nos custos fixos e variáveis em função do tempo entre limpezas, e na maximização dos lucros com a pressão.

A avaliação do impacto da temperatura dos vasos interestágios no consumo energético é realizada a partir da modelagem termodinâmica do compressor, e utilizando o simulador comercial Aspen Plus[®] simula-se o processo da compressão, com o objetivo de construir a curva de potência consumida pelo compressor *versus* a temperatura de sucção, para cada estágio. Tal resultado é então associado com a expectativa de perda de área de troca térmica dos trocadores de calor devido à formação de incrustação e assim têm-se uma estimativa do tempo a partir do qual a perda energética se torna significativa. Analisando o histórico da planta e a teoria de campanha de trocadores, juntamente com os dados de custo de limpeza e manutenção de trocadores, constrói-se uma função-objetivo de mínimo custo. A partir de tal equação é definido o tempo entre limpezas dos trocadores de calor a partir do qual é financeiramente atrativo realizar tal intervenção, em função incremento no consumo de vapor. Conhecendo tais dados, elabora-se uma proposta de

campanha de limpeza dos trocadores para os próximos oito anos, concluindo a campanha atual e chegando até a parada geral de manutenção de 2022, com boa eficiência energética e confiabilidade para o sistema.

A realização da análise do impacto da pressão de sucção se inicia pela utilização do Spyro[®], simulador da pirólise, para avaliação da pressão de operação e carga no rendimento da reação de craqueamento. Neste ponto é avaliado o comportamento do sistema para matérias-primas de diversas características. Os resultados gerados possibilitam a elaboração de um modelo local relacionando a pressão com o rendimento, e consequentemente com o lucro. Uma vez identificados os pontos pertinentes ao escopo proposto, analisa-se os impactos da alteração, e aí está um grande desafio, pois é fundamental integrá-los. A unidade de Olefinas é composta de diversas áreas interligadas, de modo que as intervenções podem levar a efeitos antagônicos, devendo-se manter a cautela para que seja estabelecida a melhor configuração global. Apesar das diversas variáveis que afetam o processo os modelos locais elaborados neste trabalho avaliam apenas a pressão de sucção do compressor e a temperatura de compressão para cada estágio, pois na área sob estudo estas são as principais e passíveis de manipulação.

A variação da pressão de sucção do compressor de gás de carga envolve a quebra de um paradigma. Em função do histórico de preços altos da nafta, resultando em margens de eteno muito apertadas, principalmente para os *crackers* brasileiros, a maximização da produção desta olefina seria lucrativa em qualquer cenário mensal. Entretanto, desde o segundo semestre de 2014 o mundo está vivendo consecutivas mudanças, seja na disponibilidade de novas reservas de *shale gas* ou na determinação de preços mínimos históricos do barril do petróleo, associada a uma política atípica de preços de combustíveis no Brasil, e com isto as variáveis que conduzem ao máximo lucro devem ser reavaliadas periodicamente. A Figura 8 sintetiza as etapas seguidas no presente estudo para encontrar os resultados da avaliação.

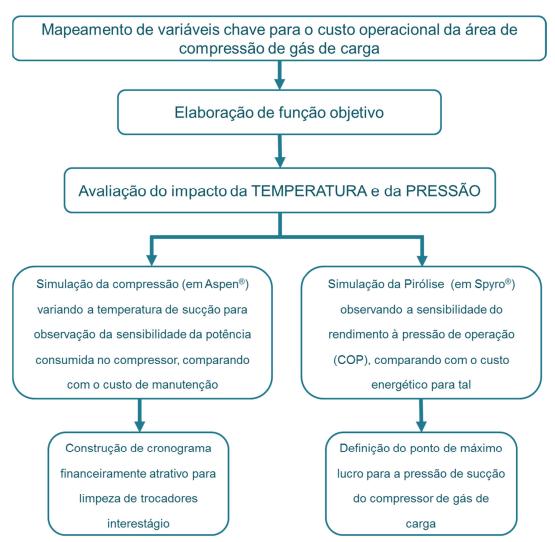


Figura 8. Esquema representativo das etapas desenvolvidas no presente trabalho. Fonte: Elaboração própria.

4. Capítulo 4 – Modelagem do sistema

O desenvolvimento das bases teóricas, contextualizadas com suas aplicações no cenário do processo, orienta a construção das correlações matemáticas. Tais equações são necessárias para a definição dos parâmetros utilizados na comparação de cenários e definição da condição de operação que corresponde ao maior lucro.

Neste capítulo serão construídas as relações entre as variáveis disponíveis e o comportamento do sistema. Serão elaboradas ainda as equações literais para maximização do lucro, a serem empregadas na avaliação da temperatura de saída para cada grupo de trocadores. A aplicação das correlações a seguir leva a um maior conhecimento do sistema, acompanhando com mais qualidade o processo e viabilizando a operação otimizada.

4.1. Formulações

Diante da formação de polímeros e incrustação nos trocadores no lado do processo, bem como a redução da transferência de calor devido à sujeira da água de resfriamento citados anteriormente, é importante realizar o acompanhamento das variáveis para definição do momento adequado de retirada para manutenção. Serão tratados adiante os parâmetros de custo que influenciam nesta tomada de decisão, considerando o ônus do impacto energético. As equações desenvolvidas a seguir serão utilizadas ainda na avaliação do aumento da potência consumida pelo compressor em função de uma menor pressão de sucção.

As equações (01) a (04) mostram como é calculada a potência total consumida pelo compressor, utilizando como referência os parâmetros em base mássica. Partindo da primeira lei da termodinâmica, que nos conduz ao balanço de energia global tem-se:

$$\frac{d}{dt} \left[m \left(E + \frac{u^2}{2} + gz \right) \right] = \sum_{ENTRADA} \left[H + \frac{u^2}{2} + gz \right]^{ENTRADA} \cdot \dot{m}_{ENTRADA} - \sum_{SA\hat{1}DA} \left[H + \frac{u^2}{2} + gz \right]^{SA\hat{1}DA} \cdot \dot{m}_{SA\hat{1}DA} + \dot{Q} + \dot{W}$$
 (01)

onde $\frac{d}{dt}$ representa a derivada no tempo do termo seguinte, m é a massa do processo, E a energia interna, u a velocidade, g a gravidade, z a cota, H a entalpia, \dot{m} a vazão mássica, \dot{Q} o calor trocado com o ambiente e \dot{W} o trabalho realizado sobre o sistema.

Considerando o regime permanente, não há variação com o tempo. Além disto, os termos de energia cinética (variação de velocidade) e potencial (variação de altura, cota) são considerados desprezíveis quando comparados à variação de entalpia. Assim:

$$0 = -\Delta H + \dot{Q} + \dot{W} \tag{02}$$

O processo de compressão pode ser considerado aproximadamente adiabático, uma vez que as trocas de energia com o ambiente são desprezíveis, ocorrendo um aumento da energia interna. Assim, $\dot{Q}=0$, então $\Delta H=\dot{W}$. Em função das não idealidades do processo de compressão politrópica, deve-se abater as perdas, multiplicando pela eficiência. Desta forma:

$$AMT = \Delta h / \eta \tag{03}$$

Potência = AMT x
$$\dot{m}$$
 (04)

onde AMT é a altura manométrica total (termo utilizado para referir-se à energia fornecida ao fluido, a qual é suficiente para realizar a transferência proposta), Δh é a variação de entalpia específica, η a eficiência politrópica e \dot{m} a vazão mássica do gás comprimido. O compressor sob estudo é composto de cinco estágios de compressão, porém como visto na descrição do processo, entre estes estágios há separação de fases e retiradas. Desta forma, a potência consumida deve ser calculada separadamente como se fossem cinco compressores independentes e somada ao final, resultando na energia cedida pelo vapor expandido na turbina.

A aplicação direta da equação (03) depende da disponibilidade de tabela de dados termodinâmicos para o gás. Tais dados não são de fácil aquisição para o sistema aqui estudado, principalmente diante do grande número de substâncias e da frequente variação de composição da mistura. Sendo assim, torna-se necessário estabelecer relações para o cálculo da variação de entalpia a partir da temperatura e da pressão, que são parâmetros de medição direta.

Por definição, H = E + PV, onde H é a entalpia, E a energia interna e PV o produto da pressão e do volume. Logo, conforme o desenvolvimento de equações de Van Ness et al. (2007):

$$dH = dE + PdV - VdP (05)$$

Processos de compressão reversíveis (ideais) são considerados isentrópicos (adiabáticos reversíveis), de modo que:

$$dE = TdS - PdV \rightarrow dS = 0 \rightarrow dE = -PdV \tag{06}$$

Sendo a variação de entropia representada por dS. Substituindo a equação (06) em (05):

$$dH = -VdP (07)$$

A precisão do cálculo da variação de entalpia dependerá, portanto, da representatividade do modelo termodinâmico utilizado para representar o comportamento do volume com a pressão. O detalhamento da escolha e do uso do modelo termodinâmico será visto no próximo capítulo. A integração da equação (07) entre as pressões de entrada e saída do compressor resulta no trabalho reversível, estando pendente ainda para obtenção do trabalho real o cálculo da eficiência.

Algumas definições advindas da termodinâmica devem ser resgatadas neste ponto para que possa-se compreender o acompanhamento da eficiência. O referido efeito de aumento da temperatura com a compressão é expresso na variação do calor específico a pressão (C_P) e a volume (C_V) constantes, que são definidos pelas equações (08) e (09):

$$C_P = \frac{dH}{dT} \tag{08}$$

$$C_V = \frac{dE}{dT} \tag{09}$$

Para o cálculo da eficiência da compressão de um gás por um compressor centrífugo sem resfriamento interno, como o compressor objeto do presente estudo de caso, consideramos que o processo é aproximadamente adiabático, como visto. Supondo um processo ideal, em que não houvesse perdas internas como atrito, este poderia ser considerado além de adiabático, isentrópico e reversível, podendo ser descrito, a partir do modelo de gás ideal, pela equação (10):

$$P \cdot V^k = constante \tag{10}$$

onde P é a pressão, V o volume e k a razão entre C_P e C_V .

O trabalho isentrópico é, portanto, o mínimo trabalho requerido para a alteração de pressão proposta. Conhecida, porém, a existência das não idealidades do processo sabe-se que o processo não é isentrópico. Para representar a transformação real, considera-se uma soma de processos: primeiramente uma compressão reversível, em seguida um ganho de calor do meio, caracterizando uma politrópica.

Numa transformação politrópica há variação de pressão, temperatura e volume simultaneamente, seguindo uma relação conforme visto a seguir. A equação (11), que representa o processo real, é similar à equação para o processo ideal, pois as variações de pressão e volume dependem apenas dos estados inicial e final, e não do caminho adotado, como as variações de entalpia, entropia entre outras. Pode-se assim aplicar a equação para processos estáticos ou com escoamento e reversíveis ou não.

$$P \cdot V^n = constante \tag{11}$$

Sendo o expoente n maior que k. Procedendo alguma manipulação da equação dos gases ideais tem-se para o processo teórico a equação (12):

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)$$
(12)

De maneira similar, o processo real é representado pela equação (13), na qual o expoente n é obtido a partir de dados reais.

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\left(\frac{n-1}{n}\right)} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right) \tag{13}$$

Conhecendo-se as equações dos processos ideal e real, é possível estabelecer uma relação entre eles caracterizando, portanto um cálculo de eficiência, η_P , como visto na equação (14):

$$\eta_P = \frac{\left(\frac{k-1}{k}\right)}{\frac{n-1}{n}} \tag{14}$$

A eficiência será o parâmetro utilizado para acompanhamento do desempenho da compressão. É fundamental o conhecimento da origem dos termos para que se possa compreender as oscilações, e corrigir possíveis fatores que degradam o desempenho da troca térmica.

Com base na relação (10), definindo a constante como *A*, ao substituir a equação de volume em função da pressão na equação (07), tem-se o seguinte resultado para o trabalho reversível:

$$V = A \cdot P^{(-1/k)} \tag{15}$$

$$W_{REV} = \Delta H_{ISENTRÓPICO} = \int_{P_a}^{P_2} A \cdot P^{(-1/k)} dP$$
 (16)

$$W_{REV} = P_1 V_1 \cdot \frac{k}{k-1} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right] \tag{17}$$

A observação da equação (17) evidencia a dependência do trabalho de compressão com a pressão e o volume inicial do gás a ser comprimido além da própria razão de compressão e da razão C_P/C_V . Associando às equações de estado, a dependência de P_1V_1 retrata a dependência com a temperatura. A equação de estado escolhida para representar o sistema é a de Soave Redlich-Kwong como será visto no capítulo 5.

A constante k, assim como o volume, é função da temperatura. A avaliação proposta se mostra então mais complexa, pois ao alterar a temperatura, ocorrem efeitos em cascata, levando a uma série de alterações: do volume, da razão C_P/C_V e na separação de fase ocorrida no vaso de knock out e consequentemente nas vazões de retirada e de circulação, além da

composição para o estágio seguinte. O cálculo de propriedades como a entalpia e a energia interna, as quais são utilizadas para a determinação do calor trocado ou do trabalho de compressão requerido, entre outros processos, depende das relações *PVT* – pressão, volume e temperatura.

Para viabilizar uma análise de sensibilidade da potência demandada do compressor em função da temperatura de sucção será utilizada a simulação da compressão de gás de carga no Aspen[®]. A utilização de simulação permite a observação da soma dos efeitos acima mencionados, e ainda apresenta boa precisão devido à aplicação da equação de estado apropriada, para gases reais e com dados para a mistura existente neste processo, prevendo ainda a interação entre as diferentes substâncias. No próximo capítulo será detalhado o emprego da simulação e as premissas adotadas.

Diante da relevância da temperatura no consumo energético da maior turbina de contrapressão da unidade de produção de olefinas 2, será investigada a forma de mantê-la dentro dos níveis desejados. Conforme visto na descrição do processo, a temperatura do gás depende da troca térmica que ocorre nos trocadores interestágio. Desta forma, empregando as equações básicas de transferência de calor, estabelecem-se correlações para o cálculo do coeficiente global de troca térmica a partir dos dados reais disponíveis. Para realizar a avaliação do desempenho.

Partindo da equação do calor:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_P \cdot \Delta T \tag{18}$$

Para um trocador, tem-se ainda que:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \tag{19}$$

onde U é o coeficiente global de troca térmica, A é a área de troca e ΔT_{ml} a média logarítmica das temperaturas de entrada e saída dos fluidos.

O cálculo de U se inicia pela obtenção de \dot{Q} , e para isto é necessário verificar quais dados estão disponíveis. A composição do gás de carga é variável e não analisada, com isso torna-se pouco preciso o valor de C_P , a vazão por estágio não é medida e o gás passa por mudança de fase, sendo necessário somar ainda o calor latente de condensação. Desta forma é definido o lado da água de resfriamento para o cálculo de \dot{Q} .

A vazão de água de resfriamento é função da perda de carga imposta pela rede, pois a pressão de descarga da bomba é aproximadamente constante, e com isso não deve haver variações expressivas em um curto espaço de tempo. A medição periódica (mensal) será considerada a princípio um dado satisfatório, para posterior validação, após a observação dos resultados. Na mesma data de medição das vazões são medidas as temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento no trocador.

O calor específico da água é um dado disponível na literatura. De acordo com Incropera e Dewitt (2008), o calor específico varia em função da mudança de temperatura que ocorre no sistema, e consequentemente há variação no coeficiente global de troca térmica, bem como no cálculo da eficiência do processo de compressão. Porém, a variação observada não é significativa, uma vez que a diferença de temperatura a que a água é submetida não é grande. Será utilizado nos cálculos um C_p médio entre as temperaturas de entrada e saída, conforme sugestão de Incropera e Dewitt (2008).

Utilizando a equação (18) calcula-se o calor para que este possa ser aplicado na equação (19) para a obtenção do U. As temperaturas de entrada e saída do trocador do lado do gás de carga são medidas por instrumentos na linha do processo, estando tais informações disponíveis de forma contínua. Como a medição da temperatura da AGR apresenta menor frequência, serão utilizadas médias das temperaturas do gás. Sendo a informação da área do trocador retirada do projeto, têm-se os dados necessários para calcular o coeficiente global de troca térmica do processo.

O acompanhamento do U e da temperatura de saída do gás de processo do trocador são informações que traduzem a qualidade da troca térmica. Com a perda de eficiência e o consequente aumento na temperatura do gás a ser comprimido no estágio subsequente, deve-se avaliar a elevação do custo energético, traduzindo-o em unidades monetárias. Assim é possível comparar os impactos em cada estágio e com o custo da intervenção para limpeza do equipamento. A redução da polimerização no interior do compressor e menor perda de carga média são ganhos não mensurados os quais são utilizados como critério de decisão em casos em que os valores financeiros se aproximarem. Assim, para buscar o tempo ótimo entre limpezas, ou seja,

aquele que leva a um menor custo global, é preciso escrever a equação do custo em função do referido tempo. Partindo da soma dos custos encontra-se a equação (20):

CUSTO TOTAL =
$$C_T$$
 = CUSTO DE LIMPEZA + CUSTO ENERGÉTICO (20)

O custo de cada intervenção de limpeza está sujeito a mudanças ao longo do tempo, assim como os preços do vapor em seus diferentes níveis de pressão. Para o período em estudo foram adotadas médias de tais valores, sendo que estima-se que cada intervenção de limpeza custa R\$40.000,00, com base em dados internos da área de manutenção da unidade. Desta forma, o custo mensal de limpeza é obtido de:

CUSTO DE LIMPEZA =
$$C_{limp} = \frac{40000xNúmero de limpezas por ano}{12 meses}$$
 (21)

Número de limpezas por ano =
$$\frac{12 \text{ meses}}{\text{TEMPO ENTRE LIMPEZAS}} = \frac{12}{t_{\text{S/limp}}}$$
 (22)

$$C_{limp} = \frac{40000}{t_{S/limp}} \tag{23}$$

O custo energético por sua vez é diretamente proporcional à potência de compressão (Pot), a qual é dependente da temperatura de sucção de cada estágio como é visto a seguir. A temperatura de sucção (T) varia ao longo do tempo, devido à formação de sujeira nos trocadores e consequente perda de eficiência de troca logo, a temperatura será uma função do tempo entre limpezas de cada grupo de trocadores de calor. A função composta que representa o custo energético é a seguir representada em (24):

CUSTO ENERGÉTICO =
$$C_E = f\left(Pot\left(T(t_{s/limp})\right)\right)$$
 (24)

A equação (24) será utilizada no capítulo cinco para cada grupo de trocadores. O cálculo do custo energético é realizado conforme as seguintes etapas: dividindo a potência (obtida das correlações que serão desenvolvidas a diante) pela diferença de entalpia entre os diferentes níveis de vapor (V-120 e V-15). Assim, tem-se a quantidade de vapor necessária para o referido trabalho de compressão. É necessário proceder a conversão de unidades para que esta quantidade calculada esteja em toneladas por mês. Conhecida a quantidade de

vapor demandada, multiplica-se pela diferença entre os preços unitários (em reais por tonelada), como visto anteriormente. Caso ocorra alguma alteração de configuração do sistema de vapor da unidade, o método desenvolvido continua válido, devendo-se apenas ajustar as premissas, como este aproveitamento energético e a eficiência adotada para o compressor.

A entalpia de determinada substância depende das condições de pressão e temperatura da mesma. A especificação do vapor das diferentes faixas apresenta uma faixa de conformidade, e para questões contábeis e comerciais, havendo valores padrão de pressão e temperatura, sendo estes para o V-15 15kgf/cm²g e 268 °C e para o V-120, 120kgf/cm²g e 538 °C. Apesar dos mesmos apresentarem diferenças do valor medido na proximidade da turbina, pois o sistema de vapor é muito grande e disperso, foi definida como premissa para o presente trabalho que a entalpia a ser utilizada será calculada pelos dados termodinâmicos da água nas condições citadas. Assim, a diferença de entalpia obtida é de 459kJ/kg, conforme banco de dados do Aspen Plus[®].

Para aplicação do método desenvolvido no presente trabalho deve-se, portanto atualizar os preços para o período desejado. O custo energético é dado então por:

$$C_{E} = \frac{Pot\left(T\left(t_{\frac{S}{limp}}\right)\right)}{459} \times \frac{3600 \times 24 \times 30}{1000} \times (Preço\ V120 - 18\%Preço\ V15) - C_{E}(t=0)$$
(25)

A equação do custo total e, portanto, a função objetivo, é vista então na equação (22).

$$C_T = C_{limp} + C_E = \frac{40000}{t_{s/limp}} + \frac{Pot\left(T(t_{s/limp})\right)}{459} \times \frac{3600 \times 24 \times 30}{1000} \times \frac{3600 \times 24 \times 30}{10000} \times \frac{3600 \times 24 \times 30}{1000} \times \frac{3600 \times 24 \times 30$$

Para encontrar o ponto extremo de uma função é necessário derivá-la e igualar a zero. Assim, ao derivar a função dada na equação (26), dependente do tempo entre limpezas, encontra-se a inflexão, e consequentemente o tempo

entre limpezas tal que minimiza o custo global (soma dos custos), apesar dos efeitos antagônicos entre duas parcelas que compõem a função custo.

O modelo para avaliação da pressão de sucção será detalhado no capítulo cinco após a apresentação dos dados obtidos da simulação, expressando a potência em função da pressão. Este é construído a partir dos resultados da simulação da pirólise e da compressão. Para cada nível de pressão de sucção do compressor, dentro da faixa prevista por projeto, tem-se determinado rendimento da pirólise, o qual é obtido a partir da simulação em Spyro[®]. Tal rendimento, e seu respectivo lucro, é comparado com o custo energético necessário para manter cada uma das pressões propostas. O custo energético por sua vez é função da variação da potência obtida a partir da simulação em Aspen[®] da área de compressão de gás de carga.

As múltiplas causas de variação no processo, como visto anteriormente, dificultam a constatação dos efeitos das alterações da pressão e temperatura. Apesar disto é possível verificar com dados de planta, qualitativamente, que ao promover um aumento da pressão de sucção, a média do consumo de vapor na turbina reduz, conforme o esperado. Validado o comportamento, a simulação será validada a seguir para que então os resultados da mesma possam ser apresentados.

5. Capítulo 5 – Resultados

Após o desenvolvimento das equações que correlacionam as variáveis medidas e estabelecidos os fatores que impactam na potência demandada do compressor e definem os parâmetros de acompanhamento dos sistemas de compressão, estas serão aplicadas aos dados reais da planta.

O presente capítulo vem apresentar os resultados das análises dos dados referentes aos sistemas em estudo, comparando alternativas para prover informações que levarão à definição da configuração da área da compressão que resulta no máximo lucro global.

5.1. Definições gerais

Como dito no capítulo 3, uma unidade com tamanha complexidade apresenta grande variabilidade em seus parâmetros operacionais, de modo que dificilmente tem-se momentos iguais que permitam realizar as análises de sensibilidade a uma determinada variável, isolando seus efeitos para realizar as comparações necessárias. Para tal, serão utilizados dados oriundos de simulação em conjunto com os dados e observações reais.

Diante da necessidade de utilização do simulador para realizar as análises, o primeiro passo é identificar a equação de estado mais adequada ao sistema. Van Ness et al. (2007), orienta tal processo de escolha, mostrando o desenvolvimento das equações de estado. Os principais fatores a serem considerados devem ser a pressão e a temperatura de operação e a composição do gás (e assim as interações). Deve-se ainda atentar para a disponibilidade de dados para o sistema.

Partindo do modelo de gás ideal, são propostas diversas modificações buscando prever as correções para as considerações de volume desprezível das moléculas, bem como da ausência de interações entre as mesmas. No presente trabalho tem-se uma mistura de gases com moléculas de diferentes tamanhos e com pressões altas, ratificando a não representatividade do modelo de gás ideal. O estudo proposto se concentra em análises de variações

majoritariamente na fase gasosa, de forma que é essencial a adequação do modelo às não idealidades da fase vapor. Assim, direciona-se para a abordagem de equações de estado em função do coeficiente de fugacidade.

Devido à presença das fases líquida e gasosa no processo, é necessária a utilização de uma equação de estado cúbica no volume, pois, conforme visto em Van Ness et al. (2007), estas são capazes de descrever o comportamento das duas fases. O mesmo autor relata que os resultados da equação original de Redlich-Kwong não são satisfatórios para a previsão do comportamento de misturas. Assim, uma vez que a equação de Soave-Redlich-Kwong é apropriada para misturas apolares, como hidrocarbonetos, as quais apresentam menores interações intermoleculares em fase líquida, e atende aos requisitos anteriores, esta será a equação adotada. A referida equação de estado é transcrita na equação (27).

$$P = \frac{R \cdot T}{V_m - b} - \frac{a \cdot \alpha}{V_m (V_m + b)} \tag{27}$$

onde, P é a pressão, R o coeficiente universal dos gases, T a temperatura, V_m o volume molar, a, b e α são definidas por:

$$a = \frac{0,42747R^2T_c^2}{P_c}$$

$$b = \frac{0,08664RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + (0,48508 + 1,55171\omega - 0,17613\omega^2)\left(1 - T_r^{0,5}\right)\right)^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \text{ \'e a temperatura reduzida e } \omega \text{ \'e o fator acêntrico}$$

 T_c e P_c são respectivamente a temperatura e a pressão críticas da mistura de gases.

Escolhido o modelo termodinâmico mais adequado ao processo, tem-se as correlações de pressão, temperatura e volume, além da composição resultante da separação em cada etapa. Deste modo, ao variar a temperatura da sucção de cada estágio de compressão, definida uma eficiência de compressão constante, é possível calcular o trabalho necessário em cada condição, já contemplando os reciclos entre os estágios. Desta maneira a

simulação é desenvolvida no Aspen Plus[®] onde estão disponíveis os dados acima descritos.

Cada estágio de compressão é contemplado como um compressor independente, sucedido do respectivo trocador e vaso de *knock-out*. Como dados de entrada têm-se as condições de pressão, temperatura, composição e vazão de entrada, além da razão de compressão e do calor trocado nos estágios. A eficiência da compressão foi considerada constante e igual à média real calculada de maio de 2014 a abril de 2015, sendo um período que engloba diversas condições do processo, representando bem o sistema. Nos vasos é considerado que toda a água condensada é separada, já que o sistema é provido de controle de interface, considerando desta maneira, desprezível a concentração de água que permanece solubilizada na fase orgânica.

Com a simulação estruturada, valida-se a seguir o modelo e então a análise da resposta do sistema à variação da pressão de sucção do primeiro estágio e da temperatura de sucção do segundo ao quinto estágios, avaliando o custo e o benefício de cada condição. Tais variáveis foram identificadas como potenciais pontos de minimização de custos, pois são passíveis de manipulação e até o presente momento não apresentam um valor definido como ideal.

5.2. Validação do modelo para a compressão

Para garantir a coerência da simulação, como esperado em função do modelo proposto, é necessário comparar os resultados da simulação com dados validados. Os dados podem ser fruto do projeto da planta, bem como de medições de dados reais.

Como dito anteriormente, há um grande número de variáveis que interferem no desempenho do processo produtivo, sobre as quais muitas vezes não se tem controle ou conhecimento do valor real. Exemplo desta situação é a composição do gás na entrada do compressor de gás de carga, a qual é função de condições operacionais dos fornos de pirólise e da característica da nafta craqueada, variáveis sobre as quais a manipulação é limitada. Além disto, não há uma análise contínua da referida composição de modo que sejam

conhecidas suas variações. Tendo em vista as flutuações dos parâmetros base da simulação, definiu-se como parâmetros de validação da simulação os dados de projeto da planta.

Os dados de projeto apresentam como vantagem o fato de que são conhecidos todos os valores que são entradas para a simulação, bem como as respostas, as quais serão utilizadas para verificar a aderência dos dados simulados. Contudo deve-se pontuar que o projeto foi consolidado em 1991, e ao longo dos anos houve mudanças na característica da carga processada, aumento de vazão e alteração nas características dos fornos de pirólise, além das pequenas flutuações que ocorrem normalmente no dia a dia, como a temperatura da água de resfriamento, características do vapor, entre outros. Desta forma, a seguir será apresentada a validação com os dados de projeto e uma análise dos resultados em condições próximas a realidade atual da planta. A Figura 9 exibe o esquema elaborado no Aspen Plus[®] para a área de compressão.

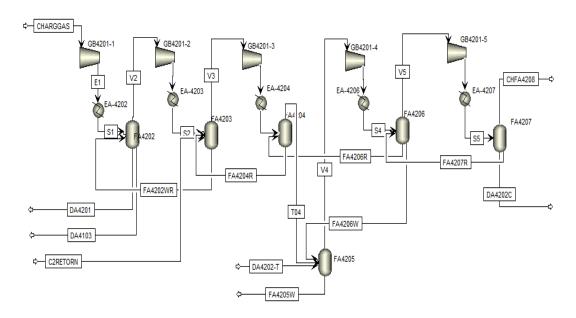


Figura 9. Esquema representativo do modelo da área de compressão de gás de carga.

Os dados de projeto utilizados como entradas de dados para a simulação são: composição e vazão de carga, pressão e temperatura de sucção de cada estágio, a pressão da descarga dos estágios e a eficiência politrópica. A partir

destas buscam-se as respostas para o trabalho realizado em cada estágio de compressão e a temperatura de descarga de cada estágio.

A estratégia de cálculo utilizada é baseada na estimativa da temperatura de saída a partir na eficiência politrópica, seguida do cálculo da entalpia da mistura, obtendo o trabalho, como visto no capítulo 4. Após a compressão são dispostos os trocadores interestágio como um equipamento e então o vaso de *knock out*. Neste ponto é importante registrar que a simulação apresenta certa interatividade, pois o líquido condensado a partir do segundo estágio retorna em parte ou totalmente para estágios anteriores, como pode ser visto na Figura 9, variando a separação que ocorre e consequentemente a vazão de gás a ser comprimida, daí a importância do cálculo integrado utilizando a simulação. Conhecidos os critérios adotados, tem-se a validação dos dados da simulação a partir do desvio entre a potência de projeto e a simulada, calculado na Tabela 1.

Tabela 1. Comparação de dados de projeto e simulados para o trabalho de cada estágio.

Estágio	Potência de projeto (kW)	Potência simulada (kW)	Desvio		
1º	6500	6832	-5,1%		
2º	6000	6341	-5,7%		
3º	5900	5720	3,1%		
4º	4700	4895	-4,1%		
5º	5600	5325	4,9%		

Fonte: Elaboração própria.

Observa-se que os desvios se encontram abaixo de 6%, valor considerado satisfatório para o presente trabalho, pois as recomendações adotadas serão sempre conservadoras, não se encontrando muito próximas ao ponto em que a diferença seja pequena entre o custo de manutenção dos trocadores ou o lucro com os produtos (maior rendimento para pressões de sucção mais baixas), e o consumo de vapor. É importante registrar que a simulação será utilizada para comparação entre condições de temperatura e pressão, ou seja, cálculo de uma diferença de potência consumida em cada um dos casos, assim os desvios se tornam ainda menos significativos.

Ao comparar a temperatura de descarga também é possível ratificar a validade da simulação elaborada, como pode ser visto na Tabela 2. Para comparações são utilizados os valores absolutos e o maior desvio encontrado foi de 1%, considerado, portanto, adequado para o trabalho.

Tabela 2. Valores de projeto e da simulação para a temperatura de descarga de cada um dos estágios.

Estágio	Tempertura de descarga pelo projeto (K)	Temperatura de descarga simulada (K)	Desvio	
1º	362,55	361,8	0,1%	
2º	361,25	359,3	0,3%	
3º	362,85	357,5	0,8%	
4º	356,95	355,6	0,2%	
5º	364,65	358,6	1,0%	

Fonte: Elaboração própria.

A Tabela 3 traz por sua vez, dados de vazão volumétrica na sucção de cada um dos estágios, valores importantes diante do caráter interativo do processo. Como visto anteriormente, a vazão na sucção do segundo ao quinto estágios depende do cálculo adequado do fracionamento nos vasos de *knock out*, bem como das propriedades da mistura, de modo que ao encontrar vazões volumétricas próximas às vazões previstas pelo projeto, tem-se uma validação global do sistema. Para o primeiro estágio, a vazão é uma entrada de dados da simulação, ou seja, igual à de projeto.

Tabela 3. Valores de projeto e da simulação para a vazão volumétrica na admissão de cada um dos estágios.

Vazão de projeto (10 ⁴ m³/h)	Vazão simulada (10 ⁴ m³/h)	Desvio		
16,6	Entrada	-		
8,1	8,1	0,1%		
4,1	4,1	0,5%		
2,1	2,1	0,4%		
1,2	1,2	1,1%		

Fonte: Elaboração própria.

5.3. Avaliação do impacto da temperatura na eficiência energética da área de compressão

Visto o potencial de impacto da temperatura do gás a ser comprimido no consumo energético, compreende-se a necessidade da definição de um plano de limpeza destes sistemas. Atualmente a limpeza ocorre sob demanda, quando se observa uma elevação significativa da temperatura de saída do trocador de determinado estágio ou de sua perda de carga. Deste modo é mais difícil o planejamento de recursos e ao efetuar a limpeza o sistema já operou com temperaturas mais altas por certo período no qual houve maior consumo de energia.

Uma vez descritas as métricas de acompanhamento do desempenho dos trocadores de calor, inicialmente foi calculado o coeficiente global de troca térmica, U, para cada um dos grupos de trocadores entre os anos de 2011 (início da campanha após a parada geral de manutenção) e 2015 (atualidade), período referente à campanha atual da planta após a parada geral de manutenção. Diante do grande número de fatores já citados que interferem nos parâmetros de processo da área da compressão, foi necessário definir um período no qual tais variações fossem absorvidas, resultando em modelos da temperatura em função do tempo mais representativos. Definiu-se então os meses de junho de 2012 a abril de 2013, no qual há dados suficientes, não houveram variações de carga significativas (por questões internas da unidade, desde o segundo semestre de 2013 esta vem operando com carga abaixo da máxima) e não houve intervenção para limpeza em nenhum dos grupos de trocadores interestágios, o que pode influenciar no desempenho dos demais.

A influência das múltiplas variáveis do processo, mencionada anteriormente, dificulta também a análise dos dados para os trocadores de calor, pois além de que dificilmente tem-se todas as variáveis estáveis em determinado patamar, tais flutuações impactam no próprio processo de formação de incrustações. O comportamento "dente de serra", assim como na literatura, é verificado também com os dados reais do processo.

A vazão mássica e a temperatura de entrada e saída da água de resfriamento são medidas mensalmente para cada trocador do grupo. Sabendo-se que tais variáveis dependem da configuração de usuários de água de resfriamento e da pressão de descarga da bomba de circulação, sendo estes parâmetros pouco variáveis ao longo do mês, entende-se que a variação das condições de saída irão se alterar principalmente em decorrência das mudanças na troca térmica.

Conhecendo-se a vazão e a temperatura de entrada e saída da água de resfriamento, e sendo o calor específico à pressão constante da água dependente fracamente da temperatura, é possível calcular o calor trocado ao aplicar a equação (18). Para o lado do processo tem-se uma variação frequente da vazão, bem como uma contínua alteração da composição e consequentemente do C_p, tornando-se muito complexo e impreciso o cálculo do calor por este lado. Outra dificuldade relacionada ao cálculo do calor pelo lado do processo é que este envolve calor sensível e calor latente, devido à condensação de uma fração da corrente, de modo que para realizar o acompanhamento ao longo do tempo seria necessário conhecer com boa precisão a composição em cada período, calculando a fração condensada. Diante desta condição, o acompanhamento da eficiência de troca se deu a partir do cálculo do calor recebido pela água de resfriamento.

Conhecendo-se o calor trocado, considerando a área de troca térmica a mesma de projeto e disponíveis as medições de temperatura de entrada e saída do gás de processo, ao empregar a equação (19) o coeficiente U pode ser calculado. Assim, tal medida é obtida mensalmente para cada grupo de trocadores de calor interestágio.

Para a análise do desempenho dos trocadores, foram comparadas as condições reais às de projeto, vistas na Tabela 4, e elaborados gráficos de U e da temperatura de saída de cada trocador ao longo do tempo. Neste gráfico foi sinalizado o período em que foi realizada a limpeza de algum trocador da respectiva bateria.

Tabela 4. Dados de projeto dos trocadores interestágios.

					PROCESSO		AGR			
	Q (kcal/h)	Vazão de AGR (kg/h)	U _{limpo} (kcal/ h .m².°C)	U _{sujo} (kcal/h .m².°C)	U _{sujo} /U _{limpo}	ΔT _{ML}	T _{entrada} (°C)	T _{saída} (°C)	T _{entrada} (°C)	T _{saída} (°C)
EA-4202	7.705.000	1.102.219	373	278	75%	12,3	84	38	31	38
EA-4203	7.072.500	1.009.609	396	291	73%	13,5	86	38	31	38
EA-4204	6.428.500	918.323	478	333	70%	14,3	86	38	31	38
EA-4206	5.882.250	840.305	413	300	73%	14,5	85	38	31	38

Fonte: Elaboração própria a partir do livro de projeto da unidade.

Conhecendo o comportamento crescente da temperatura com o tempo de campanha para cada grupo de trocadores, é necessário associar este aumento com o custo energético decorrente do mesmo. Esta análise será realizada como mencionado anteriormente, por meio da simulação, a qual utilizará o modelo de Soave-Redlich-Kwong, prevendo a variação do volume na sucção de cada estágio em função da temperatura. Com os dados de composição, são calculadas as capacidades caloríficas C_P e C_V e ao aplicar as equações (04) e (19) tem-se a potência. Utilizando a diferença de entalpia da entrada e saída do vapor da turbina que aciona o compressor, a potência é convertida em vazão de vapor consumida. É construída assim uma curva da potência *versus* a temperatura da sucção do segundo ao quinto estágio, permitindo contabilizar quanta energia a mais é necessária à compressão ao perder eficiência de troca nos resfriadores interestágio.

Dado que o custo mensal atual de limpeza de um trocador interestágio é de cerca de quarenta mil reais, é possível estabelecer o ponto a partir do qual é financeiramente atrativo realizá-la ao derivar a equação do custo total em função do tempo entre limpezas e igualá-la a zero, encontrando seu ponto de mínimo.

O primeiro estágio de compressão não é avaliado nesta etapa, pois sua configuração de sucção é diferente das demais, não apresentando bateria de trocadores. Na presente avaliação os grupos de trocadores de um mesmo estágio serão considerados um único equipamento, pois as medições são realizadas para as correntes comuns, porém a limpeza será planejada individualmente.

5.3.1. Sucção do segundo estágio: EA-4202A/B/C/D/E

A bateria de trocadores da descarga do primeiro estágio é composta por cinco equipamentos similares. Este é o bloco sob estudo que apresenta maior vazão de gás, logo maior taxa de troca térmica. A Tabela 4 traz os dados de projeto do trocador. Devido à maior vazão e presença de compostos mais pesados não condensados em etapas anteriores do processo, é necessária uma maior área de troca, traduzida em um maior número de trocadores, uma vez que para que haja maior facilidade de manutenção e compra de sobressalentes, os trocadores são mecanicamente similares.

Ao comparar os parâmetros de projeto aos dados reais verifica-se que o valor do coeficiente global de troca térmica calculado é significativamente menor que o projetado. A expectativa é que o valor seja de fato menor, tendo em vista a condição atual de longos tempos entre limpezas dos trocadores, aumentando a deposição de polímeros e consequentemente a resistência à troca térmica, o que se reflete na queda da taxa de troca térmica. Contudo, ao observar o cálculo do U, verifica-se que a média logarítmica das temperaturas por vezes é maior que a de projeto, de forma que reflete no valor obtido para o calor. Além disto, as temperaturas previstas tanto para a AGR quanto para a corrente do processo variam ao longo da campanha e são diferentes das observadas no projeto. Assim, em função das incertezas às quais está sujeito o U calculado, das diferenças das condições atuais do processo em relação ao projetado, e à baixa frequência de limpeza, o valor atual para este coeficiente é menor que o esperado na presença de sujeira.

A importância do acompanhamento simultâneo dos parâmetros como temperatura e calor trocado é ratificada ao se verificar que apesar de um U menor, o calor trocado calculado se encontra pouco abaixo do valor de projeto. No gráfico da Figura 10 podem ser vistos os dados de acompanhamento mensal dos trocadores da descarga do primeiro estágio de compressão, contemplando a sinalização em verde dos períodos em que ao menos um trocador da bateria se encontrava indisponível.

O período em que estão disponíveis os dados engloba as duas limpezas de trocadores desta bateria, com isto torna-se mais sutil a tendência de

formação de sujeira no sistema. Verifica-se que após as primeiras limpezas dentro do período analisado a temperatura de saída do gás cai na sequência cerca de 3°C, apesar da sobreposição do efeito da sazonalidade, observando meses similares é possível verificar a diferença na temperatura (comparando julho de 2011 com julho de 2012, após as limpezas). Ao longo do tempo, à medida que a temperatura de saída vai novamente subindo, o U reduz em um perfil "dente de serra", como esperado.

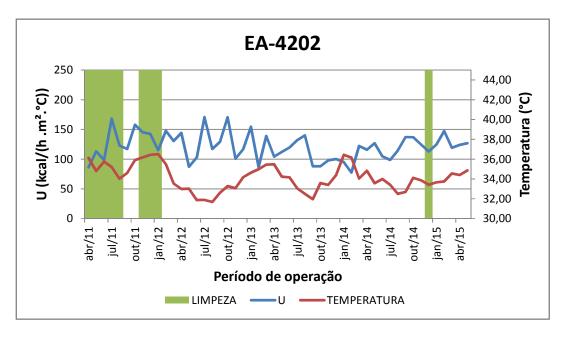


Figura 10. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4202. Fonte: Elaboração própria.

A temperatura não apresenta comportamento continuamente ascendente, caindo em alguns momentos mesmo sem haver limpeza nos trocadores do grupo. Isto é atribuído às variações dos parâmetros de processo como vazão e composição de produto, e principalmente à variação da temperatura da água de resfriamento em função da temperatura ambiente. O fenômeno observado está relacionado à natureza sazonal desta variável. Nos períodos de junho a agosto sabe-se que a temperatura ambiente é mais baixa que nos demais meses do ano, e com isso a AGR também está mais fria, melhorando a troca térmica nos interestágios. Por este motivo é importante avaliar o U em conjunto com a temperatura, e adotar critérios conservadores ao elaborar o planejamento de limpezas.

Em função desta flutuação não é possível observar uma tendência crescente da temperatura a partir dos dados reais, sendo o efeito da formação da sujeira sobreposto pelos demais fatores. É necessário, portanto tomar como base para a elevação um período restrito como visto a seguir, criando uma tendência para a elevação da temperatura com o tempo. Assume-se assim que na média a temperatura sofrerá elevações, apesar da sazonalidade. A diante poderá ser observado um caso no qual o grupo permanece por um longo período sem intervenções, possibilitando a observação do aumento médio da temperatura de saída dos trocadores.

A observação dos dados históricos mostra que a temperatura deste ponto do processo varia entre 31 e 37 °C, aproximadamente (valores abaixo do projeto, em função de períodos com a temperatura da AGR por volta de 26 °C). Com isto foi feita a simulação variando apenas a temperatura de sucção do segundo estágio no intervalo acima. Para cada temperatura do gás na sucção obteve-se a potência do segundo estágio correspondente. As potências dos estágios subsequentes (terceiro, quarto e quinto estágios) sofrem variação, pois a vazão irá variar, assim como o equilíbrio líquido-vapor nos vasos de knock-out, porém a diferença é proporcionalmente pequena e será considerada desprezível. É construída assim a curva vista na Figura 11.

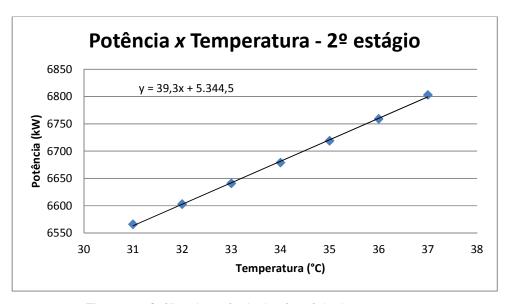


Figura 11. Gráfico da potência do 2º estágio de compressão. Fonte: Elaboração própria.

A equação (17) mostra uma relação do trabalho, e consequentemente da potência, diretamente proporcional ao volume do gás. O volume, por sua vez, é predito por meio da equação de estado de Soave-Redlich-Kwong, a qual é uma equação cúbica. Contudo, sendo a faixa de temperatura estudada inferior a 10°C, a relação linear observada na Figura 11 se mostra adequada, respondendo ao modelo linear (não são dados reais sujeitos à variabilidade do processo). Este comportamento será observado também para os demais estágios.

O comportamento da temperatura ao longo do tempo, diferente dos dados resultantes da simulação, apresenta oscilações, ou seja, não é exatamente linear. Porém é possível utilizar um período estável entre limpezas (também sem limpezas em outros estágios) para estimar a equação da temperatura em função do tempo e com isto verificar em aproximadamente quanto tempo o custo de limpeza seria alcançado pelo custo energético. Dadas tais imprecisões, a definição do tempo mínimo entre limpezas será conservadora, adotando este valor como um limite inferior e se afastando do prazo em que o custo da intervenção é mais representativo.

O período escolhido para a construção da curva da temperatura em função do tempo, como dito anteriormente, foi entre junho de 2012 e abril de 2013, período no qual não foram feitas intervenções em trocadores interestágio. De maneira similar são elaboradas as curvas para os demais grupos, neste mesmo período estável. Na Figura 12 tem-se a referida curva e linha de tendência correspondente. O ajuste ao modelo linear apresenta um coeficiente de correlação de 0,95, valor considerado satisfatório para o estudo.

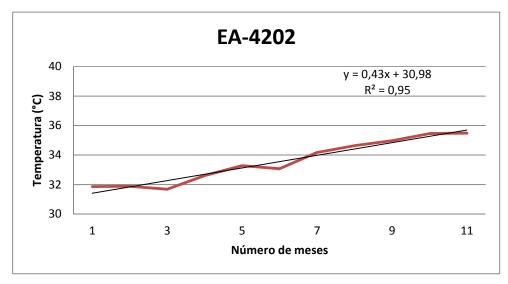


Figura 12. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4202 em função do tempo. Fonte: Elaboração própria.

O desejo no presente estudo é avaliar o impacto da formação de sujeira na temperatura, de modo que na média a temperatura deve ser sempre crescente e caso ocorra uma inversão, esta é decorrente de mudanças no processo, como a queda na temperatura da água de resfriamento, ou mesmo na vazão de gás de processo, e não de uma regressão no processo de formação de sujeira, como visto anteriormente.

A partir da equação da linha de tendência da Figura 12, associada à correlação da potência com a temperatura encontrada na Figura 11 é possível encontrar a função custo total, equação (28), e então subtrair o custo de operação com o trocador limpo (com temperatura de saída igual à inicial) e aplicar a derivação em função do tempo entre limpezas à mesma.

$$C_{E1} = (39.3 \times (0.43 \times (t_{s/limp}) + 30.98) + 5.344.5) \times \frac{3600 \times 24 \times 30}{1000 \times 459} \times (Preço\ V120 - 18\%Preço\ V15) - C_{E1}(t = 0)$$
 (28)

O resultado da derivação da função (28) mostra que, para este grupo de trocadores, o tempo entre limpezas de três meses representa o mínimo custo global, ou seja, entre o aumento do custo energético e a redução do custo mensal de limpeza, a partir do terceiro mês o aumento do primeiro supera o segundo. Desta forma, três meses se torna o tempo mínimo para que o custo de manutenção não seja o mais representativo. Como dito, há uma limitação

dos recursos de manutenção, de forma que deve ser programada a limpeza de até cinco trocadores interestágios em um mesmo ano, pois há concorrência com outras demandas da planta. Para o presente estudo foi considerado desprezível o efeito de aumento da temperatura durante o período de manutenção, no qual o sistema opera com um trocador a menos, bem como o efeito de aumento da perda de carga em função de trocadores sujos no sistema. Assim é avaliado isoladamente o efeito da maior temperatura de compressão em função de perda de eficiência de troca térmica nos trocadores interestágio.

Além das premissas citadas, é importante ainda observar o critério de tempo máximo de operação contínua de um trocador isoladamente. Este limite será estabelecido em função da observação do histórico do sistema. Anteriormente ao estudo os trocadores eram limpos sem ciclos definidos, ou seja, apenas de forma reativa às condições do processo, ou ainda por calendário de inspeção que demanda abertura a cada oito anos. Caso algum estágio apresentasse temperatura ou perda de carga elevada procedia-se a retirada do mesmo para intervenção de manutenção. Como cada estágio apresenta mais de um trocador e a medição das variáveis de processo é em pontos comuns, poderia ser retirado um equipamento do grupo em melhor condição operacional que outro.

Desta forma observou-se que alguns equipamentos apresentaram uma grande quantidade de incrustação, dificultando a retirada e limpeza do trocador. Há registro da condição de trocadores dos diferentes grupos em intervalos variados de limpeza. Conhecendo-se tais informações, de modo geral, os trocadores não devem permanecer mais de quatro anos sem passar por limpeza. A priorização será vista ao final deste capítulo, viabilizando a elaboração do calendário de limpeza, atingindo assim um dos objetivos do trabalho.

A seguir será realizada análise similar para os trocadores da descarga dos demais estágios. Estabelecendo-se o intervalo mínimo do ponto de vista econômico e o máximo frente às limitações supracitadas, será elaborado calendário buscando a minimização de custos globais.

5.3.2. Sucção do terceiro estágio: EA-4203A/B/C/D

A sucção do terceiro estágio de compressão apresenta quatro trocadores de calor iguais operando em série. Assim como os demais trocadores, os dados de projeto de U, temperatura e vazões, encontrados na Tabela 4 de maneira geral apresentam diferenças da realidade destes equipamentos, porém a taxa de calor global se encontra na ordem de grandeza esperada. A Figura 13 representa o comportamento da troca térmica na bateria dos trocadores EA-4203, com a sinalização do período em que foram realizadas limpezas em trocadores deste grupo.

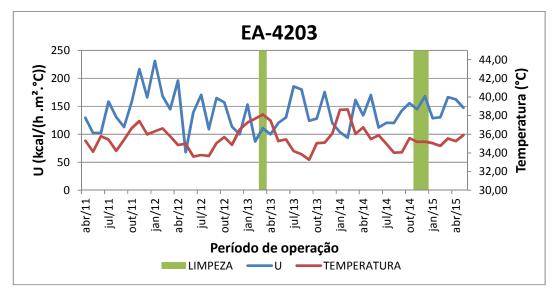


Figura 13. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4203. Fonte: Elaboração própria.

Apesar do comportamento oscilatório, em função da sazonalidade e das variações de processo já mencionadas, é possível constatar que após a limpeza houve variação na temperatura de saída do trocador. É possível observar ainda que a trajetória de queda do U é revertida, ratificando a efetividade da limpeza realizada.

Observando a faixa de temperaturas em que operam os trocadores, a simulação elaborada no Aspen[®] para avaliação da potência em função da temperatura foi feita entre 33 e 40 °C, e os resultados são vistos na Figura 14.

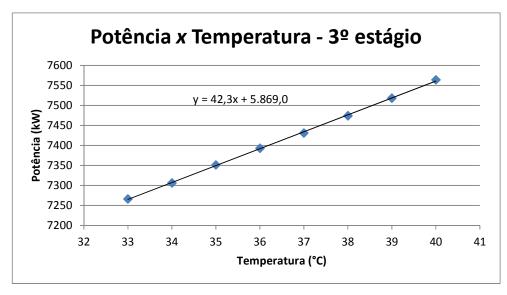


Figura 14. Gráfico da potência do 3º estágio de compressão. Fonte: Elaboração própria.

A partir da correlação obtida na Figura 14, utilizando a entalpia e o custo do vapor, é possível verificar que para o acréscimo de um grau Celsius há o incremento de cerca de vinte mil reais ao mês em energia. É importante o conhecimento do incremento de custo para cada um dos grupos, pois caso seja necessário reajuste dos recursos, está disponível um critério de priorização. Ao comparar a relação da potência com a temperatura dos trocadores da descarga do primeiro e do segundo estágio de compressão observa-se coeficientes angulares próximos, o que significa um impacto similar da elevação da temperatura no aumento do custo energético. Apesar de o terceiro estágio possuir uma menor vazão volumétrica, sua razão de compressão é maior que a do segundo estágio, havendo uma compensação dos efeitos de modo que as relações da potência com a temperatura não apresentam grandes divergências. A influência da vazão e da razão de compressão na potência consumida foi analisada com base na equação (17), vista no capítulo 4.

Conhecida a correlação da potência com a temperatura, é necessário construir a curva da temperatura em função do tempo, realizando análise similar a vista anteriormente para o grupo de trocadores EA-4202. Assim é obtido o gráfico da Figura 15. A linha de tendência encontrada apresenta aderência aos pontos, considerada satisfatória para dados reais, com coeficiente de correlação linear superior a 0,9.

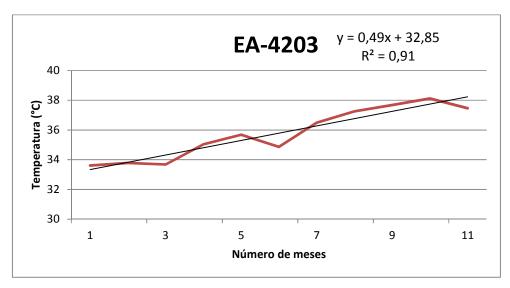


Figura 15. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4203 em função do tempo. Fonte: Elaboração própria.

Ao comparar a evolução da temperatura de saída dos trocadores EA-4203 e dos EA-4202, observa-se que a primeira apresenta maior inclinação. Isto se deve principalmente a dois pontos: demanda de troca ainda elevada em função da presença de pesados; e a existência de um trocador de calor a menos em relação à bateria de sucção do segundo estágio. Apesar de a vazão ser menor, o calor trocado nos EA-4203 é cerca de 10% inferior ao dos EA-4202, contudo enquanto esta bateria apresenta cinco equipamentos, aquela possui apenas quatro. Desta forma, a perda de eficiência de um trocador do grupo se torna mais representativa, levando a uma maior taxa de elevação da temperatura de saída. Após a comparação das correlações da potência com a temperatura e desta com o tempo, será definida a priorização para as intervenções de limpeza.

Definidas as equações de potência em função da temperatura e da última variando ao longo do tempo em meses, é possível transformar a potência em custo financeiro e assim calcular o tempo necessário para que o custo operacional seja superado pelo custo de manutenção. Assim como na análise do grupo anterior, substituindo na equação (26) os coeficientes encontrados nos gráficos das figuras 14 e 15, e derivando, encontra-se que o tempo mínimo para que o custo de limpeza seja menos representativo é de apenas três

meses. Este limite inferior será utilizado adiante após o cálculo destes dados para cada um dos grupos, definindo a ordem de intervenções de limpeza nos trocadores. Como os EA-4203 apresentam uma menor área total de troca e maior impacto da temperatura na potência, apesar de apresentar o mesmo tempo mínimo, estes serão priorizados em relação aos EA-4202.

5.3.3. Sucção do quarto estágio: EA-4204A/B/C

Após os dois primeiros estágios de compressão, parte significativa dos pesados já foi condensada nos vasos de *knock-out*. Com isto, a taxa de troca térmica é menor que nos estágios anteriores, demandando apenas três trocadores operando em paralelo. A Figura 16 traz os dados históricos desde 2011 até 2015. Utilizando o sistema de registros de manutenção da Braskem verifica-se que este grupo de trocadores permaneceu quatro anos sem intervenção alguma para limpeza, sendo que um dos trocadores passou seis anos operando continuamente. O comportamento da temperatura de saída é coerente com tais dados, assim como do coeficiente global de troca térmica, de forma que comparando os meses de janeiro dos anos de 2012, 2013 e 2014 verifica-se elevação de cerca de 4°C, o que veremos que representa aumento relevante no consumo de vapor, logo, no custo operacional da área.

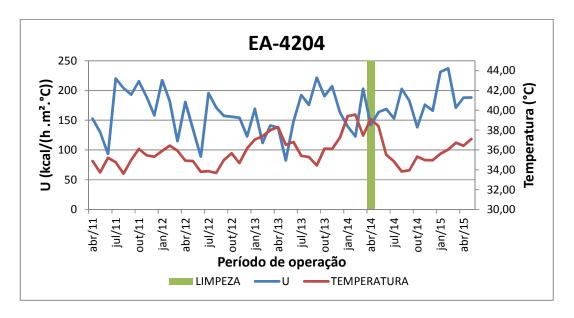


Figura 16. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4204. Fonte: Elaboração própria.

A Figura 16, por representar um grupo com poucas intervenções de limpeza, traz uma informação interessante, pois apesar da sazonalidade visível da temperatura, na média é possível observar um aumento da temperatura com o avanço do tempo sem intervenções. A observação dos dados da Figura 16 evidencia que após a limpeza de um dos trocadores há uma queda expressiva da temperatura média nos próximos meses, demonstrando melhoria além das variações do processo. Neste caso torna-se clara a eficiência da limpeza, revertendo a tendência de aumento da temperatura de saída e levando a um maior coeficiente de troca térmica médio, pois seu comportamento geral segue o perfil "dente de serra".

Para o cálculo do custo operacional em função da menor troca térmica, verifica-se na Figura 17 o gráfico da potência em função da temperatura.

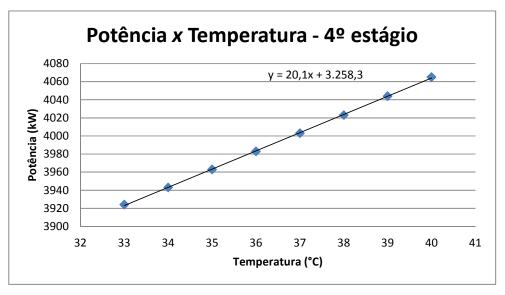


Figura 17. Gráfico da potência do 4º estágio de compressão. Fonte: Elaboração própria.

Observando o coeficiente angular da reta do gráfico da Figura 17 identifica-se que este é significativamente menor que tal parâmetro dos dois estágios avaliados anteriormente. Isto retrata que variações na temperatura influenciarão em menor grau no aumento da demanda de potência e consequentemente no custo energético.

A diferença na relação da potência é explicada a partir da equação de estado, que neste caso é Soave-Redlich-Kwong (27) e da equação (17). Calculando o volume por meio da equação (27) e aplicando na equação (17), verifica-se que quanto menor o volume comprimido, menor o impacto do aumento da temperatura no aumento da potência requerida. Além disto, há que se considerar a menor razão de compressão do 4° estágio e a variação na composição, alterando a razão C_P/C_V . Assim para o 5° estágio, apesar do impacto da potência ainda ser menor que nos 2° e 3° estágios, há um incremento em relação ao 4° , pois a razão de compressão é cerca de 13% superior.

Desta forma, tais trocadores não serão priorizados no momento da elaboração do calendário de intervenções para limpeza. A definição do tempo mínimo para que o custo de manutenção seja alcançado, depende ainda da função da temperatura com o tempo, a qual é vista na Figura 18.

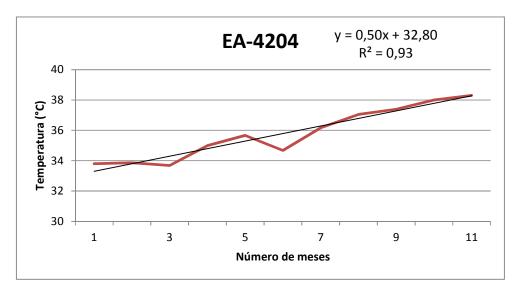


Figura 18. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4204 em função do tempo. Fonte: Elaboração própria.

A partir das equações obtidas por meio das tendências dos gráficos das figuras 17 e 18 define-se a equação do custo total análoga à equação (26), aplicando em seguida a derivada para encontrar o ponto de extremo o qual representa o tempo no qual a ponderação do custo de limpeza e o custo energético conduzem ao menor custo global. O tempo encontrado foi de quatro

meses, como esperado, tempo superior aos estágios anteriores, visto que o impacto da temperatura no aumento de potência é menor.

5.3.4. Sucção do quinto estágio: EA-4206A/B/C

A sucção do quinto estágio, em função das retiradas de hidrocarboneto condensado anteriormente, apresenta menor vazão de gás, demandando, portanto, uma menor taxa de resfriamento, a qual é atendida por três trocadores iguais operando em paralelo. De acordo com o histórico de manutenção, estes trocadores, entre 2011 e o final de 2014, não passaram por intervenção de limpeza. Ao observar o perfil de temperatura no período estudado, verifica-se comportamento correspondente ao esperado diante de um longo período de operação contínua, apresentando elevação de mais de seis graus Celsius.

Os valores de U calculados da Figura 19 não seguem uma tendência acentuada de queda. Os dados de taxa de calor trocado revelam que esta, com os equipamentos limpos, é menor que a de projeto, e ao longo da campanha, a temperatura de saída da AGR aumenta, retirando mais calor do gás de processo. Este comportamento revela que há certo grau de superdimensionamento nestes trocadores, compensando o aumento resistência com a polimerização. A redução da eficiência de troca de calor nos trocadores EA-4206, incorre na elevação na temperatura da sucção do quinto estágio e leva diretamente a um efeito na temperatura de descarga deste mesmo estágio. Compreende-se, portanto que como dito, a análise do grau de sujidade do equipamento deve considerar não apenas o U, mas também a temperatura de saída dos trocadores e a taxa de calor trocado ao longo do tempo. Com isto, a definição da campanha de cada um dos grupos se torna mais adequada à realidade do processo. Para este grupo de trocadores também é possível observar o efeito de elevação da temperatura média apesar da sazonalidade do processo.

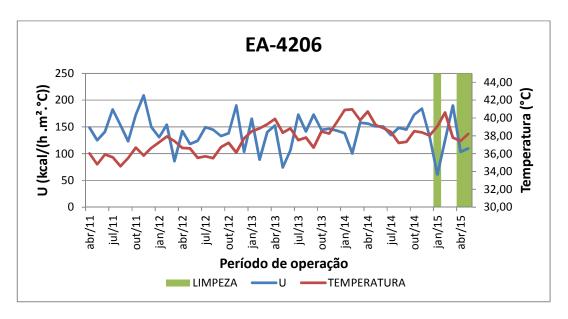


Figura 19. Gráfico de acompanhamento mensal dos EA-4206. Fonte: Elaboração própria.

O gráfico do perfil da potência do quinto estágio de compressão com a variação de sua temperatura de sucção é visto na Figura 20. A partir da equação obtida desta correlação e daquela construída com base na tendência da temperatura com o tempo da Figura 21, encontra-se o número mínimo de meses necessários para que o custo de operação seja maior que o custo de manutenção para limpeza do trocador, conforme procedimento já descrito.

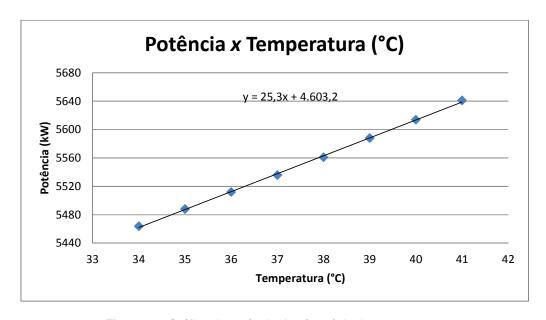


Figura 20. Gráfico da potência do 5º estágio de compressão. Fonte: Elaboração própria.

A relação da Figura 20 mostra um menor impacto da temperatura na potência deste estágio em relação ao segundo e terceiro. Isto ocorre, pois assim como para os trocadores da bateria dos EA-4204, a pressão de sucção neste ponto é mais elevada que no início. Contudo, a dependência da temperatura aqui é maior que no estágio imediatamente anterior devido a sua maior razão de compressão.

A Figura 21 foi construída com os dados do período de junho de 2012 a abril de 2013, assim como nos demais grupos.

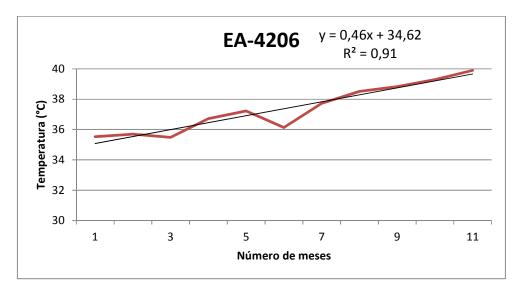


Figura 21. Gráfico da temperatura de saída dos EA-4206 em função do tempo. Fonte: Elaboração própria.

A manipulação das correlações dos gráficos anteriores resulta em um período mínimo de quatro meses para o custo operacional com a temperatura um grau e meio acima da temperatura de saída em caso do trocador limpo.

5.3.5. Definição da campanha

As informações do impacto financeiro do aumento da temperatura do gás em cada estágio de compressão são o ponto de partida para a elaboração do planejamento das intervenções de limpeza nos trocadores de calor interestágio. São definidos ainda os seguintes critérios: devido à disponibilidade de

recursos, diante da demanda de toda a unidade industrial, devem ser alocados no máximo cinco equipamentos em um mesmo ano; em anos de parada geral de manutenção da planta (PGM) devem ser planejados preferencialmente até três trocadores; e os prazos de inspeção para avaliação da integridade mecânica devem obrigatoriamente ser respeitados.

Definidos os critérios, sabendo que a priorização por ordem de maior impacto financeiro é: EA-4203 > EA-4202 > EA-4206 > EA-4204. A sequência de prioridade acima se deve à observação dos coeficientes angulares das relações de potência com a temperatura e da temperatura com o tempo para cada um dos estágios. Ao encontrar a equação da potência em função do tempo para cada um dos grupos de trocadores obtêm-se os coeficientes angulares para cada uma delas. A inclinação da resposta da potência com o tempo caracteriza o impacto financeiro, de forma que o grupo com maior coeficiente angular é aquele com maior prioridade de intervenção. A partir deste conceito foi elaborada a ordem vista acima.

O maior tempo entre limpezas de um mesmo trocador foi de quatro anos, lembrando que ao operar longos períodos, por vezes, a limpeza se torna mais dispendiosa em função do acúmulo de um quantitativo maior de sujeira. Para garantir um tempo acima do mínimo econômico (três meses para trocadores do grupo dos EA4202 e EA4203 e quatro meses para trocadores dos grupos EA4204 e EA4206) e abaixo da frequência de quatro anos são definidas as seguintes restrições aos intervalos de limpeza:

$$3 \le t_{EA4202} \le \frac{48}{5}$$

$$3 \le t_{EA4203} \le \frac{48}{4}$$

$$4 \le t_{EA4204} \le \frac{48}{3}$$

$$4 \le t_{EA4206} \le \frac{48}{3}$$

onde t é o intervalo em meses entre limpezas de trocadores de determinado grupo. O mínimo de cada inequação foi definido pelo mínimo econômico calculado anteriormente e o máximo é dado por quarenta e oito meses

(referente ao período de quatro anos), dividido pelo número de trocadores na bateria, de forma que se garanta que nenhum equipamento permaneça sem limpeza por um intervalo superior a quatro anos. Este máximo foi definido com base na observação da condição de saída de alguns equipamentos com campanhas variadas e ao permanecer cinco ou mais anos o volume de sujeira é muito intenso, dificultando a remoção e limpeza do trocador, além de já estar representando uma perda de carga e resistência à troca térmica muito significativas.

Para limitar o número de intervenções por ano em cinco é construída a equação (29):

$$\frac{12}{t_{EA4202}} + \frac{12}{t_{EA4203}} + \frac{12}{t_{EA4204}} + \frac{12}{t_{EA4206}} \le 5 \tag{29}$$

Ao dividir os doze meses do ano por *t*, tem-se o número de limpezas daquele grupo dentro do ano. Como a soma não deve superar cinco, por questões de disponibilidade de recursos, a equação 25 deve ser atendida, além das restrições anteriores.

A equação 29 possui várias soluções possíveis, porém buscou-se um número tal que se afastasse dos intervalos mínimos de forma a amortecer o efeito de possíveis flutuações dos resultados da simulação e de alterações da configuração do sistema de vapor. Adotou-se como solução dentro dos limites supracitados o tempo de oito meses para os trocadores dos grupos EA4202 e EA4203 e doze meses para os grupos EA4204 e EA4206. Com tais intervalos é proposta uma frequência de limpeza maior que a atual, caracterizando uma melhoria para o consumo energético, além do ganho em confiabilidade, sem impactar de forma relevante na demanda por recursos, estando estes previstos com antecedência. A definição minimiza o impacto das incertezas do processo como as variações de composição e da sazonalidade da AGR, uma vez que os intervalos propostos superam muito o mínimo estabelecido (mínimo de três meses para os EA4202 e EA4203 e tempo real de oito meses, já para os EA4204 e EA4206 o mínimo é de quatro meses e o intervalo proposto é de doze meses). Conhecidos assim os critérios o cronograma de limpezas proposto pode ser observado na Tabela 5.

Tabela 5. Calendário de limpeza dos trocadores Interestágio.

			-				_	
EA-4206C	2				1			
EA-4206B	1				8			
EA-4206A		1				3		
EA-4204C		2				1		
EA-4204B				3				3
EA-4202D	4				2			
EA-4203D				2				1
EA-4203C				1			3	
EA-4203B	3				4			2
EA-4203A			1			5		
EA-4202E			4				1	
EA-4202D		3				2		
EA-4202C			3				2	
EA-4202B			2			4		
EA-4202A EA-4202B EA-4202C	2			4			4	
ANO	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022

Fonte: Elaboração própria.

O calendário não é rígido, sendo ajustado caso surja alguma necessidade especial, ou se atingir o prazo planejado de limpeza sem apresentar variação na temperatura significativa. Ajustes na frequência são necessários para permitir a gestão adequada dos recursos. A preferência é para manutenção em períodos de baixa carga programada por causas como redução de consumo de clientes, ou em meses de inverno, quando a temperatura da água de resfriamento é menor, melhorando a troca nos demais equipamentos da bateria. Após a observação do resultado das primeiras limpezas com a frequência recomendada é importante realizar análise crítica dos resultados, propondo melhorias caso necessárias.

Com a implementação do planejamento de limpeza dos trocadores buscase atingir uma menor temperatura média de sucção dos estágios do
compressor. Considerando uma redução de 1 °C na média da temperatura de
sucção do 2º, 3º, 4º e 5º estágios de compressão, estima-se uma economia por
volta de R\$65.000,00 por mês, ao reduzir o consumo de vapor na turbina,
conforme tendência dos gráficos da potência em função da temperatura.
Abatendo-se o custo de manutenção, o ganho anual projetado em função da
redução da temperatura média em 1 °C é de aproximadamente R\$600.000,00.
Para estimar este ganho, calculou-se a soma do aumento de potência com a
elevação de um grau Celsius de temperatura do processo; com esta soma,
divide-se pela diferença de entalpia do vapor na entrada e saída da turbina,
encontrando-se a vazão de vapor consumida. Conhecendo-se o custo
associado ao vapor e o aumento de vazão, bem como o custo de limpeza para
manter a temperatura mais baixa (em função da frequência de intervenção),
obtém-se o montante acima relatado.

O cronograma de limpezas elaborado a partir das premissas de custo e confiabilidade colaborará no planejamento anual de recursos de manutenção para os anos subsequentes. Como visto, o resultado encontrado deve ser uma referência, de modo que é fundamental seguir com a análise periódica dos dados de processo, ratificando o aumento de temperatura em conjunto com a queda no coeficiente global de troca térmica, para então confirmar a expectativa de necessidade de limpeza. Uma vez que a correlação do aumento da potência com o aumento da temperatura é linear, ao observar uma

temperatura superior aos valores típicos de operação com trocadores limpos (saída da corrente de processo acima de 36,5°C), e avaliando se há efeitos de sazonalidade, sugere-se planejar a limpeza de um trocador da bateria, observando a ordem do calendário elaborado.

5.4. Avaliação do impacto da pressão da eficiência energética da área de compressão

A elevação da pressão é o objetivo final da área, o que significa a elevação da entalpia do gás. Como visto anteriormente, a potência demandada do compressor é calculada a partir da diferença de entalpia específica entre a sucção e descarga, multiplicada pela vazão mássica de gás e dividida pela eficiência da máquina. Neste ponto é identificada qual a pressão de sucção do compressor que leva à maximização do lucro da empresa.

Como dito anteriormente, a análise do impacto da variação da pressão de sucção do compressor de gás de carga é composta de duas etapas: a primeira é a variação do rendimento da pirólise nos diversos produtos; e a segunda é o incremento na potência demandada no primeiro estágio do compressor ao mudar a taxa de compressão.

Uma planta petroquímica e o desempenho de seus diversos indicadores são funções de inúmeras variáveis, muitas das quais não são controladas. Desta forma, um momento é diferente do imediatamente seguinte e para viabilizar a análise de um parâmetro isolado, como a pressão de sucção, foi adotado como metodologia o uso das simulações.

Para realizar a análise do impacto da variação da pressão no rendimento dos fornos de pirólise foi utilizado o SPYRO[®], simulador validado pela literatura, como visto no capítulo 3, e com uso abrangente na unidade sob estudo, apresentando resultados coerentes com os dados reais. Foram mantidas constantes a vazão de carga, sendo esta a média do forno, temperatura de saída da fornalha (COT) e a razão de vapor de diluição e hidrocarboneto (DS/HC) proporcional à carga, além das características geométricas das serpentinas. Para completar a entrada de dados falta a composição da nafta e a COP.

A característica da nafta processada vem mudando ao longo dos anos, e a depender das condições de preço e disponibilidade as variações podem se afastar significativamente da condição de projeto da planta. Como um dos objetivos do trabalho é definir a configuração mais rentável de operação, é fundamental analisar a sensibilidade da variável resposta com a composição da nafta, adequando o resultado encontrado à realidade atual. Para tal, foram feitas simulações com naftas comuns à planta, apresentando três composições diferentes. A Tabela 6 mostra a caracterização quanto à família dos componentes das naftas estudadas.

Tabela 6. Caracterização das naftas analisadas.

PARÂMETRO	NAFTA 1	NAFTA 2	NAFTA 3	
Parafinas (%)	40,23	35,97	37,35	
Isoparafinas (%)	30,29	35,00	43,29	
Olefinas (%)	2,27	1,26	1,51	
Naftênicos (%)	19,86	19,50	13,54	
Aromáticos (%)	7,36	8,27	4,30	
Ponto final de	162,0	168,1	140,8	
destilação (°C)				

Fonte: Elaboração própria.

Uma vez completa a entrada de dados (a Figura 25 em anexo exemplifica a entrada de dados utilizada), a pirólise foi simulada para cada uma das três naftas variando a COP 0,01kgf/cm² na faixa 1,90 a 1,99kgf/cm²a, valores equivalentes a 0,48 e 0,57kgf/cm² respectivamente, na sucção do compressor, ponto em que é realizado o controle. Obteve-se assim a composição dos produtos da reação nos diferentes casos (pode-se verificar um exemplo da composição resultante da simulação na Figura 26), permitindo a comparação entre eles. É verificada queda na produção de eteno e propeno com o aumento de pressão, como esperado pela teoria cinética da reação, porém para avaliar a magnitude deste impacto, comparada ao aumento do consumo de vapor, é necessário colocar as diferenças na mesma base, a monetária.

Para calcular a diferença de rentabilidade, é preciso multiplicar a quantidade produzida de cada produto por seu preço, sendo que o preço do metano e do hidrogênio são dados em função do gás natural, corrigindo para o

poder calorífico equivalente de cada um. Neste ponto se encontra uma questão crítica, a variação de preços. Ao realizar o levantamento de dados, observou-se que o preço de alguns produtos pode variar mais de 30% entre dois meses consecutivos. Assim, se mostrou importante a avaliação mensal do ponto ótimo, período no qual há variação de preços. Adiante serão comparados casos que validam esta necessidade. As variações de mercado alteram significativamente os resultados, pois a avaliação proposta consiste em um trade off entre preços e custos. Oscilações cambiais, mudanças no custo de matérias-primas, e demanda de produtos, entre outras tantas variáveis, envolvem questões de política global, por vezes imprevisíveis a longo prazo.

A Figura 22 apresenta a correlação da receita normalizada gerada com os produtos no mês de junho de 2015, sendo as três naftas de composições diferentes, como visto na Tabela 6. Para os demais meses há diferença nos valores encontrados, porém o comportamento linear é mantido. A comparação dos resultados com diferentes naftas foi feita fixando os preços de três meses com diferentes perfis de valores. Calculou-se então a diferença percentual entre o lucro que seria obtido com cada uma das cargas. A resposta encontrada foi uma variação abaixo de 1% para todas as combinações em todos os meses avaliados. Deste modo, pode-se afirmar que as conclusões das análises que serão realizadas a seguir para um determinado perfil de composição de nafta podem ser extrapoladas para os demais perfis, dentro da faixa de características estudada, assumindo-se que as diferenças podem estar dentro da margem de 1%.

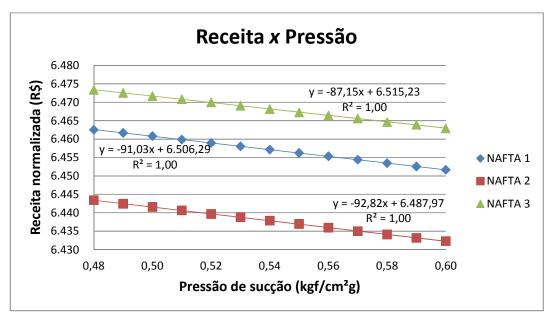


Figura 22. Impacto da pressão de sucção no comportamento da receita para diferentes naftas. Fonte: Elaboração própria.

A nafta 1 apresenta características medianas dentre as cargas processadas na planta e será adotada como a referência para os próximos passos. Desta forma, o modelo local da receita (normalizada) em função da pressão de sucção do compressor é dado pela equação (30):

Receita normalizada =
$$-91,03x$$
(Pressão de sucção) + 6506,29 (30)

Após o cálculo da sensibilidade do rendimento da pirólise à variação da pressão de sucção, foi avaliado o impacto desta no custo energético da compressão. Para tal, tomando como base a composição obtida com a pirólise da nafta 1, será calculada a potência do primeiro estágio de compressão para cada valor de pressão de sucção, variando 0,01kgf/cm² entre 0,48kgf/cm²g e 0,57kgf/cm²g.

Partindo da equação da potência desenvolvida anteriormente (equação 19), verifica-se que para o cálculo do trabalho de compressão devem ser conhecidas as pressões de sucção e descarga, o volume inicial, a constante k (razão entre o C_P e o C_V) e a eficiência do processo. A pressão de descarga é medida e a de sucção é medida e manipulada. O volume e k dependem da composição, de forma que o primeiro é calculado a partir da equação de estado

que representa a mistura, uma vez que é medida a temperatura nesta condição. Já k é obtido por meio de dados termodinâmicos.

O simulador Aspen Plus V8.4 apresenta um vasto banco de dados de substâncias, viabilizando o cálculo das variáveis acima mencionadas para o gás de carga, que é formado pela mistura de vários componentes. Desta forma, conhecida a metodologia e as equações utilizadas pelo programa para encontrar os dados de saída do processo de compressão, foi montado o sistema contemplando cada estágio como um compressor independente, os trocadores interestágio e os vasos de *knock-out*, além das correntes de entrada.

São variáveis conhecidas a composição e vazão de entrada no primeiro estágio de compressão, da corrente de eteno que entra no terceiro estágio e da corrente de retorno da retificadora de condensado que entra na sucção do quarto estágio. São medidas ainda as temperaturas e pressões na descarga de cada estágio e após os trocadores. Com estas variáveis é possível calcular a eficiência de cada um dos estágios, conforme visto no capítulo anterior.

Com o objetivo de validar a simulação, calculou-se a eficiência dos diferentes estágios e comparou-se com a temperatura de saída obtida pela simulação. Realizados pequenos ajustes na eficiência a simulação mostrou-se compatível com os dados reais, podendo ser utilizada nas análises que se seguem. A validação da simulação pode ser verificada no início do presente capítulo.

A comparação do custo energético com as receitas em maior rendimento de produtos mais nobres depende do cálculo da potência do primeiro estágio de compressão em função da pressão. Sabe-se que ao elevar a pressão de sucção, a condição da área de separação primária, que ocorre entre o efluente dos fornos de pirólise e o compressor, também muda, variando a vazão de carga e consequentemente a potência do compressor. Porém, a referida seção apresenta diversas incertezas e modelos pouco representativos e, de forma conservadora, é considerada a vazão fixa ao elevar a pressão de sucção, não calculando a redução da potência incremental em função deste fator. Assim, definida a composição e vazão de entrada, de maneira similar à avaliação da

sensibilidade do rendimento com a pressão de sucção, foi realizado o estudo de sensibilidade da potência demandada do primeiro estágio com tal pressão.

As receitas arrecadadas com a variação do rendimento dos diversos produtos precisam ser comparadas com os custos de compressão, logo, a variação de potência encontrada deve ser transformada em unidades monetárias.

A energia cedida ao gás de carga ao comprimi-lo vem da expansão do vapor de 120 para 15kgf/cm²g. Para calcular a vazão de vapor necessária para realizar o trabalho acima mencionado deve-se dividir a potência de compressão calculada pela diferença de entalpia na admissão e no exausto da turbina, como visto no capítulo 4. Calculada a entalpia do vapor, divide-se a potência por esta, encontrando a vazão total admitida na turbina. Ao longo dos anos de operação a turbina apresenta pequena queda na eficiência, porém em magnitude significativamente menor que o compressor. Devido às incertezas no cálculo desta eficiência mecânica da turbina, adota-se também neste ponto uma posição conservadora (já que minimiza os ganhos aqui propostos): não são consideradas as ineficiências da turbina, ou seja, é aplicada apenas a eficiência do compressor, de modo que o consumo real é ainda maior que o aqui estimado, pois há perdas relacionadas à turbina não contabilizadas.

Encontrada a vazão de vapor, para obter o custo operacional correspondente a cada pressão de sucção, multiplica-se esta vazão pelo valor do V-120 e de 18% do V-15. Apenas 18% do V-15 são considerados, devido às questões de configuração do sistema de vapor, já discutidas anteriormente: somente 18% da energia do vapor de 15kgf/cm² são aproveitados na turbina condensante da planta para gerar energia elétrica.

A análise mensal já se mostrou importante, diante do número de variáveis que mudam neste período. Para simplificar esta tarefa, foi elaborada uma planilha (a entrada de dados do pode ser vista na Figura 27) na qual são colocados os dados de preço dos produtos e do vapor, bem como a entalpia média do referido mês. Com estes dados são então calculados os ganhos em vendas e os custos de operação. É possível então comparar as opções.

Os resultados de dois casos de meses diferentes serão agora apresentados. A comparação de valores de meses com diferentes preços dos

produtos e diferentes custos do vapor permite compreender que tais fatores irão determinar o melhor nível de pressão de sucção do compressor para maximizar os lucros da empresa.

O comportamento da receita em função da pressão de sucção é linear, de modo que um incremento constante na pressão de sucção resulta num mesmo aumento no lucro. Desta forma define-se que a comparação entre resultados será realizada entre dois pontos de operação: pressão de sucção alta ou baixa. Para o nível de pressão mais alta foi adotado o valor de 0,57kgf/cm², pois há registro histórico de operação contínua neste patamar, sem identificar mudança na campanha dos fornos. Já para o nível de pressão mais baixa foi definido o valor de 0,48kgf/cm², pois é o mínimo valor em que a máquina tem operado com estabilidade, para o nível de carga adotado.

Definidos os níveis de pressão e conhecendo a composição resultante da operação em cada um dos patamares, calcula-se a diferença de produção de cada uma das substâncias, multiplicando pelo valor correspondente a cada produto. Os preços utilizados são os marginais, dos quais são abatidos os custos de produção. Como o principal custo de produção é referente ao gás combustível consumido nos fornos, sendo o custo de compressão pequeno ao ser comparado com o primeiro, é uma aproximação adequada o uso do valor marginal.

Sabendo-se ainda a potência requerida pelo conjunto turbina-compressor para manutenção das pressões acima escolhidas, é possível calcular o custo do vapor. Com estas duas parcelas construiu-se a equação (30) na qual é possível avaliar qual o ganho ao elevar a pressão de sucção do compressor de 0,48 para 0,57kgf/cm²g. Na Tabela 7 calcula-se a diferença do rendimento entre o caso de baixa pressão para o de mais alta e consequentemente a diferença de massa entre eles. Multiplicando a diferença de massa pela margem de cada um dos produtos gerados encontra-se a diferença de receita. Para o hidrogênio, o metano e o GLP são considerados os preços equivalentes de gás combustível (em função do poder calorífico da substância), pois não são vendidos. Já para o etano, considera-se 75% da margem do eteno, pois o mesmo é reciclado aos fornos gerando eteno. Os hidrocarbonetos com mais de

nove carbonos por sua vez são utilizados como óleo combustível, sendo utilizado o preço deste.

Tabela 7. Tabela de resultados da simulação da pirólise para os dois níveis de COP abordados.

	Pressão de suc kgf/cn		Pressão de sucç kgf/cm		
Componente	Rendimento em percentual mássico (%)	Vazão mássica (t/h)	Rendimento em percentual mássico (%)	Vazão mássica (t/h)	Diferença de vazões (t/h)
Hidrogênio	0,9089	1,9996	0,9075	1,9964	0,0032
Metano	14,1140	31,0508	14,2830	31,4226	-0,3718
Eteno	29,6290	65,1838	29,5000	64,9000	0,3029
Etano	3,1923	7,0231	3,2632	7,1790	-0,1560
Propeno	15,4920	34,0824	15,4040	33,8888	0,2223
Propano	0,3965	0,8722	0,4021	0,8847	-0,0125
Butadieno	5,5899	12,2978	5,5166	12,1365	0,1613
Butenos	4,8322	10,6308	4,7601	10,4722	0,1851
Total C5-C9's	19,6960	43,3312	19,7300	43,4060	-0,0748
Total C10+	4,1160	9,0552	4,2328	9,3122	-0,2570

Fonte: Elaboração própria a partir da simulação em Spyro[®].

A partir das diferenças de produção entre os níveis de pressão é possível construir a equação (31), na qual multiplica-se as diferenças pelo valor associado a cada produto da pirólise como descrito anteriormente. O custo por sua vez é calculado por meio da equação (32), onde dividindo a potência pela entalpia encontra-se a vazão de vapor consumida e ao multiplicar pela diferença de custos do vapor, obtém-se o custo.

```
DIFERENÇA DE RECEITA = (0,0032 \ x \text{ Preço eq H}_2) + + (-0,3718 \ x \text{ Preço eq CH}_4) + (0,3029 \ x \text{ Margem C}_2\text{H}_4) + + (-0,1560 \ x \ 0,75 \ x \text{ Margem C}_2\text{H}_4) + + (0,2223 \ x \text{ Margem C}_3\text{H}_6) + + (-0,0125 \ x \text{ Preço eq GLP}) + (0,1613 \ x \text{ Margem C}_4\text{H}_6) + + (0,1851 \ x \text{ Margem C}_4) + + (-0,0748 \ x \text{ Margem Ponderada C}_5 \ a \ C_9) + + (-0,2570 \ x \text{ Preço Óleo combustível}) 
(31)
```

A subtração da diferença de receita pela diferença de custo em cada nível de pressão permite comparação tal que se verifica a melhor condição operacional no mês, ou seja, resulta na função de máximo lucro da unidade para a pressão de sucção (que interfere na potência demandada).

CASO 1 - Novembro de 2014

Em novembro de 2014 o câmbio do dólar adotado para o mês foi de R\$2,55, valor que nos meses subsequentes sofreu grande elevação. Com este câmbio e a economia mundial em situação mais branda que a de março de 2015, as margens dos principais produtos estavam boas. Seguindo o método de cálculo descrito, foram obtidas as diferenças entre o custo e o lucro de operar nos níveis baixo e alto de pressão de sucção. Os resultados normalizados podem ser vistos na Figura 23.

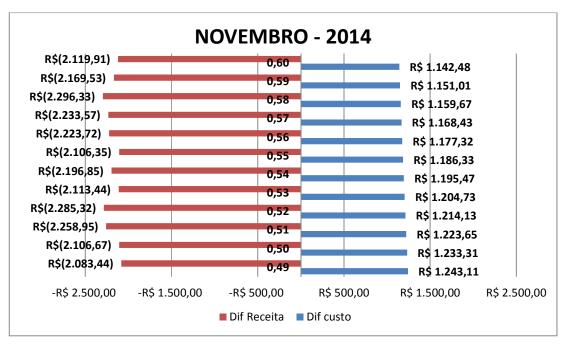


Figura 23. Resultado financeiro normalizado para novembro de 2014. Fonte: Elaboração própria.

Para o referido mês, operar com uma pressão de sucção mais alta leva a prejuízo financeiro devido à diferença de receitas e de custos, ou seja, a composição dos produtos da pirólise a uma pressão maior gera um lucro inferior àquele obtido com a produção a uma pressão menor. Além disto, do ponto de vista da maximização da campanha dos fornos, há uma tendência a uma maior formação de coque. Assim, para o mês de novembro de 2014 a recomendação seria de operar a uma menor pressão de sucção do compressor de gás de carga.

CASO 2 – Janeiro de 2015

Em janeiro de 2015 o cenário global se mostrou diferente do anteriormente descrito. Para a petroquímica, houve uma brusca mudança nos preços dos produtos, principalmente devido à queda do preço do barril de petróleo. A variação ocorrida neste período é um marco histórico e gerou oscilações em todo mundo. Deste modo, ao avaliar os custos e as receitas nos dois níveis de pressão de sucção propostos, para o referido mês, observa-se o resultado da Figura 24.

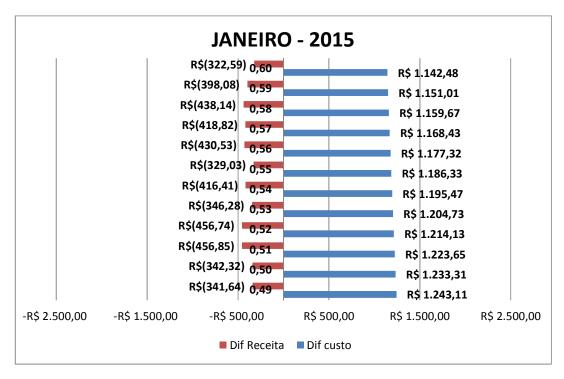


Figura 24. Resultado financeiro normalizado para janeiro de 2015. Fonte: Elaboração própria.

Para garantir a competitividade, ganhos de 0,1% se mostram importantes, principalmente em plantas de grande dimensão, onde tais incrementos representam valores relevantes de orçamento.

Apesar de reais, os ganhos são incrementais na planta, seja no aumento da produção de produtos de interesse, seja na redução do consumo de vapor. Assim, é difícil computar os ganhos a partir de dados reais. Deste modo, realizando cálculo similar ao realizado nos estudos de caso acima para os meses de outubro de 2014 a março de 2015 (período de seis meses), verificase que a média de diferença de lucro entre as opções de operar com a pressão de 0,48 ou 0,57kgf/cm², neste período é de cerca de 130.000 reais. Sendo a média mensal de ganhos pela escolha da condição operacional de máximo lucro de R\$130.000,00, anualizando obtém-se a cifra significativa de R\$1.560.000,00.

6. Capítulo 6 – Conclusões e sugestões

O presente trabalho desenvolveu e aplicou com sucesso um método de análise técnica para o processo de compressão do gás de carga em uma unidade de produção de eteno. A resposta do sistema à variação dos parâmetros foi investigada, levantando-se as possíveis causas de tais oscilações. Com isto, as seguintes conclusões puderam ser observadas:

- 1. A temperatura de compressão mostrou-se uma variável importante para o desempenho energético do sistema. A análise do efeito da operação em diferentes temperaturas permite observar que a magnitude muda a depender do estágio, de forma que a potência, e consequentemente o custo operacional, são mais impactados pela temperatura da sucção do segundo e terceiro estágios, devendo ser prioritária a limpeza dos respectivos trocadores.
- 2. Observa-se, por meio da curva do aumento da temperatura ao longo do tempo, pequena diferença entre os estágios, indicando apenas para os EA-4202 que o aumento da temperatura é pouco mais lento, uma vez que a área total de troca térmica é maior para este grupo.
- 3. A redução na temperatura de sucção média, considerando todos os estágios, revelou-se uma estratégia interessante. O estabelecimento da campanha para limpeza permite um gerenciamento do parâmetro e dos recursos de forma a minimizar o custo operacional global. Estima-se, a partir de um cálculo conservador, que ganhos superiores a meio milhão de reais por ano são alcançados com a redução de 1℃ na média das temperaturas.
- 4. A análise do comportamento do sistema com a pressão de sucção, contrariando o senso comum pré-existente, evidenciou que este parâmetro pode apresentar diferentes pontos ótimos, não devendo ser sempre o mínimo possível. Isto se deve a uma conjuntura particular do

cenário brasileiro, onde os preços dos combustíveis são regulados pelo governo, não se comportando como os preços dos produtos como eteno e propeno. Uma vez que o rendimento nos produtos de interesse aumenta com a redução da pressão de sucção, o preço dos combustíveis é portanto, variável chave para esta análise. Ao observar a função objetivo do máximo lucro identifica-se que além da pressão, há outros dados variáveis: as margens de cada um dos produtos da unidade de produção de olefinas, por isto a comparação de meses diferentes se tornou rica na análise. Concluiu-se que com as flutuações atuais de preços, é importante o estudo a cada mês, o qual com a utilização do algoritmo desenvolvido em Excel® é uma atividade simples, demandando apenas entrar com dados de margem dos diferentes produtos e o custo do vapor no período em análise. O custo do vapor deve ser atualizado em períodos curtos, pois a configuração do sistema de vapor, com seus excessos e aproveitamentos, é frequentemente atualizada.

5. A definição da pressão de sucção ideal mensal, de acordo com a função acima mencionada, pode levar a ganhos de cerca de 1,8 milhão de reais. Ou seja, trabalhar a pressão dentro de uma faixa em que não há histórico de formar coque de maneira mais acelerada nos fornos é atrativo do ponto de vista financeiro.

O estudo desenvolvido possibilitou a compreensão das respostas dos sistemas a diferentes parâmetros da unidade de produção de eteno. Alguns aspectos relacionados ao desempenho energético da área não foram escopo do presente trabalho, além de haver oportunidades para tornar os cálculos menos conservadores, se caracterizando como sugestões para trabalhos futuros:

 Realizar replicação do estudo para outros trocadores de calor que hoje não apresentam campanha definida, calculando para estes o tempo tal que se torna financeiramente atrativa a manutenção para limpeza;

- Abrangência do trabalho realizado para as demais unidades produtoras de eteno, atentando para as diversas particularidades de cada planta;
- Atualização da estimativa de custo energético ao longo do tempo, contemplando o declínio esperado da eficiência do compressor e da turbina, em vez de utilizar valores médios;
- 4. Avaliar a sensibilidade da pirólise à pressão de saída de fornos cuja matéria-prima é gasosa (etano e propano).
- 5. Recomenda-se ainda aprofundar os estudos a respeito do otimizador em tempo real, disponível para as unidades de olefinas, e uma vez adequados os modelos à realidade da planta, habilitar o controlador da pressão de sucção em função do resultado da maximização do lucro na unidade em questão.

Referências bibliográficas

ABIQUIM, Associação Brasileira da Indústria Química, Pacto Nacional da Indústria Química, São Paulo, Brasil, 2010. Disponível em: http://www.abiquim.org.br/pacto/Pacto_Nacional_Abiquim.pdf>. Acesso em: 11 de abril de 2015.

ABIQUIM, Associação Brasileira da Indústria Química, O Desempenho da Indústria Química Brasileira, 2015. Disponível em: http://www.abiquim.org.br/pdf/livreto-de-dados-2015-paginas.pdf. Acesso em: 25 de março de 2015.

ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Boletim anual de preços 2015 - Preços do petróleo, gás natural e combustíveis no mercado nacional e internacional. Disponível em: http://www.anp.gov.br/?pg=77485&m=&t1=&t2=&t3=&t4=&ar=&ps=&1457703375132. Acesso em: 02 de março de 2016.

ASSIS, B.C.G.; LEMOS, J. C.; QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. L. P.; LIPORACE, F. S.; OLIVEIRA S. G.; COSTA, A. L.H. Optimal Allocation of Cleanings in Heat Exchanger Networks. Applied Thermal Engineering, v. 58, p. 605-614, 2013.

BENINCA, M. Integração Energética de uma Planta de Eteno com Aspectos de Flexibilidade: Aplicação da Análise Pinch em Conjunto com a Otimização Matemática. 2008. 113f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

BRASKEM S.A. Relatório interno. Industrial de Energia e Serviços Essenciais, 2015.

COFIC, Comitê de Fomento Industrial de Camaçari, WORKSHOP III - Matérias-primas/Matriz Energética, Salvador, Brasil, 2008. Disponível em: http://www.coficpolo.com.br/Polo30anos/workshop%20GT-III%20Quimica,%20Petroquimica%20e%20Fertilizante%20(02).ppt> Acesso em: 09 de dezembro de 2015.

DENTE, M.; RANZI, E.; BOZZANO, G.; PIERUCCI, S.; KLEINENDORST, F.; GOETHEM, M.. Pyrolysis of naphtha feedstoks: automatic generation of detailed kinetics and lumping precedures. In: 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering Escape-20. Itália, 2010.

DEPECON, Departamento de Pesquisas e Estudos Econômicos. Panorama da Indústria de transformação Brasileira. 7ª edição. 2015. Disponível em: http://www.fiesp.com.br/indices-pesquisas-e-publicacoes/panorama-da-industria-de-transformacao-brasileira/. Acesso em: 12 de março de 2015.

FIRJAN, Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro. Quanto custa o gás natural para a Indústria no Brasil? 2011. Disponível em: http://www.firjan.com.br/lumis/portal/file/fileDownload.jsp?fileId=2C908A8F4EB C426A014EC144CB142B50&inline=1. >. Acesso em: 12 de março de 2015.

FRYER, P.J.; ASTERIADOU, K. A Prototype Cleaning Map: A Classification of Industrial Cleaning Processes. Trends in Food Science and Technology, v. 20, p. 255-262, 2009.

GARCIA, R. F. Improving Heat Exchanger Supervision using Neural Networks and Rule Based Techniques. Expert Systems With Applications, v. 39, p. 3012-3021, 2012.

GEORGIADIS M. C.; PAPAGEORGIOU, L. G. Optimal Energy and Cleaning Management in Heat Exchanger Networks Under Fouling. Trans IChemE, v. 78, part A, 2000.

GHASHGHAEE, M.; KARIMZADEH, R. Multivariable Optimization of Thermal Cracking Severity. Chemical Engineering Research and Design, v. 89, p. 1067–1077, 2011.

GOETHEM, M.W.M; KLEINENDORST, F.I.; LEEUWEN, C.; VELZEN, N. Equation Based SPYRO® Model and solver for the simulation of the Steam Cracking Process. Computers and Chemical Engineering. v. 25. P. 905-911. 2001.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. Fundamentos de Transferência de Calor e Massa. 6ª ed. LTC, 2008.

ISHIYAMA, E. M.; PATERSON, W. R.; WILSON, D. I. Optimum Cleaning Cycles for Heat Transfer Equipment Undergoing Fouling and Ageing. Chemical Engineering Science, v. 66, p. 604–612, 2011.

KUMAR, P.; KUNZRU, D. Modeling of Naphtha Pyrolysis. Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development, v. 24, p. 774-782, 1985.

LAVAJA, J. H.; BAGAJEWICZ, M. J. On a New MILP Model for the Planning of Heat-Exchanger Network Cleaning. Part II: Throughput Loss Considerations. Industrial and Engineering Chemistry Research, v. 44, p. 8046-8056, 2005.

LEITE, L.F. Olefinas Leves: Tecnologia, Mercado e Aspectos Econômicos. 1ª ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2013.

LOJEK, R. J.; WHITEHEAD, B. D. Integrated Advanced Control and Online Optimization in Olefins Plant. Computers and Chemical Engineering, v. 13, p. 1291-1297, 1989.

MADI, M. Otimização do Período de Limpeza de Trocadores de Calor Utilizados no Refino de Petróleo. 2005. 102f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica e de Materiais) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba.

MOHANTY, D. K.; SINGRU, P. M. Use of C-factor for monitoring of fouling on a shell and tube heat exchanger. Energy, v. 36, p. 2899-2904, 2011.

NATH, R; ALZEIN, Z. On-line Dynamic Optimization of Olefins Plants. Computers and Chemical Engineering, v. 24, p. 533-538, 2000.

POGIATZIS, T. A.; WILSON, D. I.; VASSILIADIS, V. S. Scheduling the cleaning actions for a fouled heat exchanger subject to ageing: MINLP formulation. Computers and Chemical Engineering, v. 39, p. 179-185, 2012.

RIJCKAERT, M. J.; MARTENS, X. M.; DESARNAUTS, J. Ethylene plant optimization by geometric programming. Computers and Chemical Engineering, v. 2, p. 93-97, 1978.

SMAÏLI, F.; VASSILIADIS, V. S.; WILSON, D.I. Mitigation of Fouling in Refinery Heat Exchanger Networks by Optimal Management of Cleaning. Energy & Fuels, v. 15, p. 1038-1056, 2001.

ZIMMERMANN, H.; WALZL, R. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. 7ª ed. Weinheim Wiley-VCH, 2012.

VAN NESS, H.C.; SMITH, J.M.; ABBOTT, M.M. Introdução à termodinâmica da engenharia química. 7ª ed. LTC, 2007.

VIANA, A. C. C.. Otimização de fornos de pirólise. 148f. 2005. Dissertação de mestrado, Universidade Federal da Bahia – Programa de Pós-graduação em Engenharia Química.

XIAO, F.; DU, J.; LIU, L.; LUAN, G.; YAO, P. Simultaneous Optimization of Synthesis and Scheduling of Cleaning in Flexible Heat Exchanger Networks. Chinese Journal of Chemical Engineering, v. 18, p. 402-411, 2010.

WORKSHOP III - Matérias-primas/Matriz Energética, 2008. Salvador. Anais. Salvador: Comitê de Fomento Industrial de Camaçari, 2008. Disponível em: http://www.coficpolo.com.br/Polo30anos/MATERIAS_PRIMAS_MATRIZ_ENERGERTICA.html. Acesso em: 11de agosto de 2015.

http://www.timera-energy.com/commodity-prices/global-gas-price-differentials/ Acesso em 18.08.2014 às 19:00h.

http://www.toyo-eng.co.jp/en/product_line/petrochemistry/ethylene/ Acesso em 20.08.2014 às 21:30h.

http://www.pbs.org/frontlineworld/stories/colombia/oilb.html Acesso em 20.08.2014 às 22:00h.

ANEXO

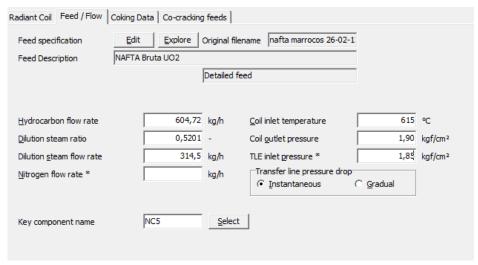


Figura 25. Entrada de dados para a simulação da pirólise, retirada do Spyro®. Fonte: Imagem da simulação em Spyro®.

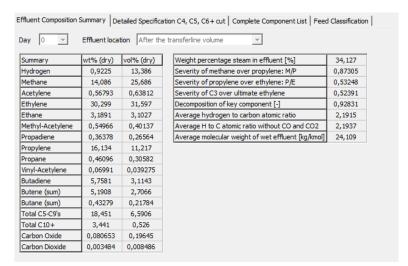


Figura 26. Composição do produto da pirólise Fonte: Imagem da simulação em Spyro[®].

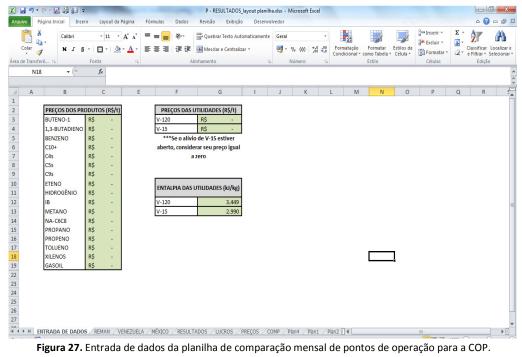


Figura 27. Entrada de dados da planilha de comparação mensal de pontos de operação para a COP. Fonte: Imagem da planilha em Excel®.