Universidade Federal do Rio Grande
Escola de Química e Alimentos

OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA DE FRACIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL

Luane Martins dos Santos

2016

OTIMIZAÇÃO DO SISTEMA DE FRACIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL

Luane Martins dos Santos

Projeto de conclusão de curso apresentado à Universidade Federal do Rio Grande, como parte dos requisitos necessários à graduação em Engenharia Agroindustrial Agroquímica.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Escobar Aragão
Co-orientador: Prof. Dr. Edson Cordeiro do Valle

Santo Antônio da Patrulha
Dezembro de 2016

RESUMO

Com o aumento da competitividade no mercado nos últimos anos, a busca por alternativas que permitam a redução dos custos de produção tem sido constante. Este fato, aliado aos custos crescentes da energia e a preocupação cada vez maior com o impacto ambiental dos processos, traduz um dos maiores desafios da indústria. Neste contexto, deseja–se com esse trabalho investigar o processamento de gás natural de uma unidade industrial com o objetivo de aumentar a lucratividade. Inicialmente foram simuladas as condições operacionais da mesma utilizando um simulador de processos petroquímicos e verificou-se que o melhor modelo termodinâmico foi Peng-Robson para a validação com os dados reais da planta industrial. Posteriormente, foi realizada uma análise de sensibilidade nas variáveis de processo mais importantes, visando avaliar o impacto das mesmas na lucratividade do processo. A temperatura do primeiro vaso flash e a carga termica do refervedor, se mostraram as variáveis que mais influenciaram na lucratividade. Finalmente, a partir da análise de sensibilidade, utilizando a funcionalidade de otimização, já integrada ao simulador, foram determinados os valores das variáveis de decisão (variáveis livres) que permitiram garantir as especificações e identificar um aumento de 48% do lucro da unidade.

Palavra chave: UPGN, Gás Natural, Lucratividade de Processo, Simulação.

ABSTRACT

With the increasing competition in global market over the last years, the search for opportunities to reduce the production costs has been constant. This fact associated to the higher energy costs and the concern about the processes environmental impact, represents one of the greatest challenges in the industry. In this context, the aim of this work is to investigate the natural gas processing unit in order to increase its profitability. It was initially simulated the operating conditions of the unit, using a process simulator of petrochemical processes. It was verified that the best thermodynamic model was Peng-Robson for the validation with the process data of the industrial plant. In the next step, a sensitivity analysis was performed on the most important process variables, in order to evaluate their impact on process profitability. The temperature of the first flash vessel and the reboiler heat dutty were the variables that most influenced profitability. Finally, from the sensitivity analysis, using optmization tool already integrated with the simulation software, an optimization was carried out. The values of the decision variables (free variables) were determined by optimization, which allowed to guarantee the specifications and to increase the process profitability of 48%.

Keywords: Natural gas, Process Profitability, Simulation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Matriz energética brasileira de 2015 com o ano base 2014 14

Figura 2- Origem e extração do gás. 17

Figura 3 - Etapas de uma unidade de processamento de gás natural 18

Figura 4-Representação de um destilador flash. 19

Figura 5 - Representação de uma coluna de destilação. 20

Figura 6 - Fluxos em um estágio de equilíbrio. 24

Figura 7 - Fluxograma da unidade de processamento de gás natural II. 30

Figura 8 -Modelo para simulação de um UPGN diponivel no iiSE. 33

Figura 9- Sistemática para a solução de um problema de otimização. 36

Figura 10 – Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24002. 40

Figura 11- Receita do Gás Residual e do GLP variando a temperatura do vaso flash V-24002. 41

Figura 12 - Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24003. 41

Figura 13 - Receita e Custo da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24003. 42

Figura 14 - Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24004. 43

Figura 15 - Potência do trocador e custo da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24004. 43

Figura 16 - Porcentagem da lucratividade da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24005. 44

Figura 17- Porcentagem da lucratividade da UPGN variando a Carga térmica no refervedor da T-24001. 45

Figura 18 - Receita do gás residual e GLP variando a Carga térmica no refervedor da T-24001. 45

Figura 19 - Variação da lucratividade com a Carga termica do refervedor da T-24002. 46

Figura 20- Variação da Vazão dos produtos C5+ e GLP com a Carga térmica no refervedor da T-24002. 46

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composições típicas do gás natural no Brasil distribuída por Estados. 16
Tabela 2 - Preço dos produtos especificados pela UPGN e o custo da energia elétrica. 36
Tabela 3- Comparação da vazão de saída do gás residual e GLP utilizando as equações de estado Peng-Robinson (PR) e Soave-Redlich-Kwong (SRK). 38
Tabela 4 - Limites das variáveis para analise de sensibilidade 39
Tabela 5- Efeito da variação (diminuição) das variáveis inerentes aos equipamentos sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo. 47
Tabela 6 - Comparação das variáveis de processos, produtos gerados na UPGN e lucro. 48

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível
C	Compressores
D	Produto de Topo da Coluna de Destilação
GA	Gasolina Natural
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GR	Gás Residual
LGN	Gás Natural Liquefeito
MME	Ministério de Minas e Energia
P”	Trocadores de Calor
TD	Torre de Destilação
TE	Turbo Expansor
UPGN	Unidade de Processamento de Gás Natural
VS	Vaso de Pressão
W	Produto de Fundo da Coluna de Destilação

LISTA DE SÍMBOLOS

α_{ij}	Volatilidade Relativa
γ_i	Coeficiente de Atividade
$\emptyset_i$	Fugacidade
CE	Custo Elétrico [R$/kWh]
COP	Custo Operacional dos Equipamentos [R$]
E	Subconjunto das variáveis com valores mantidos fixos
F’	Vazão disponível no fim do processo [kg]
F	Vazão de Alimentação [kg]
G	Grau de liberdade
h_f	Entalpia da Alimentação [kJ/kg]
h_l	Entalpia da Fase Líquida [kJ/kg]
h_v	Entalpia da Fase Vapor [kJ/kg]
i	Composição da Componente
j	Estágio de Equilíbrio
K	Constante K
L	Vazão de líquido [kg]
N	Número de Equações Independentes
N’	Número de Componentes Presentes no Sistema
N_m	Número de Graus de Liberdade para Controle
N_o	Número de Variáveis que não afetam a função objetivo
N_{opt}	Número de Graus de Liberdade de Otimização
P’	Preço dos produtos [R$]
P	Pressão do Sistema [kPa]
P^{sat}	Pressão de Saturação [kPa]
Q	Fluxo de Calor [kJ/h]
T	Temperatura [K]
UAC	Potência Requerida Pelos Aquecedores [kW]
V’	Variáveis que estão nas equações do modelo
V	Vazão de vapor [kg]
VC^{+5}	Receita de Vendas de Produtos com mais de C^{+5}[R$/h]
VGLP	Receita de Vendas de GLP [R$/h]

VGR	Receita de Vendas de Gás Residual [R$/h]
x	Fração Molar da Fase Líquida
y	Fração Molar da Fase Vapor
z	Composição global do sistema

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 12

2. OBJETIVOS 13

2.1 Objetivo Geral: 13

2.2 Objetivo Específicos: 13

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 14

3.1 Evolução histórica, mercado e futuro do Gás Natural do Brasil 14

3.2 Aplicações do Gás Natural 15

3.3 Composição do Gás Natural 16

3.4 Unidade de processamento de gás natural 17

3.5 Processos de separação 18

3.5.1 Destilação flash 19

3.5.2 Destilação fracionada 19

3.5.3 Cálculo de processo de separação 21

3.5.3.1 Equilíbrio de fases 21

3.5.3.2 Restrição das frações molares 23

3.5.3.3 Modelagem de vaso flash 23

3.5.3.4 Modelagem de uma coluna de destilação 24

3.6 Modelagem e simulação 25

3.6.1 Graus de liberdade para simulação 25

3.7 Otimização 26

3.7.1 Graus de liberdade para controle e otimização 26

3.7.2 Otimização de processamento de uma unidade de gás natural 27

4. METODOLOGIA 29

4.1 Coleta de dados da planta 29

4.1.2 Descrição da unidade 29

4.1.2.1 Sistema de Resfriamento 29
4.1.2.2 Turbo Expansor (TE) 31
4.1.2.3 Sistema de Desetanização 31
4.1.2.4 Sistema de Desbutanização 31
4.1.2.5 Sistema de Despropanização 32
4.2 Modelagem e Simulação do Processo 32
4.3 Análise de Sensibilidade do Processo 34
4.4 Identificação e Quantificação dos Custos 34
4.5 Otimização 36
5 RESULTADO 37
5.1 Validação 37
5.2 Analise de Sensibilidade 39
5.2.1 Temperatura do Vaso Flash V-24002. 39
5.2.2 Temperatura do Vaso Flash V-24003 41
5.2.3 Temperatura do Vaso Flash V-24004. 42
5.2.4 Temperatura do Vaso Flash V-24005. 44
5.2.5 Carga térmica no refervedor da T-24001. 44
5.2.6 Carga térmica no refervedor da T-24002. 46
5.2.7 Análise Geral 47
5.3 Otimização da Unidade 47
6 CONCLUSÃO 50
REFERÊNCIA 51
ANEXO I 55

1. INTRODUÇÃO

O gás natural (GN) era considerado um problema a ser encontrado de forma associado ao petróleo, pois era necessário a separação desses compostos, o que acarretaria em um investimento adicional que não era compensado, já que o gás tinha um valor comercial baixo e em muitos casos seria descartado. Atualmente esse cenário vem mudando e a indústria química vem direcionando esforços para o aproveitamento de gás associado e inclusive explorando campos de produção de gás não associado (OLIVEIRA, 2008).

Em consequência a essa expansão da oferta de gás natural, a sua participação na matriz energética vem aumentando, aliado a profundas mudanças no campo da tecnologia e da preservação ambiental, o que têm contribuído para uma crescente demanda tanto industrial quanto doméstica (MME, 2015). Em resposta a essa crescente exigência para geração de energia, a indústria petrolífera vem realizando ações para aumentar a eficiência do mercado de gás natural.

Dessa forma têm-se a necessidade de um maior conhecimento sobre o GN nas áreas de sua exploração, transporte, e principalmente, seu processamento. Como o sistema de fracionamento do gás é uma etapa de grande impacto em uma Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN), é relevante seu melhor domínio para garantir principalmente, uma operação rentável. O sistema de fracionamento é constituído basicamente por destilação, consumindo grandes quantidades de energia e tendo uma influência significativa sobre os custos operacionais do processo.

Entre as recomendações para a otimização de colunas de destilação com baixos custos está a revisão de procedimentos operacionais, uma alternativa mais viável do que projetar uma nova unidade. Esta opção tem a vantagem de não necessitar a aquisição de novos equipamentos e poder ser utilizada em um processo já existente. Desta maneira, é importante o desenvolvimento de metodologias que busquem a otimização, onde um dos principais retornos é a redução de custos em função de modificações operacionais, o que leva a ganhos expressivos. Nesse trabalho será avaliada a otimização das condições operacionais de uma UPGN.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral:

Otimização das condições operacionais de uma Unidade de Processamento de Gás Natural visando maximizar a lucratividade e por influência a eficiência energética.

2.2 Objetivo Específicos:

- Validar modelos matemáticos e termodinâmicos que sejam representativos dos dados do processo através do *software* iiSE;
- Identificar as variáveis que tem maior impacto sobre a lucratividade da unidade;
- Avaliar cenários de processamento, reduzir custos operacionais e consumo de energia que sejam relevantes.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

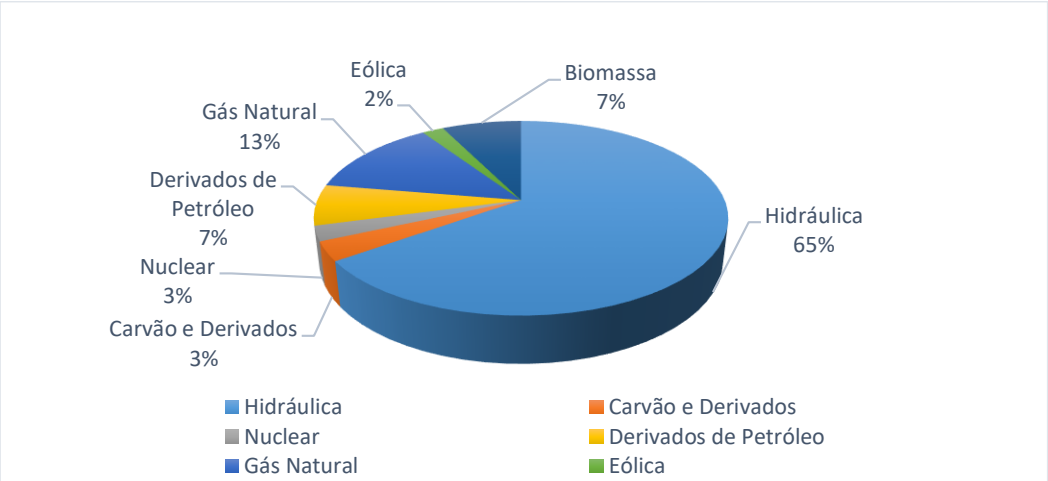
3.1 Evolução histórica, mercado e futuro do Gás Natural do Brasil

O gás natural era considerado um empecilho ao ser encontrado junto com o petróleo até a década de 70, pois exigia uma série de procedimentos de segurança que encareciam e complicavam as atividades de prospecção. No entanto, a partir dos anos 80, o consumo do gás natural entrou em expansão, e o que era um problema se transformou na fonte de energia de origem fóssil a registrar maior crescimento no mundo (ANP, 2010).

No Brasil, o desenvolvimento do mercado de gás natural pode ser dividido em duas fases. A fase anterior à inauguração do gasoduto Bolívia-Brasil (GASBOL) em 1999 e a fase pós-inauguração. A inauguração do GASBOL marcou uma mudança radical na política de gás nacional, que passou a buscar uma elevação da participação do gás na matriz energética do país.

No último balanço energético de 2015 (Figura 1) a média diária de produção do ano foi de 87,4 milhões de m³/dia e o volume de gás natural importado foi de 52,9 milhões de m³/dia. Com isto, a participação do gás natural na matriz energética nacional atingiu o patamar de 13%.(MME, 2015).

Figura 1 - Matriz energética brasileira de 2015 com o ano base 2014.



Fonte:MME, 2015.

A capacidade instalada de refino era em 2.352 mil barris por dia (bbl/dia) ao final de 2014, mostrando acréscimo de 149 mil bbl/dia em relação a 2013. Em 2014, entrou em operação a Refinaria Abreu e Lima – RNEST, em Pernambuco, com capacidade de

115 mil bbl/dia. Houve ainda expansão de 15 mil bbl/dia na Refinaria Gabriel Passos (REGAP MG), e de 19 mil bbl/dia, na Refinaria de Paulínia (REPLAN SP).

Estima-se que a expansão média anual de demanda pelo gás natural deverá ser de 5,7% até o ano de 2021, assim a projeção da matriz energética brasileira indica que a participação do gás natural será de 15,5%, nessa data. Esse crescimento se dá pelo fato de que o setor energético prevê uma projeção de expansão média anual de 4,7%, sendo o principal responsável pelo aumento da demanda do gás (MME, 2012).

3.2 Aplicações do Gás Natural

O gás natural apresenta diversas aplicações, podendo ser usado como combustível para fornecimento de calor, geração e cogeração de energia e como matéria-prima nas indústrias siderúrgica, química, petroquímica e de fertilizantes.

Durante a exploração do petróleo, o gás natural é injetado nos reservatórios naturais com o intuito de aumentar o fator de recuperação do petróleo. Já na indústria petroquímica é utilizado como combustível para geração de energia térmica em caldeiras, fornalhas e refervedores e em turbo-geradores para a geração de energia elétrica em plataformas e unidades de produção em terra (SANTOS, 2010).

O gás natural também pode ser empregado no setor de transporte como uma opção técnica e economicamente viável em substituição ao álcool e gasolina ou até mesmo do diesel. A vantagem do uso do GN consiste na redução significativa da emissão de resíduos de carbono além de suavizar os custos de manutenção e aumentar a vida útil do motor. Por ser mais econômico que outros combustíveis líquidos o seu uso gera uma considerável economia para os usuários (BASTOS, 2014).

O gás natural é mais empregado na geração de energia elétrica, através da queima desse combustível em caldeiras, motores a combustão interna ou turbinas a gás. Outra vantagem é que o gás natural pode ser usado em sistemas de cogeração de energia que é a produção sequencial de mais de uma forma útil de energia, a partir do mesmo material energético.

O gás natural vem sendo utilizado em companhias siderúrgicas como redutor, como matéria-prima em processos de transformação química, principalmente para a produção de metanol, e na indústria de fertilizantes para a produção de amônia e ureia. Por fim seu uso em residências para aquecimento de água e ambientes substitui o GLP em fogões e aquecedores domiciliares.

3.3 Composição do Gás Natural

O gás natural (GN) é uma mistura de hidrocarbonetos leves que, em condições normais de temperatura e pressão, encontra-se em estado gasoso, mas também pode ser encontrado dissolvido em óleo, nas condições originais do reservatório (VAZ, 2009).

A composição do gás natural é afetada por diversos fatores, tais como o local de origem, o tipo de matéria orgânica proveniente, os processos naturais aos quais foi submetido, o processamento em unidades industriais, dentre outros fatores. Sua composição consiste predominantemente de metano e quantidades menores de etano, propano e outros hidrocarbonetos de maior massa molecular.

Além dos hidrocarbonetos que estão presentes em um maior percentual, o gás natural também contém algumas impurezas como nitrogênio, dióxido de carbono, água, gás sulfídrico e hélio. A presença dessas impurezas é praticamente insignificante, fazendo com que o GN seja considerado uma mistura de hidrocarbonetos parafínicos. Ocasionalmente ocorre a presença de compostos cíclicos e aromáticos.

Na Tabela 1 encontra-se as porcentagens volumétricas das substâncias que compõe o gás natural de acordo com o local onde foi extraído.

Tabela 1 - Composições típicas do gás natural no Brasil distribuída por Estados.

Composição (% vol.)	Ceará / RN	Sergipe/ Alagoas	Bahia	Rio de Janeiro	São Paulo
Metano	74,53	81,32	81,14	79,69	87,88
Etano	10,4	8,94	11,15	9,98	9,27
Propano	5,43	3,26	3,06	5,9	2,86
Isobutano	2,81	1,84	1,39	2,13	1,16
Isopentano	1,3	0,74	0,72	0,77	0,27
Hexanos e mais pesados	1,4	0,42	0,3	0,44	0,07
Nitrogênio	1,39	1,51	1,43	0,8	1,16
Dióxido de carbono	2,74	1,97	0,81	0,5	0,23
Gás sulfúrico	1,5	7,5	7,6	6,7	traços

Fonte: VAZ, 2009.

O gás natural pode ser classificado segundo a sua origem como gás associado ou não-associado, isto vai depender da predominância do petróleo na exploração da jazida, de forma que quando se tem uma alta porcentagem de petróleo é denominado gás associado e é separado no processo de produção. Já o gás não-associado pode ser encontrado quando é obtido em grande quantidade diretamente do reservatório, sendo pequena a quantidade de petróleo produzida. Na Figura 2, se encontra o esquema da origem de extração do gás natural (VIEIRA, 2005).

Figura 2- Origem e extração do gás.

Fonte: VIEIRA, 2005.

Além disso, o gás pode ser denominado como gás úmido quando contém frações líquidas de hidrocarbonetos comercialmente recuperados, e de gás seco quando tem a fração líquida retida depois de processado na UPGN.

3.4 Unidade de processamento de gás natural

O processamento do gás natural consiste nas etapas de condicionamento e fracionamento do gás em compostos de maior valor agregado, esse último realizado na UPGN. O condicionamento do gás abrange as etapas de desidratação, para evitar a corrosão e a formação de hidratos nos gasodutos, e a dessulfurização, que é a remoção de composto de enxofre para também evitar a corrosão. A remoção do CO_2 é feita quando sua presença no gás é expressiva, de modo a reduzir o custo de transporte e ocorrência de processos corrosivos (SANT'ANNA,2005).

O gás natural passa em sequência por um processo de resfriamento através de trocas térmicas, onde os compostos mais pesados do gás são liquefeitos. Para essa operação, podem ser utilizados diversos processos que variam conforme pressão disponível ou

recuperação desejada. O processo empregado na refrigeração da UPGN, define a tecnologia da unidade a ser projetada (CORDEIRO, 2011, ECKERT, 2013).

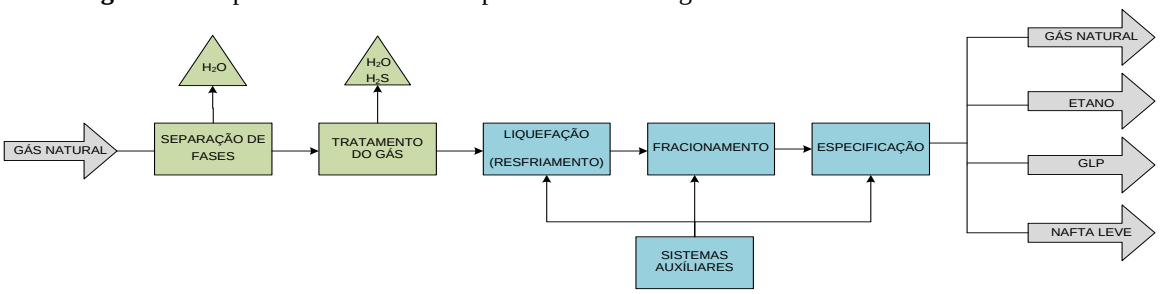
Atualmente, são utilizados quatro tipos de processos de resfriamento, que tem como princípio a condensação de hidrocarbonetos mais pesados pela redução de temperatura.

Um dos métodos é por refrigeração simples através da utilização de um fluído refrigerante. Outra técnica é o resfriamento pôr aplicação de absorção refrigerada, onde o gás é submetido a um contato direto com um fluído auxiliar numa torre a alta pressão e baixa temperatura. Já a Turboexpansão é outro processo utilizado para o resfriamento do gás através da expansão em uma turbina. Por fim, a última forma de resfriamento, ocorre por meio da expansão Joule-Thompson na qual ocorre uma forte diminuição de pressão por expansão em uma válvula adiabática (PEREIRA, 2004).

O gás resfriado é separado em uma coluna de destilação, onde é promovida a separação das frações leves, que inclui os compostos metano e etano, constituintes do chamado gás residual. As frações pesadas, que apresentam um maior valor comercial, são formadas de gás liquefeito de petróleo (GLP) que é constituído de propano, butano e gasolina natural.

O objetivo principal da unidade é recuperar a maior quantidade possível de gás liquefeito por volume do gás natural. As principais etapas de uma UPGN estão esquematizadas na Figura 3.

Figura 3 - Etapas de uma unidade de processamento de gás natural.



Fonte: Eckert, 2013.

3.5 Processos de separação

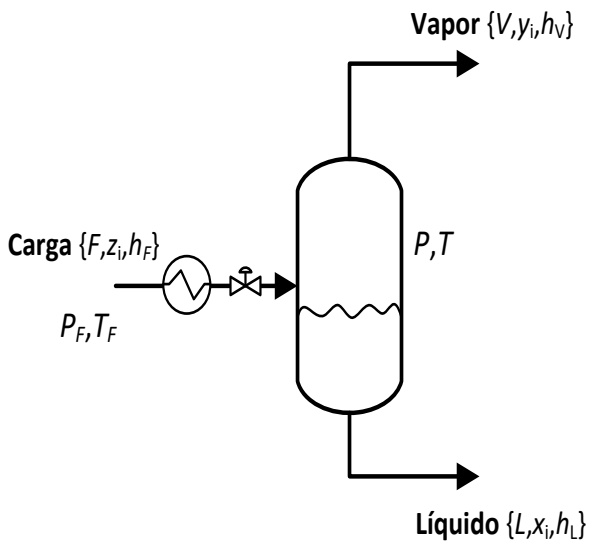
São processos que transformam uma mistura de substâncias em dois ou mais produtos com diferentes composições, sendo que a separação destes pode ser proporcionada pelo uso de um agente de separação, onde nos vasos de flash é a redução de pressão e na destilação fracionada é o calor. Em ambos os processos o princípio da separação é a volatilidade relativa.

3.5.1 Destilação flash

A destilação flash é uma operação de um único estágio no qual a mistura líquida é parcialmente vaporizada dando origem a duas correntes saturadas, uma fase líquida e uma fase vapor, que são separadas e removidas. Na Figura 4 tem-se uma representação esquemática de uma destilação flash (ROITMAN, 2002).

Esta operação é muito utilizada na primeira fase de separação do petróleo ou do gás natural em uma refinaria, pois reduz o tamanho da torre de fracionamento e/ou o seu consumo energético.

Figura 4-Representação de um destilador flash.



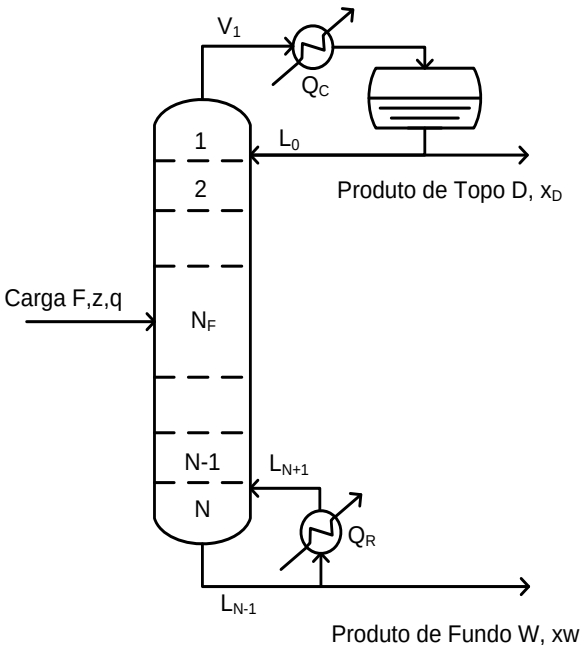
Fonte: Gomide, 1997.

3.5.2 Destilação fracionada

A destilação fracionada é o tipo de destilação mais utilizada em indústrias químicas, possibilitando a divisão de uma substância em várias frações na mesma coluna. É uma operação de separação de compostos que por via de vaporizações e em sequência a condensações, aproveita as diferentes volatilidades das substâncias e permite o enriquecimento do vapor com as substâncias mais voláteis (SEADER, 2011, ROITMAN, 2002).

As vaporizações e condensações são executadas em equipamentos característico nomeados de torres ou colunas de destilação. O processo, em linhas gerais, funciona conforme esquematizado na Figura 5.

Figura 5 - Representação de uma coluna de destilação.



Fonte: Gomide, 1997.

A mistura a ser destilada é inserida em um ponto intermediário da coluna, com carga F, titulado de alimentação. Essa mistura pode estar no estado líquido, vapor ou líquido-vapor. Na parte interna da torre, a carga alimentada se agrega às correntes de líquido e vapor, sendo que o líquido irá descer até atingir a base da coluna onde encontrará aquecimento do refervedor.

O refervedor, consiste em um trocador de calor aquecido por vapor d'água ou outra fonte quente, que vai trocar calor com uma mistura elevando sua temperatura até a

ebulição. Neste ponto, a mistura emitirá vapores que irão circular em sentido ascendente na coluna em contracorrente com a carga da alimentação da coluna.

Os vapores atingirão o topo da torre de destilação e irão para um condensador, que tem a finalidade de liquefazer o vapor que deixará a coluna como produto de destilação D. No fundo da coluna, a mistura, isenta de componentes mais voláteis, deixa o equipamento como produto residual, W (ROITMAN, 2002).

A separação dos componentes da mistura a ser destilada é permitida pela volatilidade relativa entre os componentes. Já a transferência de massa e a separação dos componentes, em níveis de pureza desejados, são dados pelo contato entre as fases líquida e vapor ao longo da coluna.

Utiliza-se o retorno de parte do destilado, D, na forma de refluxo, L_O, para melhorar a eficiência da separação das frações desejadas que enriquece o produto de topo da coluna com produtos mais voláteis, aumentando a pureza do destilado.

3.5.3 Cálculo de processo de separação

O cálculo de processo de separação, baseados em destilação, passa pela resolução de um conjunto de equações algébricas (modelo matemático), estas equações são aplicadas para cada estágio. Independente da técnica de resolução utilizada as seguintes equações precisam ser satisfeitas (GOMIDE, 1997, MÜLLER, 2012):

- Equação de equilíbrio termodinâmico entre as fases;
- Restrição de soma das frações molares;
- Balanço material por componente e global;
- Balanço de energia.

A solução de um vaso flash ou de uma coluna fracionaria é obtida a partir da resolução das equações para cada um dos componentes, que estão presente em uma mistura.

3.5.3.1 Equilíbrio de fases

O critério de equilíbrio de fases implica que a fugacidade de um dado componente seja a mesma em qualquer fase de uma mistura. Para sistemas ideais, onde as leis de Raoult e de Dalton são satisfeitas, tem-se a Equação 1. Essa equação relaciona as

composições do componente i nas fases líquida (x_i) e vapor (y_i) (GOMIDE, 1997, MÜLLER, 2012, SEADER, 2011).

$$Py_i = P_i^{sat}\, x_i \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{1}$$

Onde P é a pressão do sistema e P_i^{sat} é a pressão de saturação do componente i que é função da temperatura.

Para sistemas não ideais a linearização da fase vapor é realizada pelo coeficiente de fugacidade do componente i ($\emptyset_i$), e o efeito da não linearidade na fase líquida é corrigido pelo coeficiente de atividade γ_i. Portanto a condição de equilíbrio se modifica para a Equação 2.

$$P\emptyset_i y_i = P_i^{sat}\, x_i \gamma_i \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{2}$$

Na solução de problemas de destilação, a relação entre os componentes nas fases vapor (y_i) e líquida (x_i) pode ser representada pela razão de equilíbrio líquido-vapor, K_i, definida pela Equação 3.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P\emptyset_i}{P_i^{sat}\,\gamma_i} \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{3}$$

Quando o sistema pode ser aproximado por comportamento ideal ($\emptyset_i$ =1 e $\gamma_i = 1$) têm-se a Equação 4.

$$K_i = \frac{P}{P_i^{sat}} \tag{4}$$

A Equação 5, referente a volatilidade relativa (α_{ij}), representa o grau de dificuldade de separar uma mistura por destilação. Quanto maior for o seu valor, mais fácil será a separação. Por outro lado, valores baixos sugerem que a separação por destilação será muito difícil ou economicamente inviável, buscando-se assim a avaliação de outras técnicas de separação.

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} = \frac{K_i}{K_j} \qquad i\ e\ j = 1, \dots, N_c \tag{5}$$

Genericamente, a condição de equilíbrio de fases, em qualquer que seja o modelo, pode ser expresso através da Equação 6.

$$y_i = K_i x_i, \qquad K_i = f(T, P, x_i, y_i) \tag{6}$$

3.5.3.2 Restrição das frações molares

A restrição de composição na fase vapor (y_i) bem como na fase líquida (x_i) é a consistência para a soma das frações molares representada pelas Equação 7 e 8.

$$\sum_{i=1}^{Nc} x_i - 1 = 0 \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{7}$$

$$\sum_{i=1}^{Nc} y_i - 1 = 0 \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{8}$$

3.5.3.3 Modelagem de vaso flash

O balanço de massa global, considerando o processo em estado estacionário, indica que a soma das vazões de carga F, deve ser igual a soma das vazões de vapor e líquido retirados, conforme representado pela Equação 9 (GOMIDE, 1997, MÜLLER, 2012, SEADER, 2011)..

A Figura 4 representa a alimentação (F) que é abastecida em um tanque na qual parte da alimentação vaporiza (V), o líquido não vaporizado (L) são retirados na base do tanque.

O balanço de material por componente, dado pela Equação 10, representa as frações molares z_i, y_i e x_i de cada componente na alimentação, vapor e líquido respectivamente.

$$F = L + V \tag{9}$$

$$F z_i = L x_i + V y_i \qquad i = 1, \dots, N_c \tag{10}$$

O balanço de energia no estado estacionário em um vaso flash é dado pela Equação 11, mostrando que a soma da energia de saída, associada às entalpias das vazões de

líquido (h_l) e vapor (h_v), deve ser igual ao produto da carga com a entalpia de alimentação (h_f) junto com a adição ou remoção de calor (Q).

$$Fh_F + Q = Lh_l + Vh_v \tag{11}$$

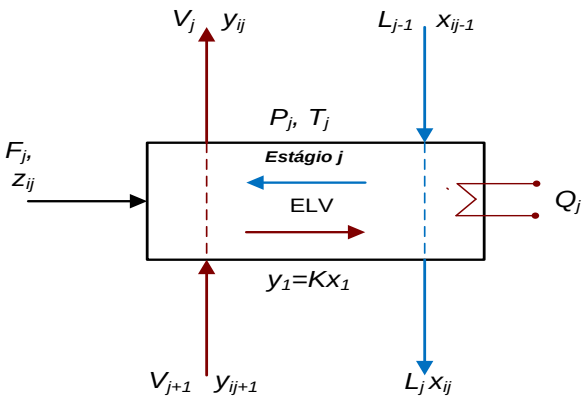
Essas equações juntamente com as equações de consistência e de equilíbrio constituem o modelo do vaso flash.

3.5.3.4 Modelagem de uma coluna de destilação

Em colunas de destilação fracionada, cada prato é considerado um estágio de equilíbrio. Através da Equação 12 observa-se a interação entre o líquido do prato superior, L_{j-1}, e o vapor do prato inferior, V_{j+1} onde o balanço de massa em um dos pratos da coluna, j, deve ter a soma das vazões de vapor (V_j) e do líquido (L_j) retiradas deste estágio. A Figura 6 representa os fluxos em um prato (estágio de equilíbrio) de uma coluna (GOMIDE, 1997, MÜLLER, 2012, SEADER, 2011)..

O balanço de massa por componente é representado pela Equação 13.

Figura 6 - Fluxos em um estágio de equilíbrio.



Fonte: Gomide, 1997.

$$F_j + V_{j+1} + L_{j-1} = V_j + L_j \qquad j = 1, \dots, N \tag{12}$$

$$F_j Z_{ij} + V_{j+1} y_{ij+1} + L_{ij-1} x_{ij-1} = V_j y_{ij} + L_j x_{ij} \quad j = 1, \dots, N \quad e \;\; i = 1, \dots, N_c \tag{13}$$

Em colunas de destilação fracionada o balanço de energia no prato da torre é dado pela Equação 14.

$$F_j h_{F,j} + V_{j+1} h_{V,j+1} + L_{j-1} h_{L,j+1} = V_j h_{V,j} + L_j h_{L,j} \qquad j = 1, \dots, N \quad (14)$$

Para cada estágio têm-se as equações de consistência para as frações molares e o equilíbrio de fases.

3.6 Modelagem e simulação

A simulação é um método empregado para examinar o desempenho de um sistema por meio da concepção de um modelo matemático, o qual deve representar da maneira fiel, as características do sistema original (EHRLICH, 1985).

A qualidade do modelo matemático do processo é importante, já que serve como restrição para a validação dos dados e estimativa de parâmetros, de modo a relacionar medidas individuais junto com a retificação de desvios ou falta de ajuste ou resíduos e para uma otimização econômica, a fim de determinar a melhor condição de operação da planta (BARALDI, 2015).

Com o modelo matemático escolhido, as variáveis conhecidas e as metas traçadas do projeto e de operação é necessário realizar o Balanço de Informação, que tem como objetivo fazer uma análise prévia da consistência do problema formulado através do cálculo dos Graus de Liberdade (PERLINGEIRO, 2005).

3.6.1 Graus de liberdade para simulação

Para tornar o modelo consistente com uma possível solução única, a Equação 15, que é utilizada para calcular o grau de liberdade (G), tem que ser igual a zero. Para isso ocorrer é necessário especificar algumas variáveis de forma que as mesmas apresentem um valor fixo (PERLINGEIRO, 2005).

Se o grau de liberdade for menor que zero, o problema é inconsistente e não pode ser resolvido, pois existe um excesso de equações ou de especificações. Ao contrário, se o grau de liberdade for maior que zero, o problema é consistente, mas indeterminado, tendo assim uma deficiência de equações ou de especificações.

$$G = V' - (N + E) \tag{15}$$

Onde:

- N é o número de equações independentes presentes no modelo matemático;
- V' é o número de variáveis que estão nas equações do modelo;
- E é o subconjunto das variáveis com valores mantidos fixos durante os cálculos relativos ao processo.

3.7 Otimização

A otimização consiste no uso de métodos sistemáticos que permite minimizar ou maximizar um determinado objetivo, o qual pode ser produtividade, lucro, rendimento do processo, redução nos impactos ambientais ou perdas no processo. Dessa forma a otimização atravessa os ramos da ciência, engenharia e negócios. Essa técnica é uma das ferramentas quantitativas mais utilizadas na tomada de decisão industrial (MIKOSCH, 2006, HIMMELBLAU, LASDON, 2011).

3.7.1 Graus de liberdade para controle e otimização

Ao contrário da simulação, para uma possível otimização de um processo é necessário que o grau de liberdade não seja consistente, isto é, que não seja igual a zero, obtendo assim alguns parâmetros livres excedentes, conhecido como variáveis de decisão.

Para que a otimização seja alcançada é necessário que as variáveis de decisão tenham um impacto relevante sobre a função objetivo. No caso de um processo existente a escolha dessas variáveis se limita aos parâmetros que possam ser ajustados.

O graus de liberdade para controle, N_m, é obtido pela compreensão do processo como sendo as variáveis independentes que possam ser manejadas por meio externo, tais como válvulas, equipamentos elétricos e mecânicos ajustáveis. Destes, somente uma parte deve ser considerada como graus de liberdade de otimização, N_{opt}, que é representado pela Equação 16 (REPENNING, 2015).

$$N_{opt} = N_m - N_o \tag{16}$$

Onde N_o é o número de variáveis que não afetam a função objetivo.

Em um processo de destilação têm-se cinco variáveis de decisão, se a alimentação (1) for conhecida (composição, pressão, temperatura e vazão), assim como os estágios intermediários (2) da coluna operarem de forma adiabática e a pressão (3) de cada estágio for especificada (usual no projeto), sobram apenas dois graus de liberdade que podem ser usados para especificar a composição dos componentes chave da separação no topo e/ou fundo da coluna.

Os componentes chaves ou simplesmente as chaves da destilação definem a separação e são representados por dois componentes, sendo o mais volátil dos dois denominado chave-leve e o componente menos volátil, chave-pesado.

3.7.2 Otimização de processamento de uma unidade de gás natural

A otimização em uma unidade de processamento foi estudada poe Eckert (2013) que buscou avaliar o comportamento do lucro operacional de uma unidade produtora de gás natural e identificar o ponto ótimo de operação para cada etapa de fracionamento a partir de três cenários de composição da matéria-prima.

Eckert (2013) avaliou a função objetivo lucro através da análise de sensibilidade da unidade os testes foram realizados, a partir da simulação estacionária, utilizando- se o recurso *Sensitivity*, constituinte da ferramenta *Model Analysis tools* do *software* Aspen Plus. As variáveis avaliadas foram as temperaturas nos trocadores de calores, a pressão do primeiro estágio e a razão de refluxo das colunas desetanizadora, desbutanizadora e despropanizadora.

Outro trabalho que utilizou uma unidade de processamento de gás natural, visando a otimização de ciclos de refrigeração por compressão de vapor foi realizado por Baraldi (2015). A metodologia empregada teve como propósito otimizar este sistema através da determinação dos valores das variáveis a fim de atender a demanda energética e maximizar a eficiência do ciclo.

Para a análise foi utilizada o Excel, com o auxílio da biblioteca termodinâmica do *Coolprop*, onde foram definidos os valores mais efetivos das variáveis que causam maior impacto no Coeficiente de Performance (COP) no ciclo da unidade.

Uma análise de performance para uma UPGN foi realizado por Domeneghini (2015) propondo um índice de eficiência energética baseado na variação da exergia do

sistema durante o processo, através de uma simulação em estado estacionário implementado no *Software* AspenPlus. Foram propostas duas expressões, adaptadas da literatura, para o cálculo da eficiência da UPGN.

Buscando a otimização em uma unidade de processamento de gás Praça (2013) desenvolveu um modelo matemático utilizando programação linear binária para apontar quais as infra-estruturas de distribuição de gás natural devem ser implantadas, de modo a minimizar o custo total. Na resolução do modelo foi utilizado o *software* LINGO 7.0. O modelo proposto foi validado através de testes em 3 cenários elaborados, demonstrando-se eficiente e flexível, permitindo a obtenção da solução ótima mesmo quando sujeito a variações dos parâmetros de entrada.

Bayer (2011) também teve o objetivo de minimizar o custo, porém para solucionar o problema de otimização utilizou três diferentes rotas: a primeira, através da função "Optimizer" que está acoplado ao próprio simulador HYSYS; a segunda, através do *software* EVOLVER 4.0, o qual tem a função de solucionar um problema de otimização modelado em planilha eletrônica usando algoritmo genético e, a terceira, através da otimização utilizando o método simplex não linear sequencial.

4. METODOLOGIA

4.1 Coleta de dados da planta

A metodologia deste trabalho foi aplicada com os dados de uma Unidade de Processamento de Gás Natural, situada no polo industrial de Guamaré no Estado do Rio Grande do Norte. As informações do processo serão provenientes do manual de operação da unidade e de trabalhos de simulação já realizados nessa refinaria.

4.1.2 Descrição da unidade

Com os dados coletados, para construção da simulação é necessário o entendimento geral da unidade e de todos os seus equipamentos e suas correntes de fluxos.

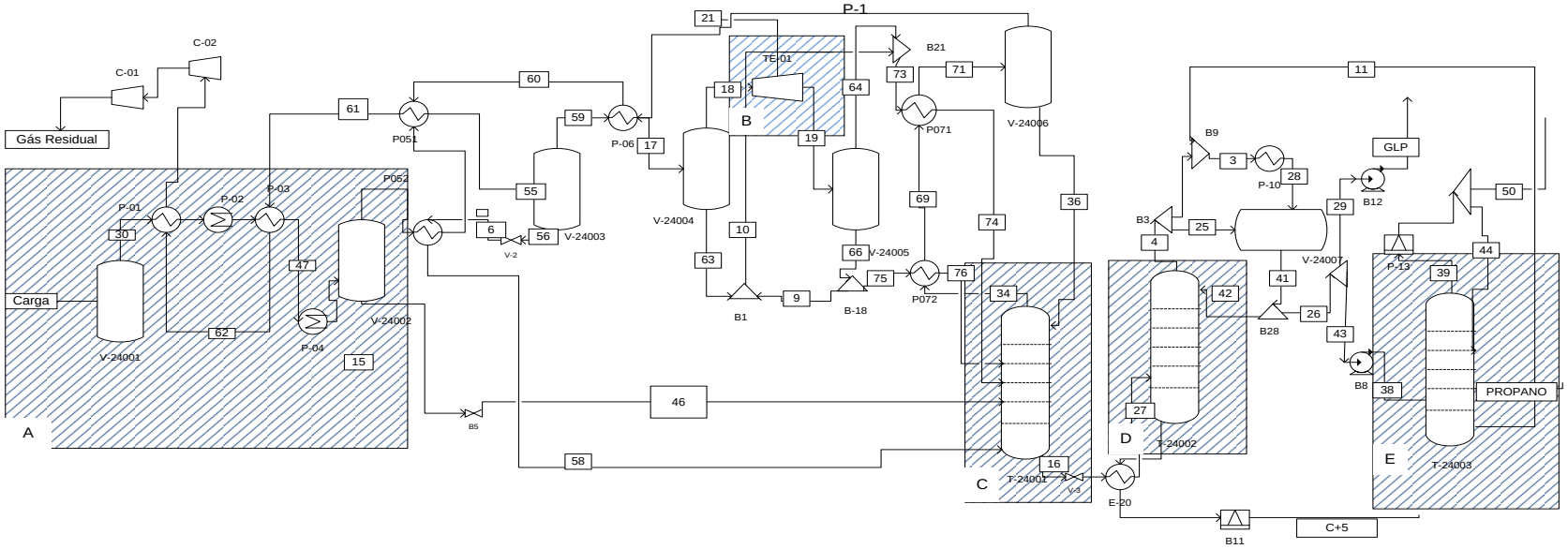
O processo da UPGN (Figura 7) em estudo é composto por cinco etapas que inclui os equipamentos de trocadores de calor, vasos flash, um turbo-expansor e por colunas de destilação. Para um melhor entendimento do funcionamento da unidade, esta será apresentada na seguinte ordem: Sistema de resfriamento (A) , turbo expansor (B), sistema de desetanização (C), sistema de desbutanização (D) e sistema de despropanização (E).

4.1.2.1 Sistema de Resfriamento

Essa etapa junto com o turbo expansor são constituintes da área fria da UPGN que é responsável pela liquefação dos componentes mais pesados do gás natural, operando a baixas temperaturas e altas pressões, de forma que ele possa chegar ao turbo expansor com a menor temperatura possível.

O gás natural, efluente da unidade de pré-tratamento, passa por uma sequência de resfriadores P”-01, P”-02, P”-03 e P”-04, sendo que o primeiro e o terceiro aproveitam o fluido obtido no topo da torre de destanização (T-24001) para troca térmica com o gás natural, enquanto o segundo e o quarto são trocadores nos quais o propano proveniente do ciclo de refrigeração atua como fluido refrigerante.

Figura 7 - Fluxograma da unidade de processamento de gás natural II.



Descrição dos principais equipamentos

TAG	Equipamento	TAG	Equipamento	TAG	Equipamento
C-01	Compressor Turbo-Expansor	**V-24001**	Vaso Separador de Gás de Carga	**V-24007**	Acumulador de Refluxo da Desbutanizadora
C-02	Compressores de Gás Residual	**V-24002**	1º Separador de Gás	**T-24001**	Torre Desetanizadora
P-01	1º Trocador Gás x Gás	**V-24003**	2º Separador de Gás	**T-24002**	Torre Desbutanizadora
P-02	1º Refrigerador de Gás	**V-24004**	Separador de Gás para Tubo Expansor	**T-24003**	Torre de Reposição de Propano
P-03	2º Trocador Gás x Gás	**V-24005**	Tambor de Descarga do Turbo Expansor	**TE-01**	Turbo Expansor
P-04	2º Refrigerador de Gás	**V-24006**	Acumulador de Refluxo da Desetanizadora		

Fonte: Autor, 2016.

A corrente de gás natural parcialmente liquefeita flui para o vaso V-24002 (1º separador de gás natural) onde ocorre a separação das fases líquida e gasosa A corrente de fundo (15) sofre brusca redução de pressão e temperatura na válvula B4. O fluxo bifásico gerado alimenta a coluna de destilação T-24001.

A corrente gasosa (49) é resfriada e flui para o V-24003 (2º separador de gás natural). A corrente de topo desse vaso é refrigerada e em seguida, encaminhada para o V-24004. A fase líquida (6) é resfriada e então alimenta o prato 31 da T-24001.

4.1.2.2 Turbo Expansor (TE)

O turbo expansor é um equipamento mecânico que contém um rotor no qual o gás natural é movido pelo gradiente de pressão que incide diretamente sobre as palhetas do rotor, à alta velocidade, gerando um movimento de rotação. Essa expansão provoca a queda brusca de temperatura do gás natural, fazendo com que as frações mais pesadas do gás natural sejam liquefeitas, originando a partir daí o LGN e o gás industrial.

4.1.2.3 Sistema de Desetanização

O sistema de desetanização tem como objetivo o fracionamento das frações mais leve do LGN, de forma que a contaminação pelo etano fique em níveis que possibilite o seu processamento na torre desbutanizadora e consequentemente, do GLP na torre despropanizadora. A torre de destilação desetanizadora (T-24001) possui 44 pratos e opera a uma pressão de aproximadamente 25,8 bar.

A corrente de topo da T-24001 é composta pelo gás combustível que encaminhada a uma sucessão de permutadores, posteriormente, é encaminhada aos compressores C-01 e C-02, para que ocorra a recuperação de pressão de gás para que parte seja comercializada e a outra parte seja utilizada como combustível na geração de energia que fornece calor às torres de destilação da UPGN. O fluxo de fundo da T-24001 alimenta o sistema desbutanização.

4.1.2.4 Sistema de Desbutanização

O sistema de desbutanização tem como objetivo o fracionamento do LGN em GLP (fase gás) e corte em $C5_+$ (gasolina natural). A torre desbutanizadora (T-24002) possui 29 pratos e opera a uma pressão de 14,8 bar. A gasolina natural, produto de fundo da T-24002, passa por resfriamento para posterior envio a estocagem.

O GLP, efluente do topo da coluna, é misturado com a corrente 11 (fundo da torre despropanizadora), é condensado e na sequência, acumulado no vaso V-07, onde se divide o produto em duas: a corrente 42, a qual retorna a coluna T-24002 como refluxo e a corrente 26 é enviada para o separador. No separador, a corrente é dividida para carga da torre despropanizadora (43) e produto final segue para estocagem.

4.1.2.5 Sistema de Despropanização

A função do sistema de reposição de propano é produzir o propano refrigerante especificado, que é utilizado como fluido refrigerante na UPNG. A torre despropanizadora (T-24003) possui 30 pratos e opera a uma pressão de 21,8 bar. A corrente de topo da coluna, composta por propano e etano, após resfriada pode retornar integralmente à coluna ou recompor a carga da UPGN, conforme as condições do processo. O produto de fundo da T-24003 retorna ao processamento do GLP na T-24002. A retirada do propano especificado ocorre em uma retirada lateral.

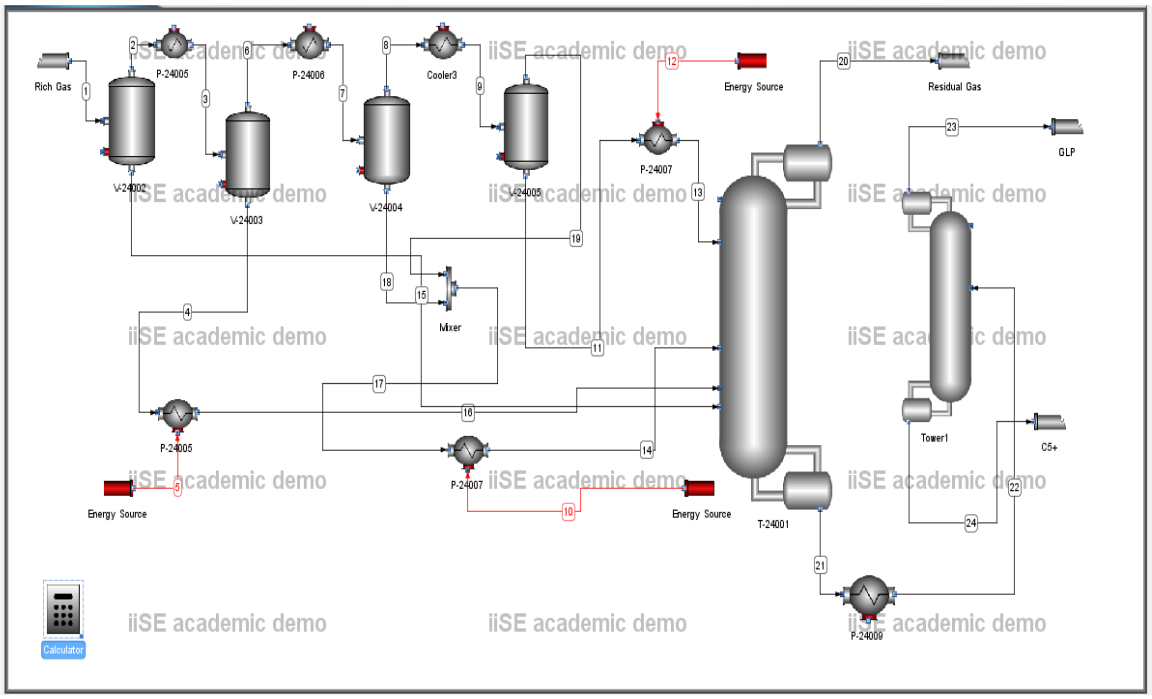
4.2 Modelagem e Simulação do Processo

Foi necessário a modelagem e a validação do modelo para a obtenção de resultados que se aproximam da realidade de operação da planta. A construção do modelo foi realizada através do simulador de processos iiSE.

O simulador iiSE possui em sua biblioteca um modelo (Figura 8) de uma unidade de processamento de gás natural disponível. Esse modelo não possui os compressores, o turbo expansor e a coluna de despropanização, porém foi feita a escolha de utilizar o mesmo nesse trabalho, já que isso não iria afetar o objetivo de otimizar os equipamentos de vasos flash e as colunas de desetanização e desbutanização e nem influenciar a representação da UPGN.

Nesse modelo utilizado, o propano utilizado é produzido na própria unidade no ciclo de refrigeração, sendo assim foi estimado que 100% do produto fica na unidade, sendo assim sua receita não foi contabilizada.

Figura 8 -Modelo para simulação de um UPGN diponivel no iiSE.



Fonte: iiSE, 2016.

A partir do modelo disponível do simulador iiSE, foi realizado o procedimento básico de edição das correntes com a inserção de dados oriundo do manual de operação da unidade, essas especificações estão disponíveis em anexo desse trabalho, adequação dos equipamentos, como exemplo a quantidade de pratos na coluna de destilação e qual o estado de equilíbrio é feito a alimentação proveniente dos vasos flash, também foi feito a ajuste de temperaturas e pressões dos equipamentos.

O iiSE possui uma caixa de ferramentas que inclui os principais equipamentos de uma indústria química e uma calculadora que foi utilizada nesse trabalho para a inclusão das equações de receita e custo, relacionando as mesmas com as vazões dos produtos e com os gastos energéticos, o que possibilita uma analise mais dinâmica e rápida.

Após a finalização do modelo no simulador, foi necessária a validação do mesmo através da comparação dos valores e das equações termodinâmicas Peng-Robinson (PR) e Soave-Redlich-Kwong (SRK) obtidos com a simulação e o processo real. Considerou-se validada a simulação que conseguiu prever o comportamento das principais variáveis do processo com precisão razoável.

4.3 **Análise de Sensibilidade do Processo**

A análise de sensibilidade tem o intuito de examinar o impacto dos parâmetros operacionais selecionados nas variáveis de saída do processo. Tal procedimento foi realizado com o uso do simulador de processos, onde diversas combinações entres as variáveis de operação foram modificadas criando um "cenário" operacional no simulador. Para cada "cenário" foi executado uma simulação, sendo que os resultados das variáveis de interesse, como custo, por exemplo, serão registrados e avaliados. Através da analise de sensibilidade foi possível efetuar a busca pelas principais variáveis operacionais que influenciam o processo, sendo necessário uma avaliação preliminar das operações da unidade.

Uma operação unitária fundamental da planta em estudo é a coluna de destilação, já que o processo utiliza uma sequência de colunas que são responsáveis por fracionar os componentes presentes na vazão de entrada. No sistema de fracionamento se destaca as colunas de destilação T-24001 já que é responsável por definir a vazão de gás natural que pode ser liquefeita, e a coluna T-24002 onde é obtido o produto com maior valor agregado. Variando o calor fornecido ao refervedor nas colunas de destilação será possível alterar as vazões dos produtos da planta, além de provocar uma mudança na carga térmica dos condensadores, e consequentemente, uma variação no custo operacional.

A unidade de processamento possui também um sistema de pré-fracionamento que é composto por quatro vasos de separação (tipo flash já apresentado na seção 1.1.2). Os vasos V-24002, V-24003, V-24004 e V-24005 permitem um pré-processamento da alimentação nas colunas de destilação reduzindo o consumo de energia na T-24001, ampliando assim a capacidade da unidade. Uma análise de sensibilidade nos parâmetros de temperatura dessas operações unitárias poderá alterar a composição da vazão inseridas na T-24001 e a montante no processo, permitindo assim alterar o custo operacional do processo.

4.4 Identificação e Quantificação dos Custos

Uma analise de custos e/ou de lucratividade pode subsidiar o processo de tomada de decisões, assim, a verificação dos resultados não se baseia apenas na quantidade produzida ou na venda dos produtos fabricados (BRUNI, 2007).

Dessa forma, foi necessário quantificar o lucro do processo a partir de variáveis disponíveis da unidade e de preço dos produtos. Utilizando a Equação 17, baseada no estudo de Eckert (2013), temos o lucro do processo (L) definido como:

$$L = VGR + VGLP + VC^{+5} - 1.23 * COP \tag{17}$$

Sendo:

- VGR: Receita de Vendas do Gás Residual;
- $VGLP$: Receita de Vendas do Gás Liquefeito de Petróleo;
- VC^{+5}: Receita de Vendas de compostos com mais de 5 carbonos;
- COP: Custo Operacional dos Equipamentos da Unidade.

As Equações de 18 até 20 representam a receita da venda dos produtos que é resultado entre a multiplicação do preço (P') e a vazão disponível (F') obtida via simulação. O Gás Residual que é utilizado para suprir as utilidades quentes é produzido na própria unidade, sendo assim foi desconsiderado 5% da vazão produto que fica na UPGN.

$$VGR = P'GR * F'GR * 0{,}95 \tag{18}$$

$$VGLP = P'GLP * F'GLP \tag{19}$$

$$VC^{+5} = P'C^{+5} * F'C^{+5} \tag{20}$$

O custo operacional foi demonstrado a partir da Equação 21.

$$COP = (UAC) * CE \tag{21}$$

Onde :

- UAC: Potência Requerida Pelos Aquecedores;
- CE: Custo elétrico.

Os valores utilizados nesse estudo são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2 - Preço dos produtos especificados pela UPGN e o custo da energia elétrica.

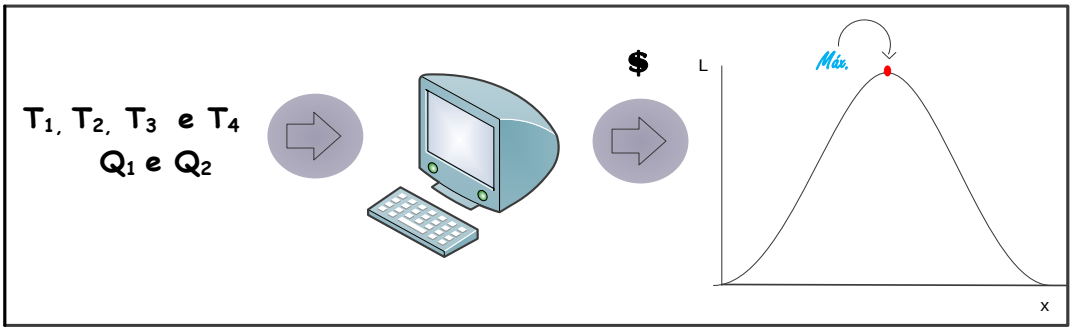
Produto	Preço	Unidade
Gás residual (P'GR)	1,05	R$/m^3
GLP (P'GLP)	2.08	R$/kg
C^{+5} (P' C^{+5})	2,30	R$/kg
Custo da energia elétrica	0,30	R$/kWh

Fonte: Eckert, 2013.

4.5 Otimização

Na Figura 9 têm-se a ilustração da sistemática que constitui a solução problema de otimização presente nesse trabalho, que tem o intuito de maximização da função objetivo, ou seja, o lucro estimado pela Equação 17. É possível observar que o problema de otimização é modelado e simulado com auxílio de um simulador, no qual os parâmetros operacionais são alterados e uma nova simulação é realizada. A cada simulação, verificam-se as principais variáveis de resposta e se avalia o lucro do processo. O objetivo é encontrar o valor da combinação dos parâmetros operacionais (temperatura dos vasos de flash e taxa de refluxo de refervimento das torres) que conduzam a um máximo lucro.

Figura 9- Sistemática para a solução de um problema de otimização.



Fonte: Autor, 2016.

Neste trabalho a estratégia de busca adotada foi o uso do otimizador já incorporado o simulador iiSE, que tem rotinas prontas para otimização.

5 RESULTADOS

5.1 Validação

Na Tabela 3 são apresentados os valores decorrentes das simulações, variando o modelo termodinâmico e comparando com os valores reais da saída do gás residual e do GLP provenientes do manual de operação da unidade.

O procedimento de validação tem por finalidade verificar se a transformação entrada-saída (*input-output*) predita pelo modelo tem uma precisão satisfatória para representar o mesmo procedimento no sistema real (BALCI,1997). O processamento de gás natural representado nesse trabalho possui três correntes de saída, porém para fim de validação foi considerado apenas a saída do gás residual e do GLP.

De acordo com Baker e Lokhandwala (2008) o gás natural possui teores de 75% a 90% de metano, dessa forma o gás residual é o principal produto, já que é composto basicamente de metano. O GLP também é um produto que se destaca em decorrência da demanda do mercado e do valor agregado deste produto, a validação do mesmo é relevante. Para a confirmação do modelo utilizado foram avaliadas duas equações cúbicas de estado, sendo essas Peng-Robinson (PR) e Soave-Redlich-Kwong (SRK). Segundo Menner (1995) a validação pode ser realizada de forma subjetiva ou estatística, dessa forma empregando procedimentos estáticos para a escolha da melhor equação que represente o processo real foi calculado o desvio percentual.

Podemos observar na Tabela 3 para o propano no GLP que as duas equações de estado representaram o processo com o mesmo erro percentual, entretanto para o teor de metano e etano no gás residual, o modelo Peng-Robinson conseguiu prever o comportamento com menor erro percentual. As duas equações apresentaram uma boa reprodução da unidade de processamento, o que já era esperado já que ambas as equações representam bem o comportamento de mistura hidrocarbonetos.

Em decorrência do menor desvio, nesse trabalho foi escolhido o modelo Peng-Robinson para a continuidade do estudo.

Tabela 2- Comparação da vazão de saída do gás residual e GLP utilizando as equações de estado Peng-Robinson (PR) e Soave-Redlich-Kwong (SRK).

	Gás Residual					GLP				
	Caso Referência	Simulação SRK		Simulação PR		Caso Referência	Simulação SRK		Simulação PR	
Compostos	Vazão (Kgmol.h)	Vazão (Kgmol/h)	Desvio (%)	Vazão (Kgmol/h)	Desvio (%)	Vazão (Kgmol.h)	Vazão (Kgmol/h)	Desvio (%)	Vazão (Kgmol/h)	Desvio (%)
N2	64,21	62,54	2,60%	64,44	0,36%	0	0,00	0,00%	0,00	0,00%
CO2	37,53	38,23	1,87%	37,77	0,64%	0	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Metano	2647,83	2675,60	1,05%	2651,87	0,15%	0	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Etano	351,76	356,65	1,39%	351,15	0,17%	29,73	31,07	4,49%	31,06	4,46%
Propano	5,58	0,0052	99,91%	0,00	99,99%	175,22	175,36	0,08%	175,36	0,08%
i-butano	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	37,39	37,41	0,05%	37,41	0,05%
Butano	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	54,90	54,91	0,01%	54,91	0,01%
i-pentano	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	2,13	3,87	81,48%	3,91	83,36%
Pentano	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,84	2,58	206,80%	2,66	216,31%
Hexanos	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Heptanos	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Octanos	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Nonanos	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,00	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Total	3106,92	3133,02	0,84%	3105,23	0,05%	300,22	305,20	1,66%	305,31	1,70%

5.2 Analise de Sensibilidade

Nesse estudo, variaram-se as temperaturas especificadas nos vasos flash (V-24002, V-24003, V-24004 e V-24005). A variação considerada foi de um intervalo de -10°C a +10°C em relação à temperatura nominal especificada. Enquanto que a carga térmica fornecida ao refervedor sofreu a alteração de um intervalo de até 30% do valor base. Na Tabela 4 encontram-se os valores limites das variáveis para a análise de sensibilidade.

Tabela 3 - Limites das variáveis para analise de sensibilidade

Equipamento	Variável	Limite inferior	Especificação de processo	Limite superior
Flash V-24002	Temperatura	-27ºC	-17ºC	-7ºC
Flash V-24003	Temperatura	-35,5ºC	-25,5ºC	-15,5ºC
Flash V-24004	Temperatura	-52,4ºC	-42,4ºC	-32,4ºC
Flash V-24005	Temperatura	-88,3ºC	-78,3ºC	-68,3ºC
Torre T-24001	Carga de Refervimento	2700 kW	3744 kW	4200 kW
Torre T-24001	Carga de Refervimento	1200 KW	1630 kW	2200 kW

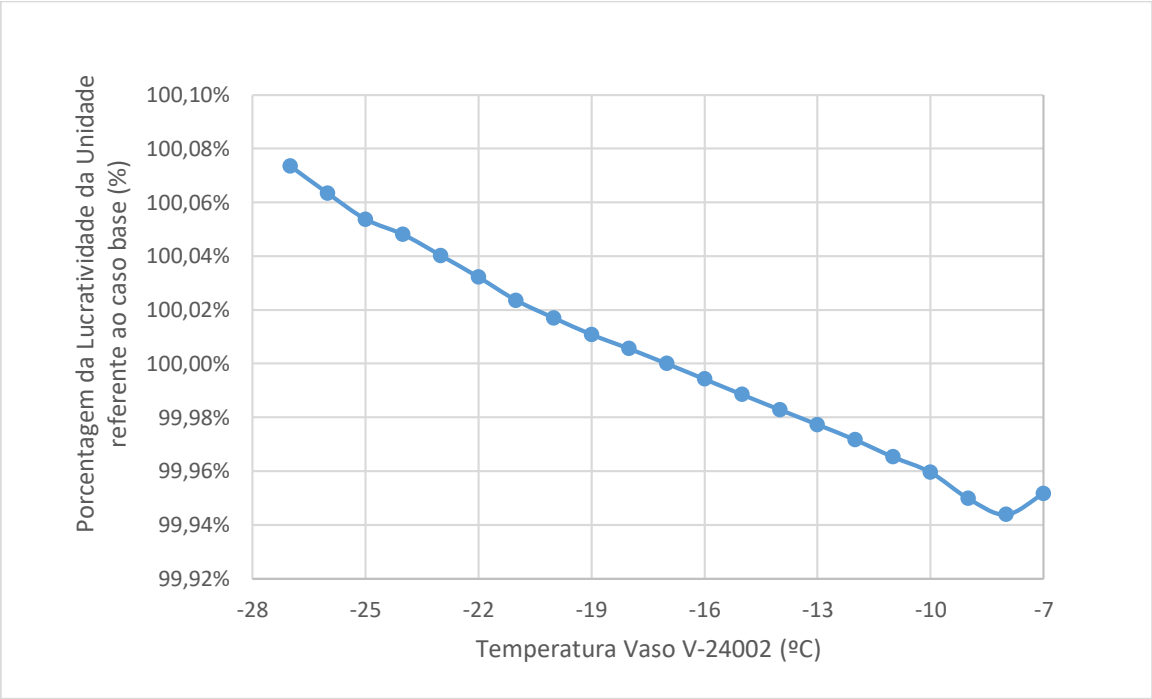
As analises realizadas nesta seção tem o intuído de promover um maior entendimento do comportamento da unidade de processamento do gás natural e do impacto no lucro frente às principais variáveis de decisão. Com esse intuito, verificou-se o efeito de cada variável individualmente, sendo as demais foram mantidas fixas.

Os testes foram realizados, a partir da simulação estacionária, utilizando- se o recurso *Response Study*, constituinte do *software* iiSE.

5.2.1 Temperatura do Vaso Flash V-24002.

Na Figura 10 podemos observar o comportamento da variação da temperatura do vaso flash mantendo as variáveis da temperatura dos outros vasos e da carga de refervimento das colunas de destilação constante.

Figura 10 – Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24002.



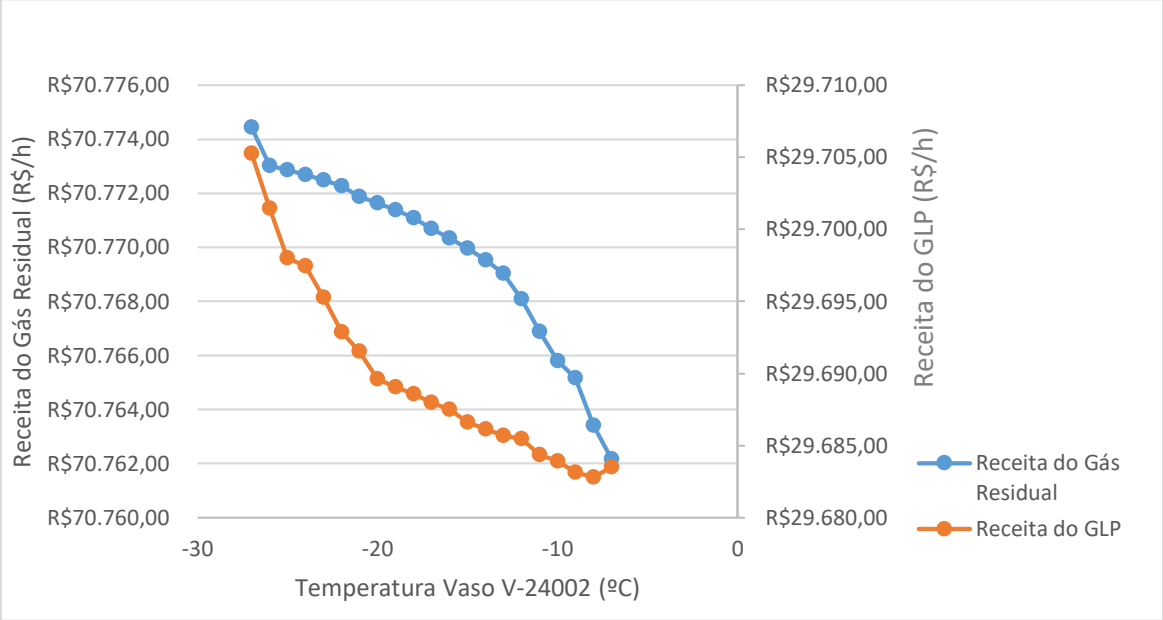
Fonte: Autor, 2016

Segundo ECKERT (2007) o lucro estimado na UPGN referente ao cenário base de matéria-prima e de preços dos produtos é estimado em aproximadamente R$ 115.238,00/h a qual o gás residual representa 68,9% deste valor, nesse trabalho o valor encontrado foi de R$ 110.393,91/h essa diferença pode ser compreendida, já que nesse estudo como já mencionado alguns equipamentos não foram considerados e nem a receita do propano produzido na UPGN.

Para analise de sensibilidade se considerou como referência o caso base então se atribuiu o valor de 100% referente a esse cenário do lucro, dessa forma foi possivel ver se ao variarmos uma variavel se ela aumenta esse porcentual base ou diminui, podemos observar que o lucro é afetado sensivelmente por uma variação de temperatura no primeiro vaso flash, pode-se verificar também que com o aumento da temperatura tem-se uma redução na lucratividade.

Podemos observar na Figura 11 que com o aumento da temperatura as receitas do gás residual e do GLP decai, isso por que a UPGN começa a produzir menos produto, já que começa a se distanciar da temperatura de ebulição dos mesmo, sendo assim o vaso flash que teria o intuito de reduzir o trabalho da coluna de destilação fracionada (T-24002), sobrecarrega a mesma, fazendo com que o processo de separação seja mais árduo e gerando menos vapor (produto).

Figura 11- Receita do Gás Residual e do GLP variando a temperatura do vaso flash V-24002.

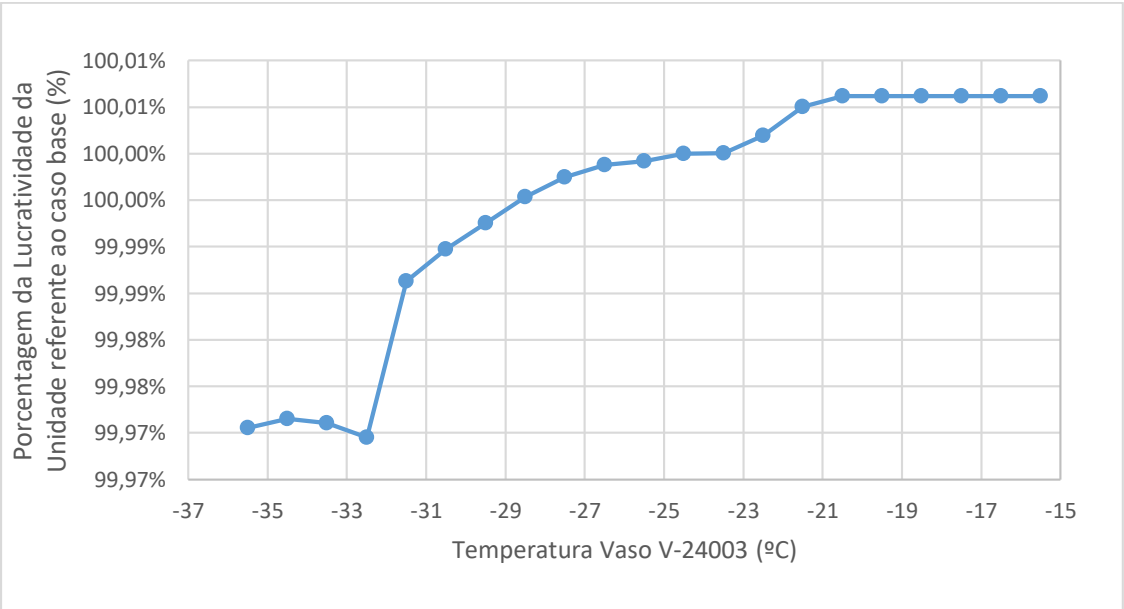


Fonte: Autor, 2016

5.2.2 Temperatura do Vaso Flash V-24003

A sensibilidade da temperatura do segundo vaso flash foi avaliada e os resultados foram obtidos conforme a Figura 12.

Figura 12 - Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24003.



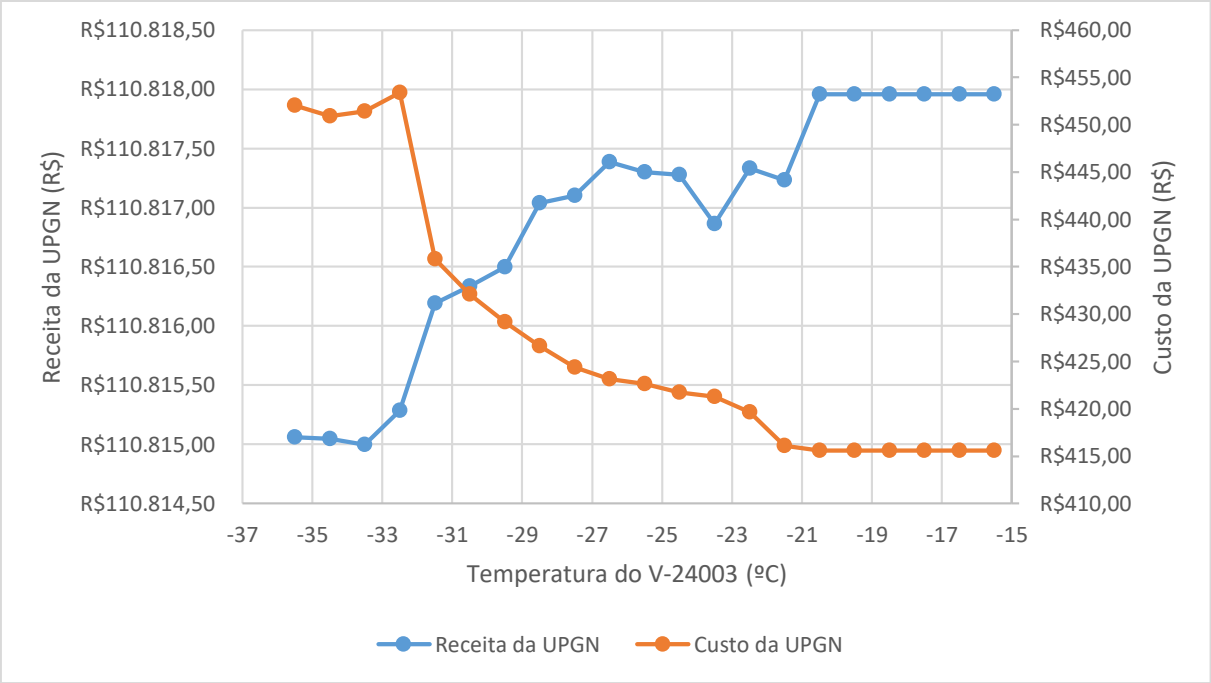
Fonte: Autor, 2016

Podemos observar que a sensibilidade do lucro frente a variações na temperatura do vaso flash V-24003 é relativamente menor se comparado ao primeiro vaso. Além disso,

diferentemente do primeiro vaso, com a diminuição da temperatura têm-se uma redução no lucro. Verifica-se também com a Figura 13 que um dos motivos dessa redução pode ser dado pelo fato da atenuação do custo.

A redução do custo se dá pelo fato que o produto do fundo do Vaso V-24003 entra na torre de destilação T-24001 a temperatura de -20ºC, para isso ele passa por um trocador de calor logo ao dimuniur a temperatura no vaso tem um consumo maior com enérgia pelo trocador de calor.

Figura 13 - Receita e Custo da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24003.

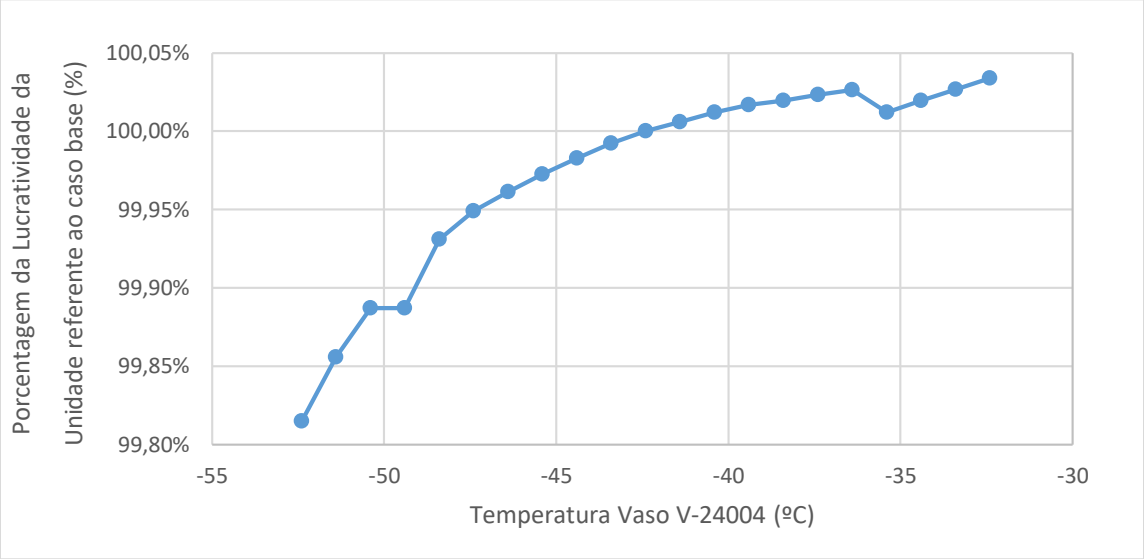


Fonte: Autor, 2016

5.2.3 Temperatura do Vaso Flash V-24004.

Na Figura 14 podemos observar a análise do comportamento do lucro da UPGN em relação à variação da temperatura do terceiro vaso flash V-24004.

Figura 14 - Porcentagem do lucro da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24004.

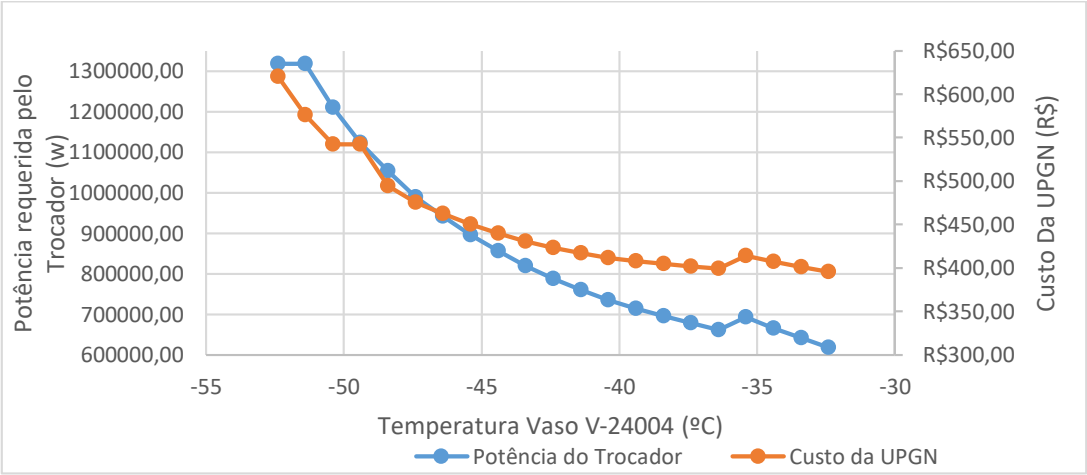


Fonte: Autor, 2016

Com o aumento da temperatura no terceiro vaso flash, observa-se um aumento do lucro. Este efeito ocorre, pois, com um aumento da temperatura tem-se uma redução de custo com a energia. Isso ocorre porque a corrente que sai no fundo do V-24004 se mistura com a corrente que sai do topo do vaso V-24005, a qual que passa por um trocador de calor para condicionamento da corrente de alimentação da coluna T-24001. Ao reduzir a temperatura do V-24004, aumenta o gradiente de temperatura com o trocador o que consequentemente aumenta o gasto de energia.

Na Figura 15 podemos observar a variação da potência do trocador a qual a corrente de fundo da V-24004, a temperatura do vaso flash V-24004 e o custo e da UPGN.

Figura 15 - Potência do trocador e custo da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24004.



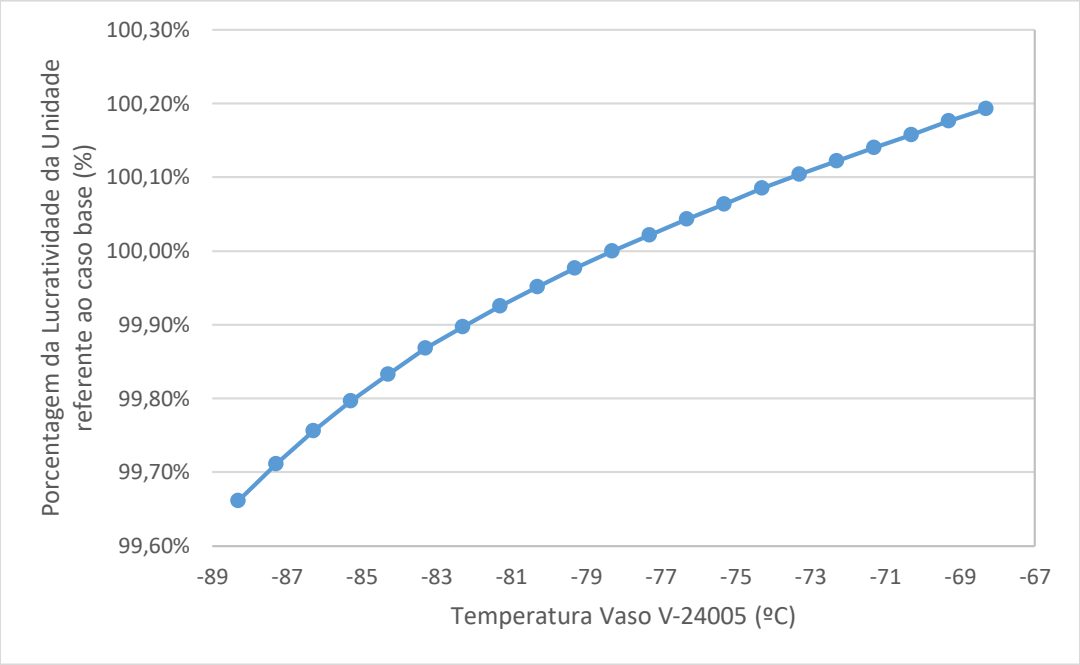
Fonte: Autor, 2016

5.2.4 Temperatura do Vaso Flash V-24005.

A análise de sensibilidade realizada no Vaso Flash V-24005, apresentou resultados significativos no lucro da UPGN, porém temperaturas inferiores a -77ºC a UPGN começa a operar com o lucro inferior ao caso base.

Na Figura 16 podemos observar o comportamento do lucro da UPGN em relação a temperatura do V-24005.

Figura 16 - Porcentagem da lucratividade da UPGN variando a temperatura do vaso flash V-24005.



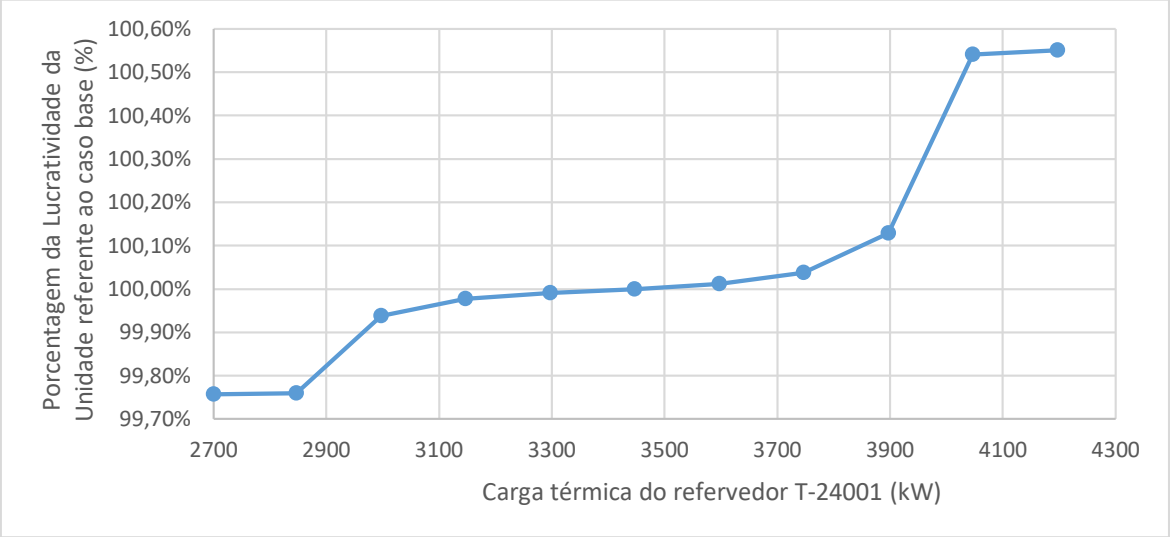
Fonte: Autor, 2016.

A corrento de fundo do Vaso V-24005 também passa por um trocador de calor antes de ser alimentada na Torre 24001, a temperatura desse trocador é de -67ºC, sendo assim operar o vaso flash a temperaturas inferiores da temperatura do trocador se tem um consumo maior de energia.

5.2.5 Carga térmica no refervedor da T-24001.

Variando-se a Carga térmica no refervedor da coluna desetanizadora T-24001, observou-se que o lucro da UPGN aumenta com o aumento da carga termica (Figura 17).

Figura 17- Porcentagem da lucratividade da UPGN variando a Carga térmica no refervedor da T-24001.

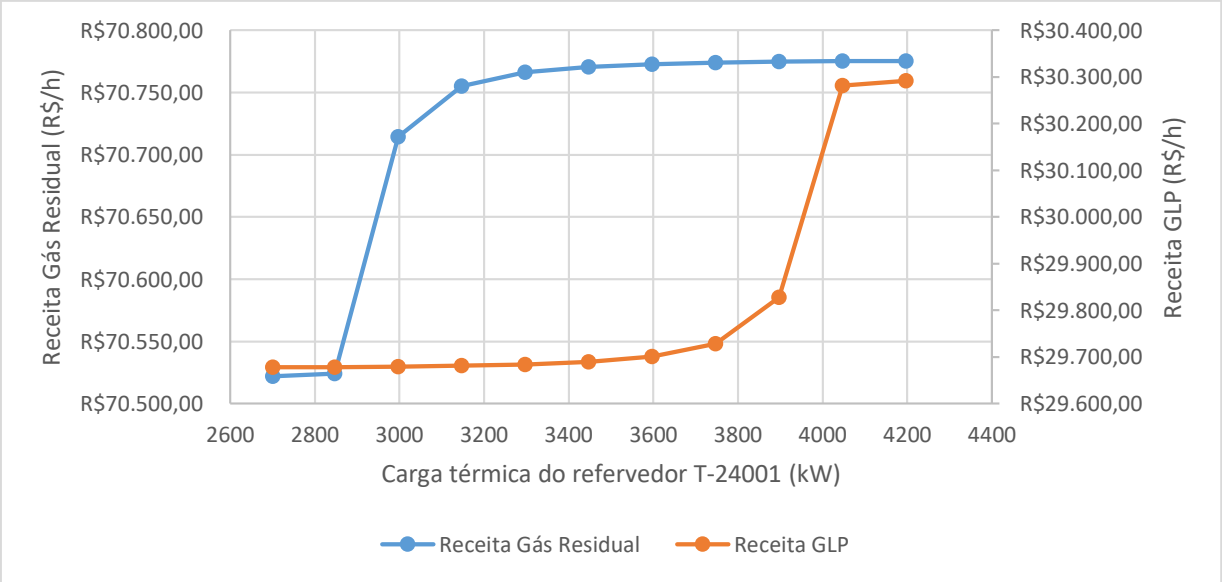


Fonte: Autor, 2016.

Esse aumento do lucro se dá pelo fato que a carga térmica do refervedor não tem um impacto direto no custo da UPGN, já que é utilizado o gás residual produzido na unidade para gerar essa carga, dessa forma se tem uma repercussão de 5% a menos na receita do gás residual, mas como se tem um aumento do que é produzido, como podemos observar na Figura 18, o aumento do lucro é compreensível, já que por mais que a unidade esteja consumindo mais gás residual ela também esta produzindo mais.

Podemos verificar na Figura 18 que outro fator que contribui para o aumento do Lucro da UPGN é que com o aumento da carga térmica, também se produz mais GLP que é um produto de grande valor agregado.

Figura 18 - Receita do gás residual e GLP variando a Carga térmica no refervedor da T-24001.

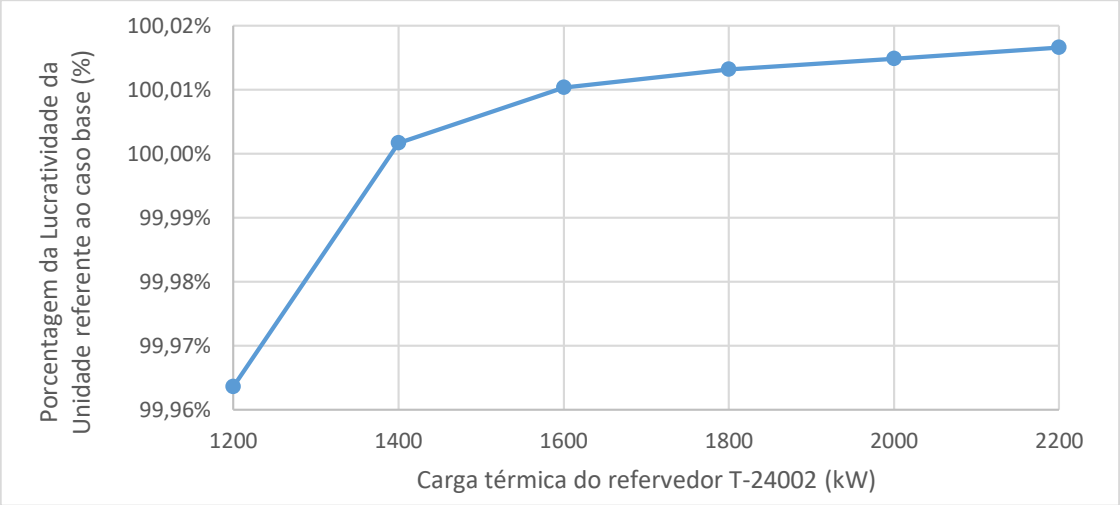


Fonte: Autor, 2016

5.2.6 Carga térmica no refervedor da T-24002.

Por fim, foi feita a ultima analise de sensibilidade na coluna desbutanizadora. Tais resultados são apresentados na Figura 19, onde é possível observar o lucro da UPGN em relação a Carga térmica no refervedor.

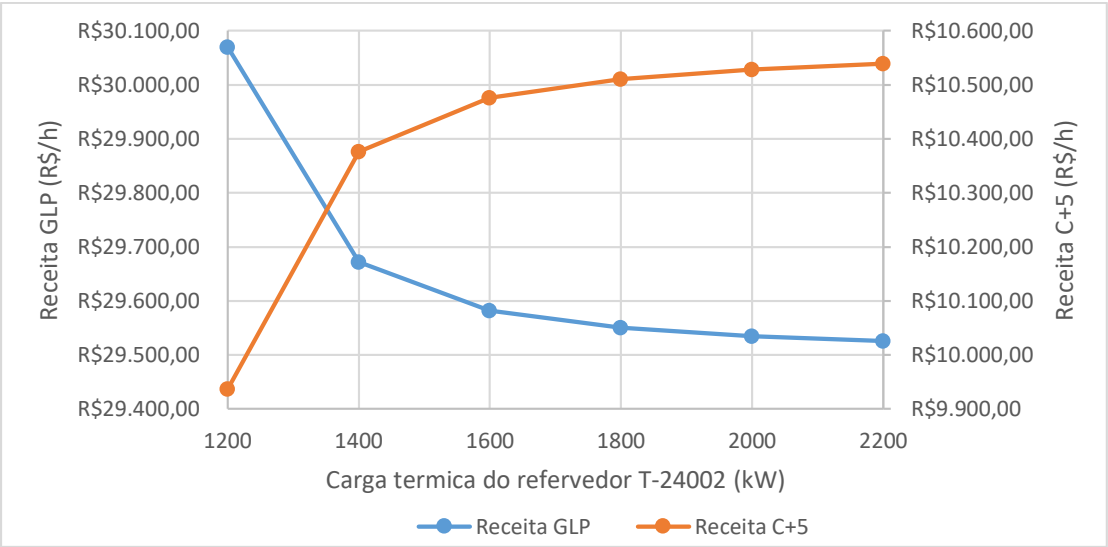
Figura 19 - Variação da lucratividade com a Carga termica do refervedor da T-24002.



Fonte: Autor, 2016.

A lucratividade variou sensivelmente com a variação de refervimento da coluna T-24002, porém a redução da carga (abaixo de 1400 KW) observa-se que a lucratividade diminui. Verifica-se na Figura 20 que ao diminuir a Carga térmica no refervedor a UPGN passa a produzir mais GLP e consequente produz menos C5+ um produto com o maior valor agregado, fazendo que dessa forma, trabalhar com Carga térmica do refervedor mais elevadas é vantajoso.

Figura 20- Variação da Vazão dos produtos C5+ e GLP com a Carga térmica no refervedor da T-24002.



Fonte: Autor, 2016

5.2.7 Análise Geral

De forma geral a lucratividade variou sensivelmente em função das variáveis analisadas. Na Tabela 5 é apresentado um resumo da influência das variáveis de processos ao diminuir, as temperaturas e a carga térmica de refervimento em relação ao caso base sobre as vazões dos produtos Gás Residual (FGR), GLP (FGLP) e C^{+5} (FC^{+5}), as especificações das frações de metano (MGR) e etano (EGR) na corrente de gás residual e a lucratividade do processo (Lucro). Quatro tipos de efeitos foram considerados: aumento (+), decréscimo (-), ora positivo, ora negativo ($\pm$) ou ausência de efeito (N).

Tabela 4- Efeito da variação (diminuição) das variáveis inerentes aos equipamentos sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo.

Equipamentos	V-24002	V-24003	V-24004	V-24005	T-24001	T-24002
FGR	(+)	($\pm$)	($\pm$)	($\pm$)	(-)	N
FGLP	(+)	(-)	($\pm$)	(-)	($\pm$)	(+)
FC^{+5}	(-)	($\pm$)	($\pm$)	(+)	(-)	(-)
MGR	(-)	N	(+)	N	($\pm$)	N
EGR	(+)	N	(-)	(+)	($\pm$)	N
Lucro	($\pm$)	($\pm$)	($\pm$)	(+)	($\pm$)	(-)

Como podemos observar na Tabela 5 todos os equipamentos sofreram de forma sensivel a variação das variáveis escolhidas nesse trabalho em relação ao lucro da UPGN, porém para continuar os estudos foram considerados apenas os equipamentos V-24002 e T-24001 já que o mesmo tiveram um aumento do lucro maior de 0,3% ao aumentar a temperatura e a carga térmica, respectivamente em cada operação unitária.

5.3 Otimização da Unidade

A otimização da Unidade de Processamento do Gás Natural foi realizada utilizando a recurso *Optimization tool* disponível no simulador iiSE. Para analisar o comportamento do lucro foi escolhido as variáveis que tiveram maior efeito para a decisão, sendo essas a temperatura do primeiro vaso (V-24002) e a carga termica do refervedor da T-24001.

Com o intuito de atender as restrições operacionais do processo, essas variáveis de decisão foram limitadas. A temperatura de entrada do gás natural no primeiro vaso de flash é de -17 ºC e a temperatura do segundo vaso é de -25,5 ºC. Dessa forma, a temperatura do primeiro vaso foi limitada nessa faixa (de -25 ºC a -17 ºC) para não implicar em novos investimentos. Já para a Carga térmica no refervedor na T-24001, foi considerado que uma variação da ordem de 30% seria factível para o refervedor sem que houvesse a necessidade de uma maior área instalada, o que implicaria em novos custos de investimento.

Na Tabela 6 é feita a comparação da vazão dos produtos, as especificações das frações de etano e metano do gás residual, lucro da UPGN e as variáveis de decisões. Para facilitar visualização e análise foram considerados os seguintes símbolos:

- (+): Valor aumentou após a otimização;
- (-): Valor diminui após a otimização;
- "N": valor se manteve constante após a otimização;
- "FIXA": Valor foi mantido fixo para a otimização.

Tabela 5 - Comparação das variáveis de processos, produtos gerados na UPGN e lucro.

	Simulação	Otimização	Situação
FGR	3106,92 Kgmol/h	3111,05 Kgmol/h	(+)
FGLP	305,31 Kgmol/h	294,44 Kgmol/h	(-)
FC+5	53,95 Kgmol/h	59,51 Kgmol/h	(+)
MGR	0,8522	0,852	N
EGR	0,1132	0,1151	(+)
Lucro	R$ 110.393,91/h	R$ 163.240,00/h	(+)
T V-24002	-17 ºC	-24,99 ºC	(-)
T V-24003	-25,5 ºC	-25,5 ºC	FIXO
T V-24004	-42,4 ºC	-42,4 ºC	FIXO
T V-24005	-78,8 ºC	-78,8 ºC	FIXO
TR T- 24001	3744 KW	4827,98 KW	(+)
TR T- 24002	1630 KW	1630 KW	FIXO

Podemos analisar na Tabela 6, que a otimização convergiu de maneira que a temperatura do vaso flash (V-24002) diminuísse e se aproximando da temperatura do próximo trocador minimizando o custo. Segundo Lee (2002) o processo de resfriamento do gás natural representa

um custo de 25-50% do custo da UPGN, o que se explica uma maior economia ao processo ao reduzir a temperatura do primeiro flash é que se tem uma economia de energia significativa do próximo trocador de calor da unidade pela qual a corrente do topo do vaso passa.

A carga térmica no refervedor aumentou 29% o que elevaria o custo energético, porém a UPGN para essa etapa de processo utiliza uma porcentagem do gás residual produzido na própria unidade reduzindo assim o impacto do aumento da carga térmica no refervedor no custo. É possível observar que as variáveis de decisão ficaram próximas aos seus limites operacionais. Variações mais expressivas dessas variáveis implicariam em custos de investimentos e/ou operacionais que deveriam ser levados em consideração. Nesse estudo, considerando essas restrições operacionais, a lucratividade apresentou um valor de R$ 163.240,00/h, o que implica em um aumento de 48% em relação ao caso base.

6 CONCLUSÃO

Neste trabalho foi executada uma análise na Unidade de Processamento de Gás Natural visando a lucratividade do processo. Foi realizado um estudo entre as equações de estado Peng-Robinson e Soave-Redlich-Kwong, foi verificado que os resultados obtidos com a equação Peng-Robinson teve uma melhor representatividade da UPGN.

Foram analisados diferentes cenários de operação para a unidade, através de análise de sensibilidade em variáveis selecionadas no processo. A lucratividade da unidade foi calculada através de expressões adaptadas da literatura e apresentou uma variação sensivelmente dentro dos intervalos em que as variáveis de processo foram analisadas. As análises de sensibilidade foram proveitosas para examinar restrições operacionais.

Observou–se que a temperatura do primeiro vaso flash V-24002 e a carga térmica no refervedor da coluna desetanizadora T-24001 foram as variáveis mais importantes dentre as consideradas, pois suas influências sobre a vazão, receita e custo foram mais acentuadas que as demais. Esse estudo permitiu escolher duas, entre as seis variáveis analisadas, como variáveis decisórias para a etapa de otimização.

Verificou-se que para buscar o maior lucro operacional, deve-se operar o vaso flash V-24002 a temperatura menor do que especificadas originalmente, quando o sistema é otimizado a mudança da temperatura foi de -24,99ºC.

Para a análise da carga térmica no refervedor valor de 4827,98 kW foi encontrado depois da otimização do processo, observando um aumento dessa variável ao comparar ao valor original, por fim os resultados obtidos na simulação ao ser comparado aos valores da UPGN otimizado permitiu ter uma percepção que existe um espaço para a otimização da unidade.

Esse trabalho permitiu determinar as melhores tendências dos valores para as variáveis de decisão para determinar as melhores condições de operação de alguns equipamentos. Entretanto, dado a quantidade de variáveis de processos que não foram analisadas e a complexidade da unidade propõe-se para trabalhos futuros uma análise da UPGN de forma geral.

REFERÊNCIA

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS e BIOCOMBUSTÍVEIS. Gás natural não convencional, Nota técnica nº 09/2010 –SCM. Abril 2010.

BAKER, R. W.; LOKHANDWALA, K. **Natural gas processing with membranes: an overview**, Ind. Eng. Chem. Res. v. 47, p. 2109-2121, 2008

BALCI, O. et al. **The visual simulation environment technology transfer**. Proceedings of the Winter Simulation Conference, 1997.

BARALDI, A. **Refrigeração de uma Unidade de processamento de Gás Natural**. 2015. 72 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

BASTOS, S. A. P.; FORTUNATO G. Conversão de veículos flex para o gás natural: problema de escassez e contribuição à sustentabilidade. **Rev. Adm. Mackenzie,** São Paulo, vol.15, n.5, Sept./Oct. 2014.

BAYER, M. M**. Estudo preliminar de simulação e otimização de uma planta de processamento de gás natural**. In:CONGRESSO BRASILEIRO DE P&D. 1 .Rio Grande do Norte em Petróleo e Gás Universidade Federal do Rio Grande do Norte – SBQ Regional RN. *Resumo*, 2001.p.1.

CORDEIRO, A. F. **Estudo de simulação e controle de uma unidade de processamento de gás natural.** 2011 147 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2011.

DOMENEGHINI, E. C. **Eficiência energética baseado na Exergia para UPGN**. 2015. 33f. Trabalho de Conclusão (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015

ECKERT, F. S**. Análise de lucratividade em uma unidade de processamento de gás natural**. 2013. 32f. Trabalho de Conclusão (Graduação em Engenharia Química) Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2013.

EHRLICH, J. P. **Pesquisa Operacional: Curso Introdutório**. 5. Ed. São Paulo: Atlas, 1985. 376 p.

GOMIDE, R. **Operações unitárias**. 5. Ed. São Paulo: Cenpro editores, 1997. 205 p.

LACHTERMARCHER, G. **Pesquisa operacional na tomada de decisões.** 4. Ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2009. 220 p.

MENNER, W. A. **Introduction to modeling and simulation**. Johns Hopkins APL Technical Digest, v. 16, n. 1, p 6-17, 1995.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA- MME. **Balanço Energético Nacional 2012.** Disponível em < https://ben.epe.gov.br/downloads/Resultados_Pre_BEN_2012.pdf> Acesso 22 de Jun. 2016.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA- MME. **Balanço energético nacional 2015. Disponível** em <https://ben.epe.gov.br/downloads/Relatorio_Final_BEN_2015.pdf> Acesso 22 de Jun. 2016.

MIKOSCH, T.; RESNICK, S.; ROBINSON, S. **Numerical Optimization.** 2. Ed. [S.I.]: Springer,2006. 653 p.

MÜLLER, H. G. **Energia Requerida para a Separação como Ferramenta de Otimização Operacional e Controle de Destilação.** 2012. 99 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

OLIVEIRA F. C. P. **Sistema de Otimização Aplicado ao Processamento de Gás Natural do Espírito Santo.** 2008. Disponível em < http://www.puc-

rio.br/Pibic/relatorio_resumo2008/relatorios/ctc/ind/ind_fabricio_carlospinheiro.pdf > Acesso 22 de Jun. 2016

PEREIRA, T. V**. Otimização e Operação de Processos *Off-Shore* de Separação Óleo-Gás**.2003 103 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2004.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos: Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Blucher, 2005. 198 p.

PRAÇA, E. R. **Distribuição de gás natural no brasil: um Enfoque crítico e de minimização de custos** 2013 173 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia de Transportes) -Programa de Mestrado em Engenharia de Transportes, Centro de Tecnologia, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2003.

REPENNING, G. B. **Síntese de Estruturas de Controle Auto-Otimizáveis Aplicadas à Destilação Atmosférica de Petróleo.** 2015, 51 f. Trabalho de Conclusão (Graduação em Engenharia Química) Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

ROITMAN, V. **Curso de formação de operadores de refinaria: Operações unitárias.** 1 Ed. Curitiba: UnicenP.. 2002. 50 p.

SANT'ANNA, A. A. **Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma Off-Shore**, 2005. 141 Trabalho de Conclusão (Graduação em Engenharia Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio Janeiro, 2005.

SANTOS, W. G**. Apostila Processamento de gás natural: instituto brasileiro de petróleo, gás e biocombustíveis**.1. Ed.[S.I.:s.n.] 2010. 75p.

SEADER, J.D.; HENLEY, E.J.; ROPER, D. K., **Separation Process Principles**, 3rd Ed. New York: John Wiley &; Sons, , 2011. 813 p.

VAZ, C. E. M.; MAIA J.L.P; SANTOS, W. G. **Tecnologia da indústria do Gás Natural.** 1ª Ed, [SI]: Blucher, 2009. 440 p.

VIEIRA, P. L.; GARCIA, C. B.; GUIMARÃES, H. B.; TORRES, E. A.; PEREIRA, O. L. S. **Gás natural: benefícios ambientais no Estado da Bahia.** Salvador: Solisluna Design e Editora, 2005.132 p.

ANEXO I

1.1 Caracterização da Carga

		Volume %
N_2	64,45	1,86
CO_2	37,77	1,09
Metano	2652,11	76,54
Etano	382,19	11,03
Propano	175,33	5,06
i-butano	37,42	1,08
Butano	55,44	81,6
i-pentano	14,55	0,42
Pentano	21,14	0,61
Hexanos	16,63	0,48
Heptanos	6,58	0,19
Octanos	1,04	0,03
Nonanos	0,35	0,01
H_2O (ppm)	-	< 0,1 e 0,5 ppm (máx.)
Total (Kgmol/h)	3465,00	-
Vazão mássica (Kg/h)	75468	-
Riqueza (% molar)		
Temperatura (ºC)	55	-
Pressão (Kgf/cm ^{2})	69,0	-
Peso molecular	21,78	21,78
Densidade do Vapor (Kg/m^3)	64,10	-
Viscosidade do Vapor (cP)	0,014	-
Calor específico (Kcal/KgºC)	0,63	-
Fator de compressibilidade (z)	0,85	-

Estado Físico	Vapor	-

Vazão Nominal: 2.000.000 m^3/d a 20ºC e 1 atm.

Pressão = 69,5 Kg/m^2

Temperatura = 50ºC

Densidade = 66,4 Kg/m^3

Composição Enxofre = 0,3 ppm máx.

1.2 Caracterização de Produto

Produto	**Vazão** **M^3/D**	**Pressão** **Kgf/cm^2**	**Temperatura** **ºC**
Gás Natural (carga)	2.000.000	69,5	50,0
Propano Especial	340 t/d	21,0	45,4
GLP		25,5	45,0
		25,5	45,0
Gasolina (Natural)	178	14,1	45,0
Gás Residual	1.741.800	69,0	45,0

	Propano	GLP	Gasolina	Gás Residual
N_2	-	-	-	2,07
CO_2	-	-	-	1,21
Metano	-	-	-	85,36
Etano	1,5	9,9	-	11,34
Propano	98,4	58,34	-	0,18
i-Butano	0,1	12,45	0,06	-
n-Butano	-	18,28	0,93	-
i-pentano	-	0,71	21,42	-
n-Pentano	-	0,28	35,06	-
Hexano	-	-	28,73	-
Heptano	-	-	11,37	-
Octano	-	-	1,79	-
Nonano	-	-	0,60	-
Total (Kgmol/h)	10,00	300,22	57,87	3106,92
Vazão Mássica(Kg/h)	-	14200	4648	56621
Vazão volumétrica (m^3/d)	-	29,5	7,4	1076,4
Temperatura (ºC)	60,2	45	45	45
Pressão (Kgf/cm ^{2})	21,5	25,5	14,1	69,0
Peso molecular	43,90	47,30	80,33	18,22
Densidade (Kg/m^3)	-	-	-	52,60
Viscosidade (cP)	-	-	-	0,013
Calor específico (Kcal/ (KgºC)	0,93	0,73	0,57	0,62
Viscosidade (cP)	0,064	0,087	0,23	-
Densidade (Kg/m^3)	426	482	624	-
Peso Molecular	43,90	47,30	80,33	-
Fator de Compressibilidade (Z)	-	-	-	0,90
Estado Físico	Vapor	Líquido	Líquido	Vapor