



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
ESCOLA DE ENGENHARIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA  
QUÍMICA



# Análise de Lucratividade em uma Unidade de Processamento de Gás Natural

*Autor: Felipe Sander Eckert*

*Orientador: Prof. Dr. Eng. Pedro Bolognese Fernandes*

Porto Alegre, dezembro de 13

## Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iii
Resumo	iv
Lista de Figuras	v
Lista de Tabelas	vi
1	
1 Introdução	2
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 História, mercado e futuro do gás natural no Brasil	3
2.2 Definição e propriedades do gás natural	4
2.3 Unidade de processamento de gás natural	4
2.4 Simulação e lucratividade no processamento de gás natural	6
2.4.1 Simulação no processamento de gás natural	6
2.4.2 Lucratividade no processamento de gás natural	8
3 Estudo de caso	11
3.1 Descrição da unidade	11
3.1.1 Sistema de resfriamento	12
3.1.2 Turbo-expansor (T.E)	13
3.1.3 Sistema de Desetanização	15
3.1.4 Sistema de Desbutanização	15
3.1.5 Sistema de Despropanização	15
4 Metodologia	17
4.1 Avaliação preliminar das variáveis do processo	17
4.2 Equacionamento da lucratividade	18
4.3 Análises de sensibilidade da unidade	19
4.4 Cenários de composição de matéria-prima	20
5 Resultados	21
5.1 Análise de sensibilidade no caso base	21
5.1.1 Análise de lucratividade no caso base	25
5.2 Análises no cenário com gás leve	28
5.3 Análises no cenário com gás pesado	29
6 Conclusões e Trabalhos Futuros	31
7 Referências	32

## **Agradecimentos**

Em primeiro lugar, agradeço a UFRGS por ter me proporcionado um ensino de qualidade ao longo desses cinco anos e meio de graduação. Ressalto o importante papel de todos os professores, mestres e doutores do departamento de engenharia química na excelência na transmissão de conhecimento.

Em especial, agradeço o Professor Pedro Fernandes pelo imenso apoio e dedicação na condução deste trabalho. Seu bom-humor e otimismo também foram muito importantes para a confecção deste estudo.

Às boas amizades que construí dentro da universidade. As histórias criadas e as experiências trocadas aqui dentro da UFRGS foram inesquecíveis e fundamentais para meu desenvolvimento como pessoa e profissional. Sempre as levarei comigo.

Agradeço a toda minha família, em especial para Bruna, Tania e Zenar, por todo o imenso apoio, carinho e educação que me foi dado ao longo de todos estes anos.

À Daniela pelo enorme companheirismo e carinho, e por fazer parte da minha vida, me trazendo sempre bom-humor e alegria.

## Resumo

A análise de lucratividade de processos industriais e dos fatores que a influencia são essenciais para tornar a operação viável ao longo do tempo. Em plantas industriais de gás natural, a esta quantidade de fatores inerentes somam-se as constantes mudanças na qualidade de matéria-prima a que o processo é sujeito. Neste contexto, este estudo 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 de matéria-prima. Foram realizadas análises de sensibilidade nas variáveis de processo mais importantes e a lucratividade foi calculada com base nas vazões dos produtos especificados pela unidade. A razão de refervimento da coluna desetanizadora, responsável por especificar o gás natural, se mostrou a variável que mais influenciou a lucratividade do processo, a qual variou cerca de 30 % no intervalo analisado. Os demais produtos especificados pela unidade agregam valor ao processo e foram responsáveis por definir o comportamento e o valor do lucro nos cenários avaliados. Para cada cenário e etapa de fracionamento em que as análises foram feitas, foi possível identificar o ponto de operação de maior lucratividade.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2.1:</b> Produção de gás natural brasileira de 1965 à 2009 (ANP,2010) .....	3
<b>Figura 2.2:</b> Etapas de processo de uma unidade produtora de gás natural (Cordeiro <i>et al</i> , 2011).....	6
<b>Figura 2.3:</b> P&ID simplificado com as malhas de controle propostas em vermelho .....	7
<b>Figura 2.4:</b> Valor da função objetivo em função da pressão da coluna demetanizadora (Mehrpooya <i>et al</i> ,2006).....	9
<b>Figura 2.6:</b> Condições operacionais consideradas (Chebbi <i>et al</i> ,2009).....	10
<b>Figura 3.1:</b> Fluxograma do sistema de resfriamento da UPGN em estudo.....	12
<b>Figura 3.2:</b> Fluxograma do processo de turbo expansão e do sistema de desetanização da UPGN em estudo .....	14
<b>Figura 3.4:</b> : Fluxograma dos sistemas de desbutanização e despropanização da UPGN em estudo .....	16
<b>Figura 5.1:</b> Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da razão de refervimento volumétrica na coluna desetanizadora. ....	21
<b>Figura 5.2:</b> : Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora. ....	22
<b>Figura 5.3:</b> Fração molar de metano em função da razão de refervimento da coluna desetanizadora .....	22
<b>Figura 5.4:</b> Fração molar de metano em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora .....	23
<b>Figura 5.5:</b> Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora. ....	24
<b>Figura 5.6:</b> Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da pressão de primeiro razão de refervimento da coluna desetanizadora. ....	24
<b>Figura 5.7:</b> Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da temperatura do permutador P04.....	24
<b>Figura 5.8:</b> Vazões mássicas de GLP e gasolina natura em função pressão de primeiro estágio da coluna desbutanizadora.....	25
<b>Figura 5.9:</b> Vazões mássicas de GLP e gasolina natura em função da razão de refervimento da coluna desbutanizadora .....	25
<b>Figura 5.10:</b> Variação da lucratividade da UPGN em função da pressão de primeiro estágio .....	26
<b>Figura 5.11:</b> Lucratividade da UPGN em função da razão de refervimento da coluna desetanizadora .....	26
<b>Figura 5.12:</b> Lucratividade da UPGN em função da pressão de primeiro estágio da coluna desbutanizadora. ....	27
<b>Figura 5.13:</b> Lucratividade da UPGN em função da de razão de refervimento (massa) da coluna desbutanizadora. ....	27
<b>Figura 5.14:</b> Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da razão de refluxo e a pressão de primeiro estágio da coluna desbutanizadora .....	28

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 2.1:</b> Composição típica do gás natural brasileiro (Adaptado de Vaz <i>et al.</i> ,2008) .....	4
<b>Tabela 2.2:</b> Especificações do gás natural conforme Resolução ANP Nº 16, de 17jun. 2008 (ANP,2008).....	5
<b>Tabela 2.3:</b> Componentes presentes em cada fase das colunas de destilação ( Adaptado de Bullin et al 2000).....	10
<b>Tabela 3.1:</b> Composição do gás de entrada da unidade de processamento de gás natural em estudo.....	11
<b>Tabela 3.2:</b> Especificações das correntes no sistema de resfriamento da UPGN em estudo .....	12
<b>Tabela 3.3:</b> Especificações das correntes na etapa de turbo-expansão e no sistema de desetanização da UPGN em estudo .....	14
<b>Tabela 3.4:</b> Especificações das correntes dos sistemas de desbutanização e despropanização da UPGN em estudo .....	16
<b>Tabela 4.1:</b> Preço dos produtos especificados pela UPGN e o custo elétrico .....	18
<b>Tabela 4.1:</b> Variáveis sujeitas a variação na análise de sensibilidade da unidade.....	19
<b>Tabela 4.2:</b> Cenários de composição de matéria-prima considerados nas análises de sensibilidade .....	20
<b>Tabela 5.1:</b> Efeito das variáveis de processo no cenário base sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo.....	28
<b>Tabela 5.2:</b> Efeito das variáveis de processo no cenário com gás leve sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo .....	29
<b>Tabela 5.3:</b> Efeito das variáveis de processo no cenário com gás pesado sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo .....	30



## 1 Introdução

Seguindo a tendência de crescimento econômico do Brasil, a demanda tanto industrial quanto doméstica por energia aumentou consideravelmente na última década. As previsões indicam que este comportamento deverá se manter no futuro, exigindo uma crescente disponibilidade de energia. As descobertas do pré-sal indicam um elevado aumento na oferta de gás natural e petróleo no país. Neste contexto, as unidades processadoras de gás natural são muito importantes no suprimento das necessidades energéticas brasileiras. Dessa forma, é necessário aprimorar as tecnologias associadas à exploração e ao refino do gás natural e seus derivados e aprimorar o conhecimento sobre a operação destas unidades.

O objetivo de qualquer unidade industrial é garantir uma operação rentável ao longo dos anos. O lucro em plantas industriais do ramo de gás natural está sujeita a inúmeras influências em função da complexidade das condições de processo que permeiam este tipo de setor. Diferentemente do que ocorre para outros tipos de unidades industriais, a composição da matéria-prima altera-se constantemente, devido à variedade de componentes presentes na mesma. Assim, é fundamental avaliar-se a flexibilidade do processo e buscar o ponto operacional de maior lucro em cada condição de carga.

Este estudo objetiva analisar a lucratividade gerada pelos produtos especificados de uma unidade produtora de gás natural típica, representada por uma simulação estacionária, frente a alterações nos valores de variáveis de processo previamente selecionadas. A fim de verificar a influência das condições de carga no ponto ótimo de operação, três cenários de matéria-prima diferentes foram considerados, alterando-se a composição em cada um deles.

Inicialmente, no capítulo 2, será feita uma revisão bibliográfica sobre o contexto em que o estudo está inserido, assim como os trabalhos anteriores já realizados sobre o tema. No capítulo 3, descrevem-se as principais etapas de processo da unidade de processamento de gás natural em estudo e os produtos especificados por ela. O capítulo 4 mostra a metodologia necessária para se calcular e avaliar a lucratividade nos três cenários de matéria-prima. Os resultados das análises realizadas podem ser vistos no capítulo 5. Por fim, o capítulo 6 apresenta as conclusões feitas sobre este estudo, assim como as sugestões de trabalhos futuros que poderiam ser desenvolvidos a partir dele.



## 2 Revisão Bibliográfica

Neste capítulo será feita uma contextualização da situação do gás natural na matriz energética brasileira e, também, nas tecnologias de processamento atual. Além disso, foram revisados alguns trabalhos que tratam sobre simulação, otimização e lucratividade em processamento de gás. Os temas mencionados neste capítulo foram necessários para a realização deste estudo e serviram de embasamento teórico para a concepção e aplicação da metodologia.

### 2.1 História, mercado e futuro do gás natural no Brasil

A inserção do gás natural na matriz energética brasileira é um fato relativamente recente. Até a década de 70, devido às dificuldades de transporte e armazenagem, dos preços baixos no mercado nacional e da concorrência competitiva com os demais derivados do petróleo, a produção brasileira do gás progrediu lentamente. A partir da década de 80, o cenário da produção e comercialização do combustível no país mudou significativamente, conforme pode ser observado na figura 2.1. A construção do Gasoduto Bolívia-Brasil (GASBOL) no final da década de 90, as sucessivas descobertas das reservas de petróleo e gás na bacia de Campos e a evolução dos fatores tecnológicos, ambientais e mercadológicos, foram alguns dos acontecimentos que viabilizaram a expansão do GN no Brasil (ANP, 2010)

No último Balanço Energético Nacional (2013) divulgado pelo Ministério de Minas e Energia, o Brasil apresentou um aumento de 41,2% na oferta interna de energia com relação ao ano de 2003. Durante este mesmo período, a produção de gás natural no país cresceu aproximadamente 63 %, o que elevou a participação deste combustível na matriz energética brasileira de 7,7 % em 2003 para 11,5 % em 2012. Entre os destinos finais de consumo do gás, destaca-se a geração de energia elétrica, a qual cresceu 246,6 %, e a industrial, que apresentou um aumento de consumo de aproximadamente 68%.

Segundo a Empresa de Pesquisa Energética (2012), a expansão média anual de demanda por GN deverá ser de 5,7 % até o ano de 2021. Para essa data, a projeção da matriz energética brasileira indica que a participação do gás natural será de 15,5 %. O aumento de consumo deverá suprido por conta, principalmente, da exploração e produção das reservas existente do pré-sal ao longo do período. O principal responsável pelo aumento da demanda do gás é o setor energético, cuja projeção de expansão média anual é de 4,7 %.

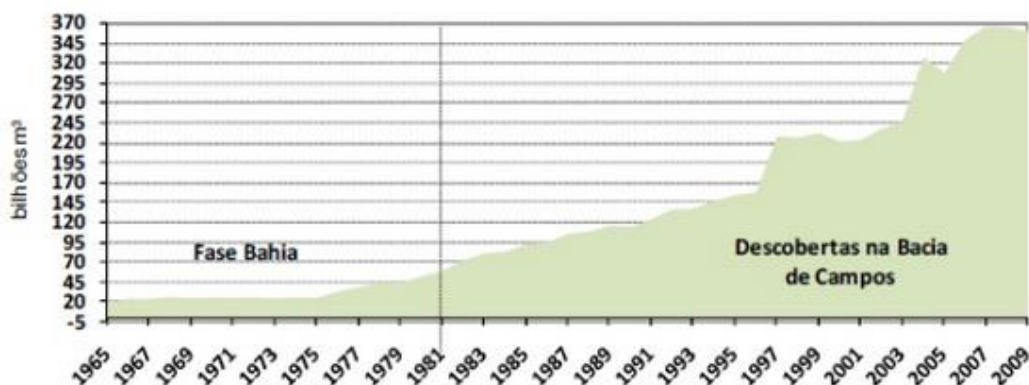


Figura 2.1: Produção de gás natural brasileira de 1965 à 2009 (ANP,2010)

## 2.2 Definição e propriedades do gás natural

O gás natural (GN) é definido como a mistura de hidrocarbonetos obtidos na fase gasosa, durante a exploração das reservas naturais de petróleo. O metano, cuja porcentagem volumétrica varia de 65% a 90%, constitui a fração majoritária do combustível (Vaz *et al.*, 2008). Além do metano, os principais hidrocarbonetos constituintes do GN são o etano, o propano e o butano. Os principais constituintes inorgânicos do gás são o nitrogênio, o dióxido de carbono e o gás sulfídrico. As porcentagens volumétricas das substâncias que compõe o gás natural brasileiro típico são vistas na tabela 2.1.

Durante a exploração do petróleo, o gás natural pode ser encontrado associado ou não ao óleo. Na primeira possibilidade, o gás encontra-se dissolvido no óleo ou sob a forma de uma “capa de gás” no mesmo. Neste caso, a produção de GN é determinada basicamente pela produção de óleo. Na segunda possibilidade, o gás natural é encontrado livre da presença de óleo ou em baixas concentrações do mesmo. Outra classificação relacionada ao gás é a forma como este é explorado, podendo ser denominado gás natural convencional ou não convencional. Historicamente, é aceito como gás natural convencional aquele gás extraído por fontes tecnológicas conhecidas, enquanto que o gás natural não convencional é aquele cujas tecnologias de extração não são plenamente dominadas.

**Tabela 2.1:** Composição típica do gás natural brasileiro (Adaptado de Vaz *et al.*, 2008)

Componente	Fórmula química	Unidade	Fração
Metano	CH <sub>4</sub>	% vol.	65 - 90
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	% vol.	4 - 12
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	% vol.	2 - 6
Butanos e mais pesados	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> , C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	% vol.	0,05 - 1,5
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	% vol.	0,8 - 11
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	% vol.	0,2 - 3
Gás sulfídrico	H <sub>2</sub> S	mg/m <sup>3</sup>	1,5 - 7,5

## 2.3 Unidade de processamento de gás natural

O objetivo de uma unidade de processamento de gás natural (UPGN) é especificar o gás natural extraído e recuperar a porção do gás natural liquefeita (LGN) para posterior processamento. A unidade consiste em uma sucessão de operações unitárias, as quais purificam, resfriam, liquefazem, fracionam e especificam o GN e seus derivados. O projeto da unidade é concebido com base nas características do gás, o qual pode ser “rico”, constituído de frações de hidrocarbonetos mais pesados, ou “pobre”, caracterizado por frações mais leves. As UPGN podem ser projetadas para operar em mar (unidade *offshore*) ou em terra. No Brasil, estas unidades são em terra, pois os custos de implementação e operação são menores, além de estarem interligadas aos gasodutos e próximas aos diversos consumidores finais.

O gás extraído da exploração do petróleo é inicialmente purificado através da remoção de água, ácido sulfídrico (H<sub>2</sub>S) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Na sequência do processo, o gás natural é resfriado por sucessivas trocas térmicas e, conseqüentemente, liquefeito. O produto resultante é fracionado em gás natural e hidrocarbonetos mais

pesados, os quais constituem o LGN. Para ser comercializado, o GN deve ser especificado conforme a resolução da ANP Nº 16, 17 de junho de 2008 (ANP, 2008). A Tabela 2.2 detalha as especificações exigidas pela ANP nas diferentes regiões do país. O líquido de gás natural, resultante do fracionamento do gás, é composto majoritariamente por etano, propano, butano e outros hidrocarbonetos mais pesados. A partir do LGN, podem ser especificados o etano petroquímico, propano e butano ou gás liquefeito de petróleo (GLP) e a gasolina natural. Estes produtos, quando especificados, possuem valor agregado considerável, gerando maior riqueza ao processo. (Cordeiro *et al.*, 2011).

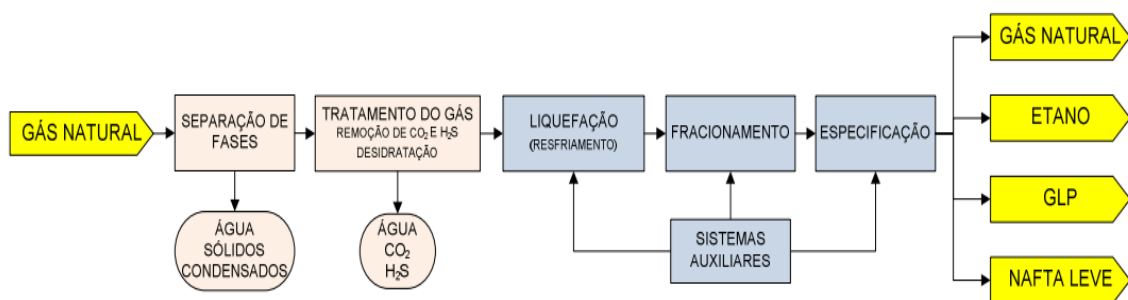
**Tabela 2.2:** Especificações do gás natural conforme Resolução ANP Nº 16, de 17jun. 2008 (ANP,2008)

Característica	Unidade	Limite por região		
		N	NE	CO, S e SU
<b>Poder calorífico superior</b>	kJ/m <sup>3</sup>	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	35.000 a 43.000
<b>Índice de Wobbe</b>	kJ/m <sup>3</sup>	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	46.500 a 53.500
<b>Metano, min.</b>	% mol.	68	85	85
<b>Etano, máx.</b>	% mol.	12	12	12
<b>Propano, máx.</b>	% mol.	3	6	6
<b>Butanos e mais pesados, máx.</b>	% mol.	1,5	3	3
<b>Oxigênio, máx.</b>	% mol.	0,8	0,5	0,5
<b>Inertes ( N<sub>2</sub> + CO<sub>2</sub>), máx.</b>	% mol.	18	8	6
<b>CO<sub>2</sub>, máx.</b>	% mol.	3	3	3
<b>Enxofre Total, máx.</b>	mg/Nm <sup>3</sup>	70	70	70
<b>Gás Sulfídrico (H<sub>2</sub>S), máx</b>	mg/Nm <sup>3</sup>	10	13	10

Os principais fatores que afetam a recuperação do fração que pode ser liquefeita a partir do gás natural foram estudados por Sharratt (2008). Segundo o autor, inicialmente, o gás natural sem componentes ácidos é previamente resfriado e desidratado. Posteriormente, o GN é sujeito a uma refrigeração mais severa através da utilização de propano como fluido refrigerante. O gás resfriado é expandido e separado em uma coluna de destilação denominada “desmetanizadora”. O produto do topo da coluna é constituído por gás natural especificado. Este troca calor com a carga da coluna e, então, é recomprimido e exportado para o consumo ou armazenamento. O produto do fundo da coluna é composto por etano e outros hidrocarbonetos mais pesados, os quais caracterizam o LGN. O objetivo principal da unidade é recuperar o a maior quantidade possível de líquido por volume do gás natural. As principais etapas de uma UPGN estão esquematizadas na Figura 2.2.

O processo empregado na refrigeração da UPGN, responsável por liquefazer componentes pesados do gás natural, define a tecnologia da unidade a ser projetada (Vaz *et al.*, 2008). Atualmente, são utilizados cinco tipos de processos de resfriamento: expansão Joule-Thomson, refrigeração simples, absorção refrigerada, turbo-expansão e combinação das demais. A escolha do processo mais adequado envolve uma avaliação técnica e também econômica. Entre os fatores que definem a escolha da tecnologia, está a natureza do gás extraído, a especificação dos produtos finais e a vazão de GN disponível. No Brasil, utilizam-se principalmente os processos de absorção refrigerada e turbo-expansão.

A refrigeração por turbo-expansão é a tecnologia mais tradicional para a recuperação do LGN. Devido á complexidade de equipamentos envolvidos, este processo possui o maior investimento inicial. Entretanto, seu custo operacional, entre as tecnologias existentes, é o mais baixo. Esta tecnologia consiste na refrigeração e expansão do gás em uma turbina para liquefação dos hidrocarbonetos pesados. Segundo Bloch e Soares (2011), algumas das principais vantagens desta tecnologia aplicada ao gás natural são: o processo é o mais eficiente atualmente; tolera mecanicamente a formação de gelo e a erosão durante o processo; pode recuperar totalmente o propano; tem a maior recuperação de etano (cerca de 80%); atinge temperaturas de  $-95^{\circ}$  C. Como o processo atinge temperaturas criogênicas, o gás deve sofrer um severo tratamento de desidratação, remoção de  $H_2S$  e  $CO_2$ . Caso contrário, pode haver danos aos equipamentos e as tubulações do processo, com a formação de hidratos.



**Figura 2.2:** Etapas de uma unidade de processamento de gás natural (Cordeiro *et al*, 2011)

## 2.4 Simulação e lucratividade no processamento de gás natural

### 2.4.1 Simulação no processamento de gás natural

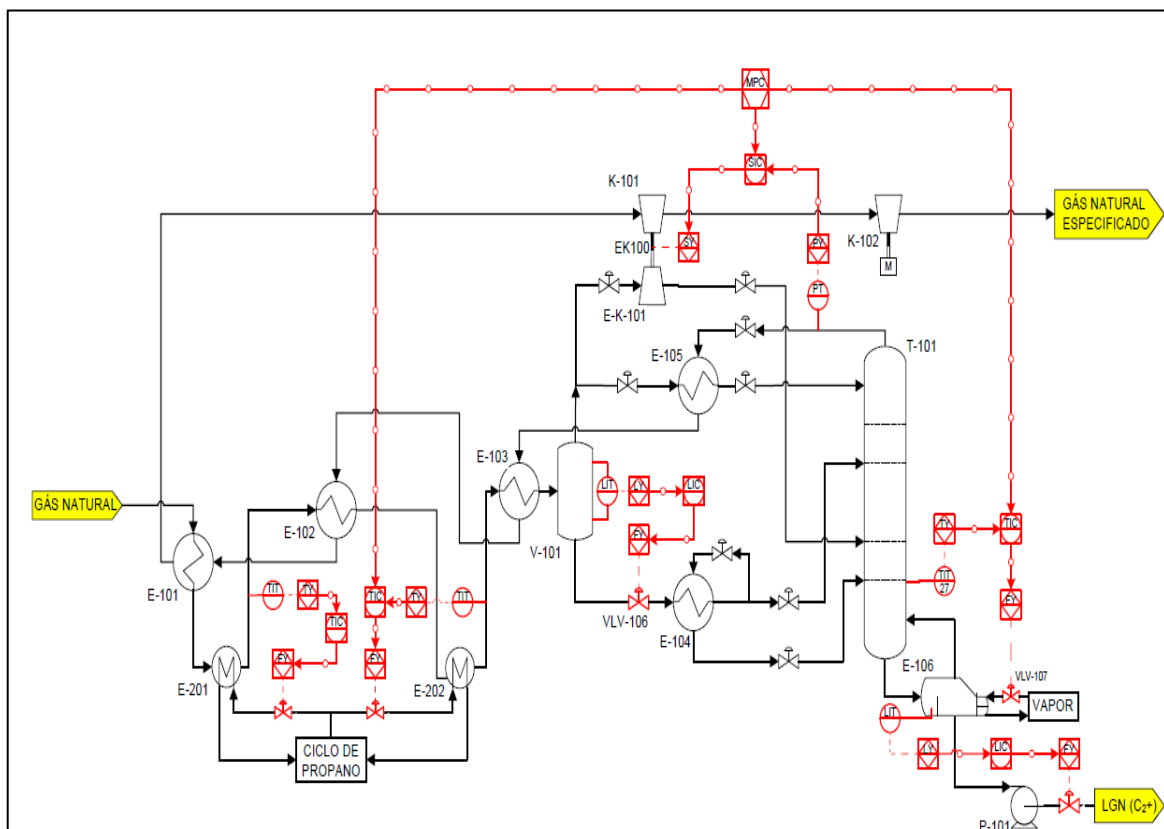
A simulação pode ser entendida como um processo que abrange desde a concepção de um modelo matemático, que representa a operação de um determinado sistema, até estudos que visam à otimização operacional e/ou econômica do processo em questão. Segundo Luyben (1996) é mais barato e seguro realizar estudos e testes em simuladores de processo do que na unidade em operação. Além disso, a oportunidade para redução de custos totais em um projeto de engenharia é significativamente maior nas etapas iniciais do que nas finais. O controle de processos destina-se a buscar o ponto operacional mais eficiente e lucrativo, mantendo as variáveis de processo controladas. Prevenir que condições instáveis de processo coloquem em risco a segurança das pessoas e dos equipamentos envolvidos na operação, é outro objetivo do controle.

A bibliografia referente a estudos de simulação sobre unidades de processamento de gás natural, em toda sua extensão, é escassa. Majoritariamente, os trabalhos realizados abordam questões pontuais do processo, ou setores específicos, como o ciclo de refrigeração da unidade ou a coluna desmetanizadora, a qual é responsável por fracionar o gás natural. Cordeiro (2011) trata sobre os principais conceitos envolvidos em um projeto de simulação e controle de uma unidade de processamento de gás natural, empregando o simulador de processos comercial Hysys® (AspenTechnology). O autor resume o estudo realizado da seguinte forma: “um estudo de simulação estacionária e

dinâmica, com projeto de controle regulatório e avançado, foi conduzido para uma unidade de grande porte de processamento de gás natural, baseado no processo de turbo-expansão combinado com refrigeração. O objetivo de controle adotado foi garantir a especificação dos produtos conforme regulamentação da ANP (Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustível).”.

A partir da construção do fluxograma de uma UPGN típica, Cordeiro (2011) selecionou as variáveis manipuladas para o controle regulatório da unidade, de forma a controlar, basicamente, o nível, a temperatura e a pressão dos equipamentos envolvidos no processo. Para este tipo de controle, foram utilizados controladores do tipo *PID* (proporcional-integral-derivativo). O controle avançado da unidade foi baseado em modelo de controle preditivo *MPC* (“Model Predictive Controller”), em cascata com a camada regulatória. Através desta metodologia, buscou-se controlar a composição de etano no topo e de metano no fundo da coluna desmetanizadora, utilizando-se os *set-points* dos controladores *PID* da camada regulatória. A estratégia de controle adotada está exposta na Figura 2.3. O autor conclui que, apesar da significativa complexidade da unidade, as variáveis controladas responderam satisfatoriamente às mudanças de carga e *set-points*, com exceção da carga com um gás 30% mais rico.

Outro estudo, que abordou a unidade em toda a sua extensão, foi proposto por Roy *et al* (2011). Neste trabalho, os autores analisaram uma UPGN no simulador Hysis, incluindo o tratamento prévio do gás (desidratação, remoção de  $H_2S$  e  $CO_2$ ). Os autores mencionam que os resultados obtidos, necessitam ser comparados com os valores de processo de uma planta real e afirma que a simulação otimiza as condições operacionais que maximizam o lucro.



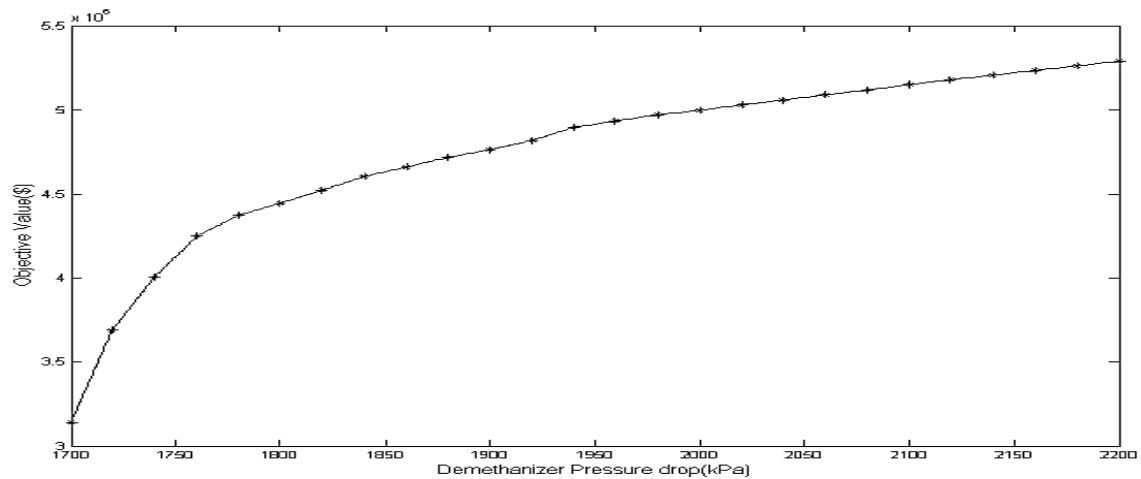
**Figura 2.3:** P&ID simplificado com as malhas de controle propostas em vermelho (Cordeiro *et al*, 2011)

#### 2.4.2 Lucratividade no processamento de gás natural

A lucratividade de processos químicos é um tema recorrente no campo da Engenharia Química. A maximização da lucratividade dos ativos de uma planta de gás é abordada por Mokhatab *et al* (2006). Os autores afirmam que plantas dessa natureza estão sujeitas a constantes mudanças operacionais e que em função deste tipo de operação, a segurança operacional exige maior atenção do que a lucratividade do processo. O grande segredo para se assegurar uma operação rentável, é “a sustentação de um degrau de flexibilidade operacional”. Dessa forma, o controle de uma planta de gás está sujeita às condições instáveis de carga e de variáveis de processo. Mokhatab *et al* (2006) sugerem que a lucratividade depende do conhecimento técnico sobre os fatores que influenciam o desempenho da planta e, também, da implementação de práticas de gestão que busquem este objetivo. Entretanto, os autores se restringem a tratar sobre as técnicas de gestão e afirmam que a influências das variáveis de processo sobre o lucro, devem ser avaliadas por uma equipe de engenheiros multidisciplinar.

Mehrpooya *et al* (2006) estudaram a otimização de uma unidade de recuperação de gás natural, vinculando variáveis de processo com a lucratividade da planta. O trabalho objetivou aumentar a eficiência e os ganhos financeiros do processo. Inicialmente realizou-se uma simulação no software Hysis e, alguns aspectos foram observados, como a elevada recuperação de hidrocarbonetos na coluna desmetanizadora e a baixa recuperação de hidrocarbonetos no líquido de gás natural. Segundo os autores, este fato se devia a deficiências na refrigeração e nas unidades de separação. Posteriormente à análise sobre os resultados da simulação realizada, Mehrpooya *et al* (2006) afirmam que “apesar das mudanças de preço dos produtos e de custos das utilidades, é possível adaptar a planta frente a estas mudanças econômicas, adotando-se um novo ponto ótimo operacional”. Os autores definiram sua função objetivo como lucro (L), e esta reflete a diferença entre a receita dos produtos recuperados do líquido de gás natural obtido e os custos de matéria prima, operação e de alterações no fluxograma da nova unidade. Entre as variáveis escolhidas para compor a função objetivo, cita-se a pressão da coluna desmetanizadora, a vazão de LGN e a vazão de gás residual.

Para se determinar o comportamento da função objetivo, uma análise de sensibilidade foi conduzida sobre as variáveis escolhidas. Como exemplo dos resultados do teste, observa-se na Figura 2.4 o valor da função objetivo com o aumento da pressão da coluna desmetanizadora. Neste caso, o aumento não linear do lucro operacional em função da pressão, ocorre, pois o aumento da pressão da coluna eleva a produção de líquido de gás natural. A otimização no trabalho proposto por Mehrpooya *et al* (2006) é feita através da implementação de um algoritmo no software Matlab. Por fim, os autores sugerem duas modificações no fluxograma da planta, as quais não serão discutidas neste trabalho, e comparam com o lucro inicialmente observado. A otimização operacional, sem a implementação de novos equipamentos no processo, também foi comparada e, como resultado, o lucro aumentou cerca de 14 %.



**Figura 2.4:** Valor da função objetivo em função da pressão da coluna demetanizadora (Mehrpooya *et al*, 2006)

A otimização da recuperação de etano em um processo de refrigeração com turbo-expansor foi estudada por Chebbi *et al* (2009). Em seu trabalho, os autores consideraram diversos valores de pressão (P) na coluna demetanizadora (100, 215, 335 e 400 psia) e, também, dois tipos de cargas na planta; uma contendo uma corrente de gás pobre (A) em hidrocarbonetos pesados e a outra um gás rico (D). A corrente A é constituída de aproximadamente 93 % em massa de metano, enquanto que a corrente D de 69 % desse componente. O estudo objetivava encontrar as condições ótimas de processo, nas diferentes condições testadas, para se alcançar sempre a maior lucratividade. Toda a unidade de recuperação de líquido de gás natural, incluindo o ciclo de refrigeração, foi incluída neste trabalho. Consideraram-se além das diferentes condições operacionais, questões mercadológicas sobre a relação entre o preço de mercado do gás residual (GN especificado) e o líquido de gás natural. Tanto o cenário, no qual o LGN possui um alto valor agregado no preço do gás, como no caso desse valor ser baixo, foi simulado. A equação que descreve o lucro da unidade (P) é dada por:

$$P = SG + SNGL - C_{RM} - COM_d \quad (2.1)$$

Onde SG e SNGL representam as vendas de gás residual e de líquido de gás natural, respectivamente,  $C_{RM}$  representa o custo de matéria prima (gás natural tratado) e  $COM_d$  o custo de operação, sem a depreciação dos equipamentos. Segundo Tourton *et al.* (2003), o custo de processamento é uma soma ponderada entre a custo de capital de investimento ( $FCI$ ), o custo do laboratório, custo das utilidades ( $C_{UT}$ ) e o custo da matéria. Entretanto, como o custo do laboratório e matéria são fixos, Chebbi *et al.* (2009) consideraram que sua função objetivo (B) seria dada pela seguinte equação:

$$B = SG + SNGL - 0.180FCI - 1.23CUT \quad (2.2)$$

A equação 2.2 foi avaliada nos cenários operacionais citados anteriormente e os resultados são apresentados na Figura 2.5. Comparando-se as duas correntes de carga testadas, a corrente D foi a que apresentou a maior lucratividade, devido à maior presença de etano na mesma. A condição da coluna demetanizadora que obteve os maiores valores de B, operou sob a pressão de 215 psia. A única exceção ocorreu no caso da corrente D, quando o LGN possuía um alto valor agregado. Ao final do trabalho, o autores dissertam que devido às flutuações nos preços do líquido de gás natural e do gás residual especificado é necessário, para o propósito de otimização, contar com um

sistema de controle capaz de se adaptar às mudanças nas variáveis de projeto, incluindo a pressão da coluna demetanizador.

CORRENTE A ( LGN COM ALTO VALOR AGREGADO)			CORRENTE A ( LGN COM BAIXO VALOR AGREGADO)		
P (psia)	% RECUPERAÇÃO DE ETANO	B (MM\$)	P (psia)	% RECUPERAÇÃO DE ETANO	B (MM\$)
100	92,6	353,2	100	83,3	374,2
215	82,4	354,9	215	82,4	378,0
335	65,4	349,9	335	65,4	376,6
450	45,9	344,7	450	45,9	376,3
CORRENTE D ( LGN COM ALTO VALOR AGREGADO)			CORRENTE D ( LGN COM BAIXO VALOR AGREGADO)		
P (psia)	% RECUPERAÇÃO DE ETANO	B (MM\$)	P (psia)	% RECUPERAÇÃO DE ETANO	B (MM\$)
100	91	657,1	100	91	535,7
215	85,3	653,9	215	85,3	538,7
335	76,2	637,3	335	76,2	530,6
450	64,3	619,1	450	64,3	525,0

**Figura 2.5:** Condições operacionais consideradas (Chebbi *et al* ,2009)

Bullin *et al* (2000) desenvolveram uma metodologia para determinar o ponto ótimo de operação, considerando informações de processo, preço dos produtos especificados e também, questões contratuais com clientes. É sabido que cada unidade tem suas peculiaridades, e os produtos especificados nessas podem variar significativamente. Para contemplar as diferenças entre as UPGN, os autores aplicaram sua metodologia em duas plantas com tecnologias diferentes.

Bullin *et al* (2000) assumiram que durante os processos de destilação, alguns componentes não são afetados por variações normais de processo. Essas considerações são importantes para se determinar os componentes de carga mais importantes e que devem ser analisados em cada etapa do processo. Assim, as substâncias presentes exclusivamente em cada fase nas diferentes colunas de destilação, podem ser vistas na Tabela 2.3. A energia utilizada pela planta nos diversos trocadores de calor, bombas e compressores, foi calculada a partir da simulação do estado estacionário.

Em seu estudo, foi observado que a modificação de aspectos econômicos, como o preço do etano petroquímico, o ponto ótimo de operação varia sensivelmente. Além disso, os autores constataram que as variáveis de processo que mais influenciam o comportamento da lucratividade, alteraram-se conforme o preço deste produto.

**Tabela 2.3:** Componentes presentes em cada fase das colunas de destilação ( Adaptado de Bullin et al 2000)

Coluna	Presença apenas no Produto de Topo	Presença apenas no Produto de Fundo	Presença apenas no Líquido
Desmetanizadora	N <sub>2</sub>	C4, C5, C6+	Nenhum
Desetanizadora	C1	C4, C6+	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub>
Despropanizadora	C2	C6+	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , C1
Desbutanizadora	C3	Nenhum	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , C1, C2



### 3 Estudo de caso

Este capítulo se destina a analisar as etapas da unidade de processamento de gás natural em estudo, as principais características e objetivos do processo, assim como as condições de processo entre cada etapa.

#### 3.1 Descrição da unidade

A unidade de processamento de gás natural estudada é uma planta industrial operante em terra. A simulação em estado estacionário da unidade, que baseia este trabalho, foi implementada no software Aspen Plus (Aspentech Technology), pelo Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul. As etapas de desidratação e tratamento das impurezas ( $H_2S$  e  $CO_2$ ) não foram consideradas na simulação, considerando somente o gás de entrada, pronto para os processos de resfriamento, de liquefação e de separação dos componentes pesados ( $C_2+$ ). Outro ponto não considerado, mas que também é parte dos processos da unidade, é o ciclo de refrigeração de propano.

O principal objetivo da unidade é processar o gás de entrada, cuja composição pode ser vista na Tabela 3.1, e especificá-lo como gás residual (GN apto para a comercialização), conforme resolução da ANP Nº 16, de 17 de junho de 2008. Outro objetivo da planta, a qual lhe garante um maior valor agregado, é recuperar o líquido de gás natural existente e especificar seus produtos derivados, dentre os quais, estão o Gás Liquefeito de Petróleo (GLP), a Gasolina Natural, o Propano e uma corrente residual composta majoritariamente por Etano e Propano. A tecnologia de refrigeração empregada é a de turbo-expansão, o que garante a eficiência do processo na recuperação do LGN.

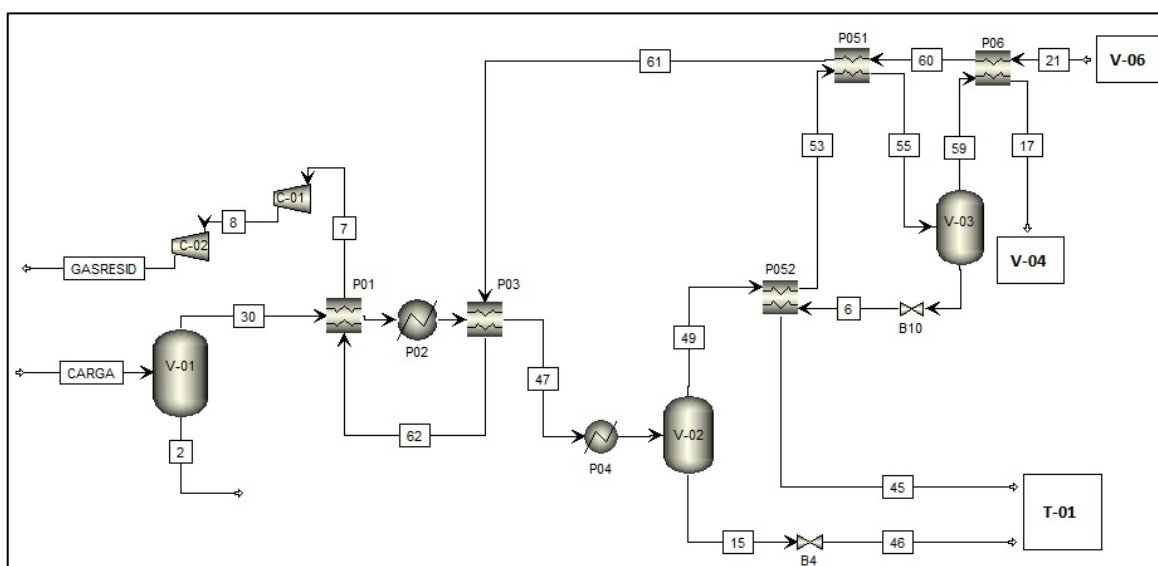
**Tabela 3.1:** Composição do gás de entrada da unidade de processamento de gás natural em estudo

Componente	Fração Molar (%)
Nitrogênio	1,9
Dióxido de Carbono	1,1
Metano	76,5
Etano	11,0
Propano	5,1
Isobutano	1,1
Butano	1,6
Isopentano	0,4
Pentano	0,6
Hexano	0,5
Heptano	0,2
Octano	0,001

O processo da UPGN em estudo é composto de diversas etapas, as quais são constituídas de trocadores de calor, vasos flash, um turbo-expansor e por três colunas de destilação. Para um melhor entendimento do funcionamento da unidade, esta será explicada detalhadamente em cinco etapas: Sistema de Resfriamento, Turbo Expansor, Sistema de Desetanização, Sistema de Desbutanização e Sistema de Despropanização.

### 3.1.1 Sistema de resfriamento

O sistema de Resfriamento de Gás Natural consiste de uma série de trocadores de calor onde se objetiva a refrigeração do gás natural até a liquefação parcial deste, de forma a alimentar o turbo-expansor com a menor temperatura possível, bem como realizar o reaproveitamento da energia térmica de algumas correntes, otimizando o consumo de energia. Na Figura 3.1, pode ser observado o fluxograma do sistema de resfriamento, enquanto que a Tabela 3.2 mostra as especificações das principais correntes desta etapa.



**Figura 3.1:** Fluxograma do sistema de resfriamento da UPGN em estudo

**Tabela 3.2:** Especificações das correntes no sistema de resfriamento da UPGN em estudo

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )
CARGA	55,0	69,0
6	-46,8	26,3
7	49	25,5
8	49	31,9
15	-17	68,3
17	-42,4	67,7
21	67	25,9
30	54,9	68,8
45	-20	26,2
46	-35	26,5
47	0,41	68,4
49	-17	68,1
55	-25	68,1
59	-25,5	68,0
60	-33,3	25,8
61	-20	25,7
62	10	25,6
GASREID	49	69
SAÍDA DE P01	31,8	69,7
SAÍDA DE P02	13,5	68,5
SAÍDA DE P04	-17	68,3

A corrente de gás natural (CARGA) é admitida no vaso V-01, cujo objetivo do equipamento é separar o gás da carga. Em seguida, o GN é exposto a uma sucessão de três trocadores de calor em série: P01, P02 e P03. O primeiro e terceiro resfriam o GN em contra corrente com o gás residual vindo do topo da coluna desetanizadora (T-01). O segundo trocador é refrigerado com propano proveniente de ciclo de refrigeração. No trocador P03, inicia-se a liquefação dos componentes pesados presentes na carga.

Uma vez resfriada, a corrente 47 é sujeita a passagem pelo permutador P04 (2º Chiller Resfriador a Propano), onde a corrente é resfriada e, na sequência, fluindo para o V-02 (1º Separador de gás natural) onde são separadas as fases líquida e gasosa. A corrente 49, proveniente do topo do equipamento, é gasosa. A fase líquida (15) sofre brusca redução de pressão e temperatura na válvula B4. O fluxo bifásico gerado alimenta a coluna de destilação T-01, chamada de desetanizadora. A fase gasosa (49), separada no vaso V-02, é resfriada a partir do contato com o gás residual e o próprio gás natural, nos permutadores em contracorrente P052 e P051. Esses trocadores reduzem a temperatura da carga para -25 °C, mantendo a pressão estável.

A corrente resfriada (55) flui para vaso V-03 (2º Separador de gás natural), onde a fase gasosa é exposta a um trocador de calor (P-06), o qual reduz a temperatura e pressão fluindo, em seguida, para V-04. A fase líquida (6) extraída de V-03 é exposta a uma brusca queda de pressão, e de temperatura, tornando, portanto, esta corrente bifásica. Posteriormente, a corrente 6 passa pelo P052, onde elevam-se sua temperatura e pressão. Em seguida, a corrente 45 alimenta o prato 31 da coluna T-01.

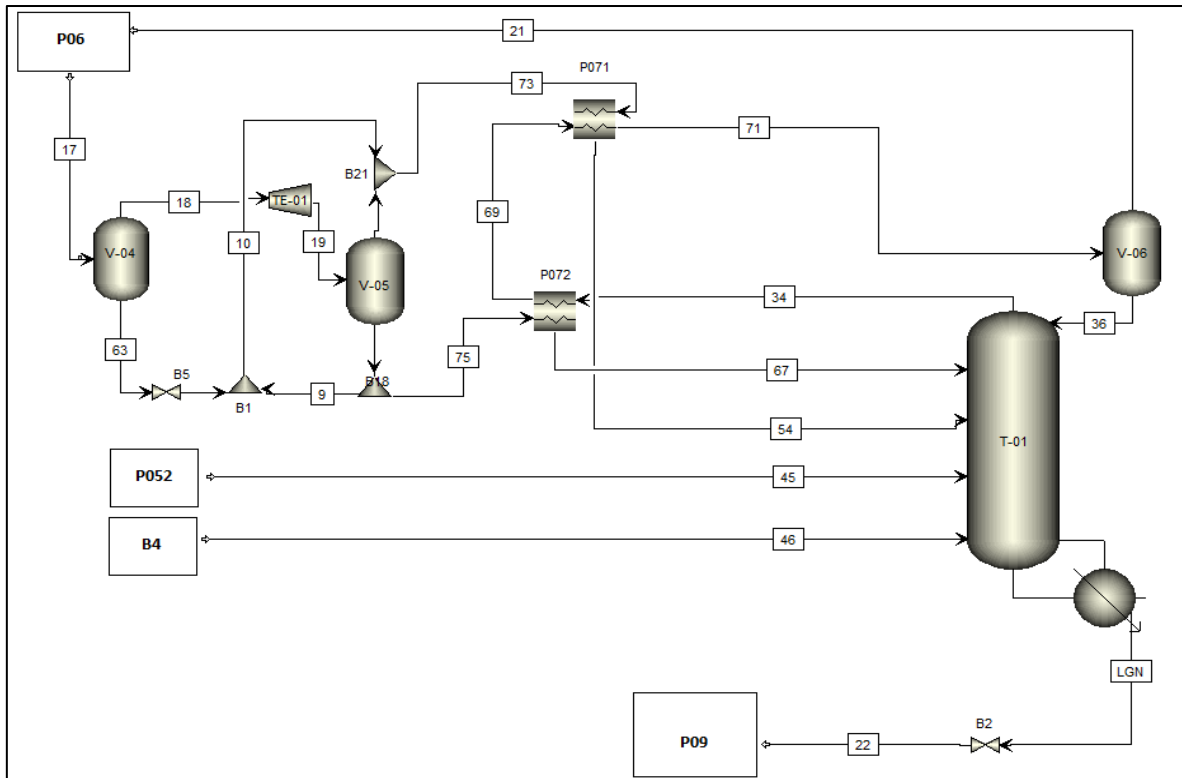
### 3.1.2 Turbo-expansor (T.E)

O turbo-expansor consiste em um equipamento mecânico, limite de dois sistemas com pressões distintas. Esse equipamento contém um rotor, no qual o gás natural movido pelo elevado diferencial de pressão (aproximadamente 41 kgf/cm<sup>2</sup>) incide diretamente sobre as palhetas do rotor, à alta velocidade, gerando movimento de rotação no rotor. Essa expansão provoca a queda brusca de temperatura do próprio gás natural de forma que as frações mais pesadas do GN são liquefeitas, originando-se o LGN e o Gás Industrial. Para aproveitar a energia gerada pelo T.E., o mesmo é solidário ao eixo de C-01, utilizado para comprimir o próprio gás industrial liberado do T.E. Na Figura 3.2, pode ser observado o fluxograma do sistema de resfriamento, enquanto que a Tabela 3.3 mostra as especificações das principais correntes desta etapa.

A corrente de gás 17 flui para o vaso V-04 (separador de gás para o T.E). A fração gasosa que flui pelo topo do vaso, é admitida no Turbo Expansor (TE-01), onde ocorre uma diminuição da pressão. Conseqüentemente, ocorre uma redução brusca de temperatura o que induzirá a liquefação das frações mais pesadas do gás natural. O movimento de rotação do T.E. aciona o compressor de gás residual C-01 que se acha acoplado ao mesmo eixo do Turbo Expansor. A corrente líquida de fundo de V-04 tem sua pressão e temperatura reduzidas.

Após ser exposta ao Turbo Expansor, a corrente de líquido e vapor, flui para o vaso V-05 (separador de líquido do T.E). O fluxo de gás de topo do vaso e cerca de 80 % do líquido de fundo mistura-se a corrente líquida do fundo de V-04, a qual é exposta ao permutador P-071, elevando sua temperatura para -67 ° C e alimentando o prato vinte e

cinco da T-01. Os demais 20 % da corrente de líquido do fundo de V-05, são expostos ao trocador de calor P-072, onde sua T e P variam para  $-62,4\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $26,3\text{ kgf/cm}^2$ , respectivamente. Essa corrente alimenta o prato número oito da coluna desetanizadora.



**Figura 3.2:** Fluxograma do processo de turbo-expansão e do sistema de desetanização da UPGN em estudo

**Tabela 3.3:** Especificações das correntes na etapa de turbo-expansão e no sistema de desetanização da UPGN em estudo

Corrente	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Pressão ( $\text{kgf/cm}^2$ )
10	-74,0	25,5
18	-42,4	67,5
19	-78,3	26,4
22	64,0	14,0
34	-60,0	24,19
54	-67,0	26,4
63	-42,4	67,3
67	-62,4	26,3
69	-59,6	26
71	-67,0	25,9
73	-78,3	26,4
75	-78,0	25,5
LGN	84,0	25,5
SAÍDA DE B5	-69,0	26,4

### 3.1.3 Sistema de Desetanização

O sistema de Desetanização consiste em uma torre de destilação, vaso, bombas e trocadores de calor, cujo objetivo é realizar a destilação das frações mais leves do LGN, de tal forma que a etanização (contaminação do LGN pelo etano) fique em níveis que possibilite o processamento do LGN na Torre Desbutanizadora e conseqüentemente do GLP na Torre Despropanizadora, com o processo estabilizado e sem perdas de produção. A torre de destilação desetanizadora (T-01) possui 44 pratos, e opera a uma pressão de aproximadamente 26 kgf/cm<sup>2</sup>.

A corrente 34 proveniente do topo da coluna é exposta aos permutadores P071 e P072, os quais reduzem sua pressão e temperatura. Em seguida, a corrente resfriada alimenta o vaso V-06 (Acumulador de refluxo da desetanizadora). O produto de fundo deste vaso retorna a T-01, enquanto que o produto de topo é exposto a uma sucessão de permutadores (P06, P051, P03 e P02), dispostos em contra corrente com o gás de carga. Em seguida, o GN é enviado aos compressores C-01 e C-02, os quais aumentam a pressão do gás. A corrente de fundo da T-01 é enviada ao sistema de desbutanização.

### 3.1.4 Sistema de Desbutanização

O sistema de Desbutanização consiste em uma torre de destilação, vaso, bombas e trocadores de calor, cujos objetivos são fracionar o LGN em duas correntes: GLP (gasoso) e corte de pentano e hidrocarbonetos superiores (C<sub>5</sub>+líquido). Outra função desse sistema é otimizar o corte de GLP, de forma que ele incorpore a máxima etanização (C<sub>2</sub>) e frações pesadas (C<sub>5</sub>+) sem no entanto sair das especificações. A torre desbutanizadora (T-02) possui 29 pratos, opera a uma pressão de 14, 8 kgf/cm<sup>2</sup>. Na Figura 3.3, pode ser observado o fluxograma dos sistemas de desbutanização e despropanização, enquanto que a Tabela 3.4 mostra as especificações das principais correntes desta etapa.

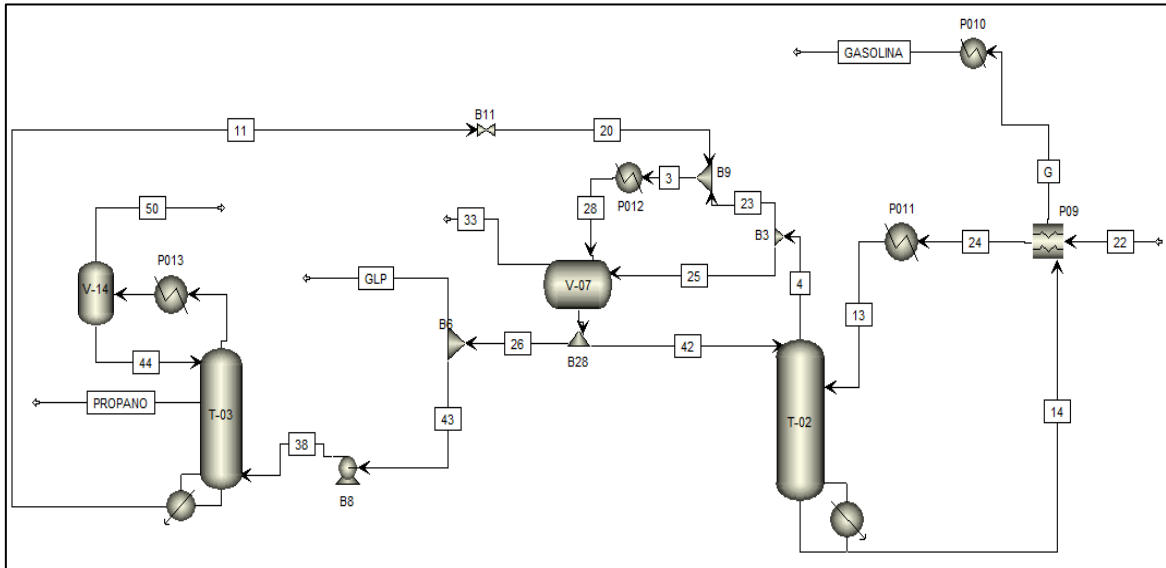
A corrente 14, proveniente, do fundo da torre T-02 e denominada gasolina natural, deixa a coluna a uma temperatura de 165,8 °C e uma pressão de 15,1 kgf/cm<sup>2</sup>. Posteriormente, passa pelo permutador P09 (Aquecedor de carga da Desbutanizadora), cedendo calor ao LGN (carga de T-02) e resfriando-se. Em seguida, a gasolina resfria-se novamente no Air cooler P010 (Resfriador de C<sub>5</sub>+)

O GLP efluente do topo da coluna é misturado com a corrente 20, proveniente da torre despropanizadora, e enviada para o Air Cooler P-010 (Condensador de topo da Coluna Desbutanizadora). Uma vez resfriada, a corrente 28 é enviada ao vaso V-07 (Acumulador de refluxo da desbutanizadora), onde se divide o produto em duas: A corrente 42, a qual retorna a coluna como refluxo (43 % da corrente que sai de V-07) e a corrente 26 é enviada para um separador. No separador, 77 % do GLP é enviado para o armazenamento, e o restante para a coluna despropanizadora.

### 3.1.5 Sistema de Despropanização

O objetivo do sistema de reposição de propano é produzir o propano refrigerante especificado, utilizado como fluido refrigerante nas UPGN, a partir do GLP produzido. O sistema conta com uma torre de destilação, reboiler, condensador de topo e bombas, cujo objetivo é produzir um corte (retirada lateral) no GLP, produzindo como destilado uma mistura de etano e propano que, sob controle irão compor o propano refrigerante. A torre despropanizadora (T-03) possui 30 pratos, opera a uma pressão de 21, 8 kgf/cm<sup>2</sup>.

A corrente de GLP (43) é exposta a bomba B8, onde a pressão de descarga é de 25,8 kgf/cm<sup>2</sup>. Na sequência do processo, esta corrente alimenta a coluna despropanizadora no último prato de alimentação. O produto de fundo da T-03 tem sua pressão reduzida e, em seguida, flui para o misturador B9, misturando-se ao produto de topo da coluna desbutanizadora. O produto de topo da coluna despropanizadora é enviado ao Air Cooler P012 (Condensador de Propano), onde sua temperatura diminui. Resfriado, o produto fluiu para o vaso V-014 (Acumulador de refluxo da despropanizadora), onde o líquido retorna a T-03 e a fase gasosa é enviada para seu destino final. A retirada de propano especificado é feita lateralmente a coluna.



**Figura 3.3:** Fluxograma dos sistemas de desbutanização e despropanização da UPGN em estudo

**Tabela 3.4:** Especificações das correntes dos sistemas de desbutanização e despropanização da UPGN em estudo

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )
3	63,0	14,3
4	67,7	14,3
11	97,7	21,1
13	73,0	14,9
14	167,7	14,3
20	79,8	14,3
23	67,7	14,3
24	69,7	14,9
26	44,0	14,3
28	44,2	14,3
38	46,9	24,7
42	44,2	14,3
43	44,0	14,3
44	45,0	21,0
50	45,0	21,0
G	77,0	14,3
GASOLINA	45,2	13,6
GLP	44,0	14,3

## 4 Metodologia

A metodologia apresentada neste capítulo descreve as etapas necessárias para se avaliar a lucratividade do processo em estudo frente a diferentes cenários. Inicialmente, foi realizada uma avaliação preliminar das características da unidade, para se selecionar as principais variáveis do processo, dentre aquelas especificadas na simulação em estado estacionária no software Aspen Plus®. Em seguida, será apresentada a equação utilizada para se mensurar o lucro da unidade, as análises de sensibilidade realizadas e os cenários de composição de matéria prima que foram consideradas nas análises.

### 4.1 Avaliação preliminar das variáveis do processo

A metodologia aplicada à unidade de processamento de gás natural, descrita no capítulo 3, iniciou com um entendimento geral sobre o funcionamento da planta, contemplando assim, todas as suas correntes e equipamentos. Os dados e as especificações de processo analisados foram aqueles utilizados pela simulação estacionária já implementada, como mencionado anteriormente. Inicialmente, nenhuma especificação dos equipamentos e da corrente de gás tratado (carga), foi alterada. Assim, buscaram-se elencar, quais fatores influenciam nas vazões e nas especificações dos produtos, bem como nos custos operacionais envolvidos.

Os elementos fundamentais da planta em questão são as colunas de destilação, já que são responsáveis por fracionar os componentes presentes na vazão de entrada. Os sistemas de fracionamento estão diretamente relacionados com a vazão e a composição dos produtos especificados. Logo, a lucratividade do processo é influenciada por variações nas especificações destes equipamentos. Dentre os sistemas de fracionamento presentes na UPGN em estudo, destaca-se o sistema de desetanização. Esse é responsável por definir a vazão de gás natural que pode ser liquefeita recuperado, o qual será enviado às colunas posteriores. Logo, influi diretamente sobre os demais sistemas.

As variáveis especificadas nas três colunas de destilação, dentro da simulação implementada, são a pressão do primeiro estágio e a razão de fervimento (*Boilup Ratio*). Variando-se estes parâmetros, será possível alterar as vazões de gás residual e LGN no sistema de desetanização, as vazões de GLP e Gasolina Natural no sistema de despropanização e a vazão de propano no sistema de desbutanização. As análises de sensibilidade realizadas serão apresentadas no item 4.3.

Conforme discutido na literatura, as utilidades de uma planta de gás influem diretamente sobre o processo, devido aos custos operacionais envolvidos. Entretanto, diversos permutadores de calor no processo analisado, funcionam em contra corrente com outras correntes de processo, existindo assim, uma integração energética entre a vazão de carga e a vazão de gás residual. Desta forma, o calor trocado entre estas correntes não representa custos diretos. Os trocadores de calor P-02 e P-04 operam com propano especificado e, por isso, geram custos variáveis proporcionais. Os revedores das colunas são aquecidos com óleo térmico, que por sua vez é aquecido num forno que opera com gás residual. Dessa forma, estimou-se que 5 % da corrente de gás residual, é usada no aquecimento das mesmas.

Além dos trocadores de calor, outra questão relativa ao custo operacional, são os equipamentos que consomem ou geram energia na unidade. Simplificadamente, estes equipamentos são os compressores de GN (C-01 e C-02), o Turbo Expansor (TE-01) e os

resfriadores a ar, Air Cooler (P010, P011, P012 e P013). A partir do consumo de energia destes equipamentos e do consumo dos permutadores de calor a propano, é possível se estimar o custo operacional variável da unidade. Ressalta-se aqui, que a especificação da temperatura nos trocadores de calor, está relacionada com a carga térmica trocada e, logo, influi na lucratividade. Assim, essa será uma variável considerada na análise de sensibilidade realizada.

#### 4.2 Equacionamento da lucratividade

Este trabalho objetiva analisar a lucratividade da UPGN em questão, frente a diversos cenários de matéria-prima e preço dos produtos. Dessa forma, é necessário quantificar o lucro do processo, a partir de variáveis disponíveis da unidade e de preço dos produtos. Para se determinar o lucro do processo, a Equação 3.1 foi considerada, sendo VGR, VGLP, VGAS e VE a receita de vendas de Gás Residual, GLP, Gasolina Natural e Etano, respectivamente. O COP foi definido como o custo operacional dos equipamentos da unidade. Esta equação foi concebida com base na revisão bibliográfica realizada neste estudo.

$$L = VGR + VGLP + VGAS + VPR - 1.23 * COP \quad (4.1)$$

As equações 3.2, 3.3, 3.4 e 3.5 abaixo, demonstram que a receita da venda dos produtos é resultado da multiplicação entre o preço, identificado pela letra P e a vazão disponível, identificado por F. Conforme mencionado anteriormente, 5 % da vazão de gás natural foi estimada para suprir as utilidades quentes da unidade. Além disso, 10 % da vazão de propano (FPR) foi estimada para suprir as perdas do ciclo de refrigeração. Nos demais produtos especificados, 100% da vazão foi considerada disponível para a venda.

$$VGR = PGR * FGR * 0,95 \quad (4.2)$$

$$VGLP = PGLP * FGLP \quad (4.3)$$

$$VGAS = PGAS * FGAS \quad (4.4)$$

$$VPR = PPR * FPR * 0,9 \quad (4.5)$$

O custo operacional é demonstrado a partir da equação 3.7, sendo UP a soma do calor trocado nos permutadores de calor a propano, UC a potência requerida para comprimir o GN nos compressores C-01 e C-02, UAC a potência requerida pelos resfriadores a ar, UTE é a potência gerada pelo Turbo Expansor e CE o custo elétrico por kWh.

$$COP = \left\{ \left[ \left( \frac{UP}{1.25} \right) + UC + UAC \right] - UTE \right\} * CE \quad (4.6)$$

**Tabela 4.1:** Preço dos produtos especificados pela UPGN e o custo elétrico

Produto	Preço	Unidade
Gás residual (PGR)	1,048	R\$/m <sup>3</sup>
GLP (PGLP)	2,08	R\$/kg
Gasolina natural (PGAS)	2,3	R\$/kg
Propano	1,19	R\$/kg
Custo elétrico	0,3	R\$/kWh



### 4.3 Análises de sensibilidade da unidade

As análises de sensibilidade propostas visam verificar o comportamento das vazões e composição dos produtos frente às variações nas variáveis selecionadas pela avaliação preliminar da unidade na sessão 4.1, deste capítulo. Os testes foram realizados, a partir da simulação estacionária, utilizando-se o recurso *Sensitivity*, constituinte da ferramenta *Model Analysis Tools* do software Aspen Plus®.

Variaram-se as temperaturas especificadas nos trocadores de calor a propano (P-02 e P-04), presentes no sistema de resfriamento. A variação considerada foi de um intervalo de -10 °C a + 10 °C com relação à temperatura especificada na simulação inicial. Além da temperatura, variaram-se a pressão do primeiro estágio e a razão de refluxo das colunas desetanizadora, desbutanizadora e despropanizadora. A pressão foi sujeita a uma variação de -5 atm a +5 atm, enquanto que a razão de refervimento sofreu alterações em um intervalo desde 50%, até 100% do valor base. Na Tabela 4.1, podem ser observados os intervalos de variação das variáveis citadas, assim como os valores base, especificados na simulação original.

**Tabela 4.2:** Variáveis sujeitas a variação na análise de sensibilidade da unidade

Variável	Equipamento	Especificação	Intervalo de variação
Temperatura	P-02	-13 °C	- 3 a -23 °C
Temperatura	P-04	-17 °C	-7 a -27 °C
Pressão do 1º estágio	T-01	26 atm	21 a 31 atm
Razão do refervimento (volume)	T-01	2,11	1,00 a 4,00
Pressão do 1º estágio	T-02	14,8 atm	11,8 a 19,8 atm
Razão de refervimento (massa)	T-02	5,55	2,70 a 11,10

As análises dos resultados foram realizadas a partir dos gráficos das variações nas seguintes variáveis de processo:

- vazão mássica em kg/h de gás residual (FGR) e as frações molares de metano, etano, nitrogênio e dióxido de carbono da corrente;
- vazão mássica em kg/h de GLP (FGLP) e as frações molares de etano, propano, butano e C5+ da corrente;
- vazão mássica em kg/h de Gasolina (FGAS) e as frações molares de C5+ da corrente;
- vazão mássica em kg/h de propano e as frações molares de propano e etano da corrente;
- Vazão mássica em kg/h de líquido de gás natural;
- calor trocado pelos blocos P02, P04, P010, P011 e P012;
- potência requerida pelos blocos C-01 e C-02;
- trabalho gerado pelo bloco TE-01.

A partir dos valores obtidos, a lucratividade, representada pela equação 3.1, foi calculada e analisada, assim como foram gerados gráficos com os resultados.

#### 4.4 Cenários de composição de matéria-prima

Os testes de sensibilidade mencionados no item 4.3, foram avaliados considerando-se três cenários de composição de matéria-prima. Um desses cenários foi chamado de base, pois representa a composição de matéria prima em que a unidade foi simulada originalmente. O segundo cenário considerou uma diminuição na composição dos hidrocarbonetos pesados ( $C_2+$ ) na carga da unidade, tornando o gás tratado “leve”. O terceiro cenário de carga considerado é oposto ao segundo, uma vez que reduziu a presença dos hidrocarbonetos leves, tornando o gás “pesado”. Os cenários de matéria-prima considerados podem ser vistos na Tabela 4.3.

**Tabela 4.3:** Cenários de composição de matéria-prima considerados nas análises de sensibilidade

Componente	Fração molar		
	Gás Pesado	Base	Gás Leve
Nitrogênio	0,02	0,02	0,02
Dióxido de Carbono	0,01	0,01	0,01
Metano	0,71	0,77	0,82
Etano	0,13	0,11	0,09
Propano	0,06	0,05	0,04
Isobutano	0,02	0,01	0,01
Butano	0,03	0,02	0,01
Isopentano	0,01	0,004	0,003
Pentano	0,01	0,01	0,003
Hexano	0,01	0,005	0,003
Heptano	0,003	0,002	0,002
Octano	0,0003	0,0003	0,0003
% $C_2+$	0,26	0,21	0,16

## 5 Resultados

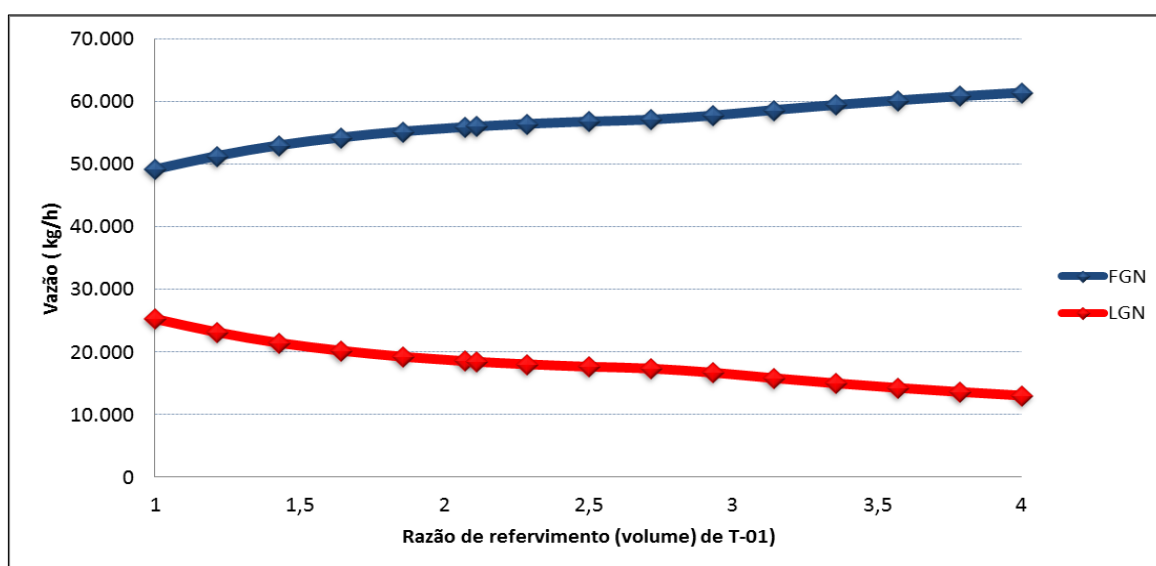
Neste capítulo, serão apresentados os resultados obtidos a partir das análises de sensibilidade realizadas, conforme descrito no capítulo 4. A apresentação dos valores obtidos em cada análise e os resultados dos cálculos de lucratividade foram segmentados de acordo com os cenários de matéria-prima considerados neste estudo.

### 5.1 Análise de sensibilidade no caso base

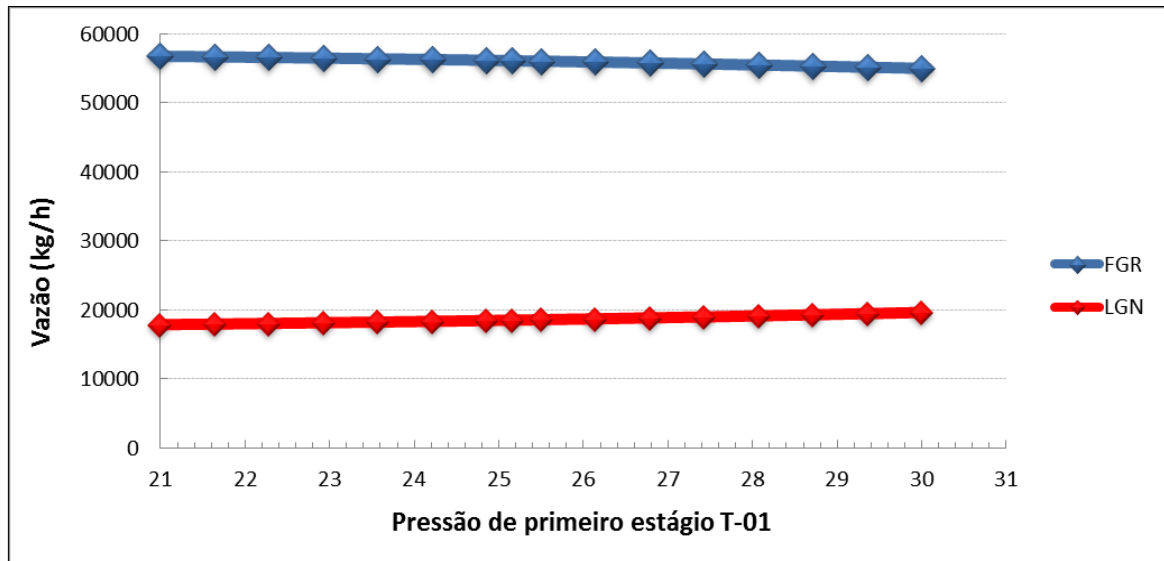
A vazão de gás residual e a composição dos hidrocarbonetos presentes nesta corrente modificaram-se frente às variações realizadas nas especificações da coluna desetanizadora, conforme esperado. Entretanto, a razão de refervimento apresentou um efeito mais acentuado na variação destas variáveis, no intervalo em que a análise foi realizada.

Comparando-se o valor de FGR na razão de refervimento (em base volumétrica) de 1,00, com o valor máximo (4,00) do intervalo considerado, houve uma variação de aproximadamente 25% na vazão de produto. A variação na pressão da coluna, no entanto, ocasionou uma variação de apenas 3% nesta mesma variável, para um intervalo de 21 atm a 31 atm. No primeiro caso, nota-se que a vazão de gás residual varia proporcionalmente ao aumento da razão de refervimento, enquanto que no segundo caso, este valor apresentou um comportamento de queda à medida que o valor da pressão do primeiro estágio cresce.

O LGN recuperado na T-01 apresentou um comportamento de variação contrário e mais acentuado, quando comparado ao observado na vazão de gás residual. Dentro dos limites do intervalo observado de razão de refervimento da T-01, houve uma diminuição de 48 % de LGN, em relação ao primeiro valor do intervalo. A variação é de – 10%, quando a comparação é feita para a variação da pressão do primeiro estágio da coluna. As variações de FGN e LGN com as duas variáveis podem ser vistas na Figura 5.1 e na Figura 5.2.



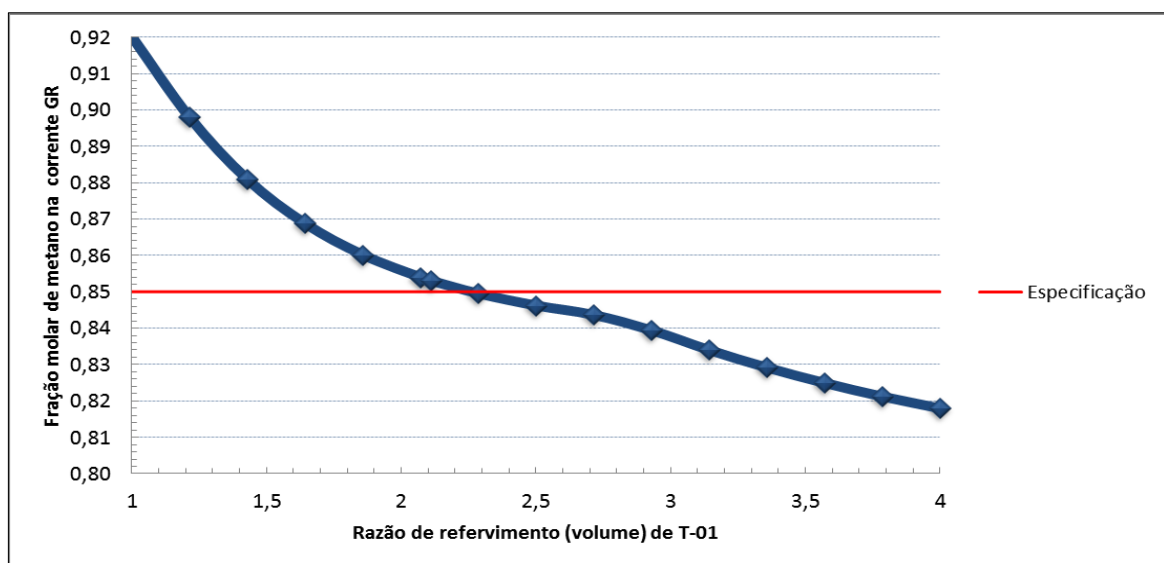
**Figura 5.1:** Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da razão de refervimento volumétrica na coluna desetanizadora.



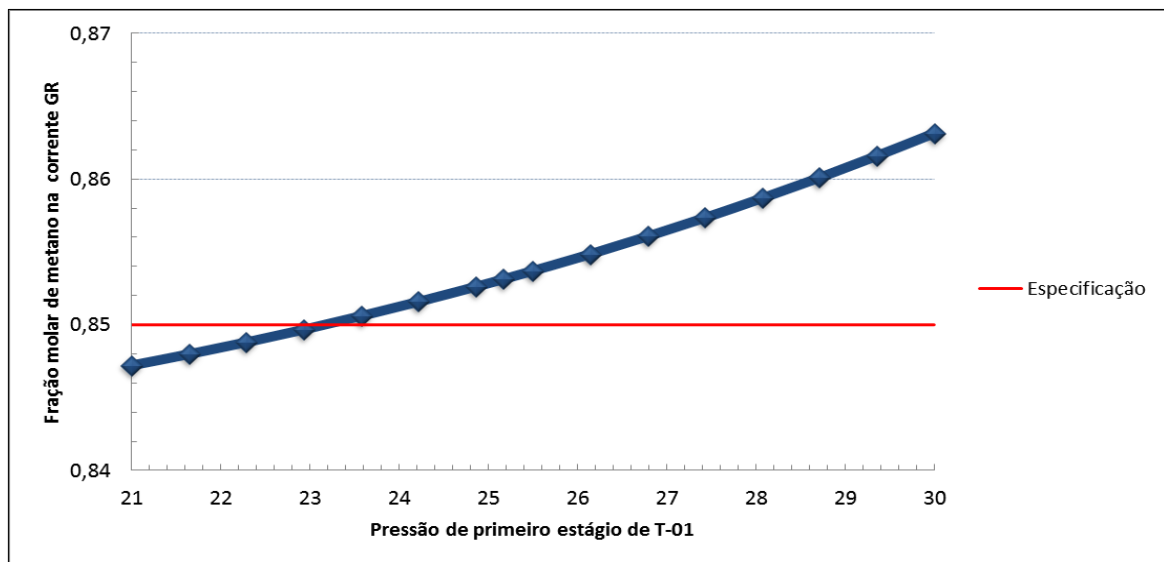
**Figura 5.2:** Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora.

As frações molares de metano (MGR) e etano (EGR) presentes na corrente de gás residual variaram sensivelmente dentro do intervalo da análise de sensibilidade. Os hidrocarbonetos mais pesados e as impurezas presentes ( $\text{CO}_2$  e  $\text{N}_2$ ) tiveram variações praticamente insignificantes (menores que 2%).

Da mesma forma que a vazão, a composição da corrente de gás residual foi mais afetada, quando se variou a razão de refervimento da coluna. Entretanto, foi observado que o produto sai de especificação (fração molar de metano menor que 0,85) ao se ultrapassar o valor de 2,25 para a razão de refervimento. Para o intervalo de pressão, observou-se formação de produto não especificado ao se operar aproximadamente abaixo de 23 atm. O etano, no entanto, não ultrapassou a especificação em nenhum ponto dos intervalos analisados. As Figuras 5.3 e 5.4 demonstram o comportamento da fração molar de metano em função das especificações da coluna desetanizadora.



**Figura 5.3:** Fração molar de metano em função da razão de refervimento da coluna desetanizadora



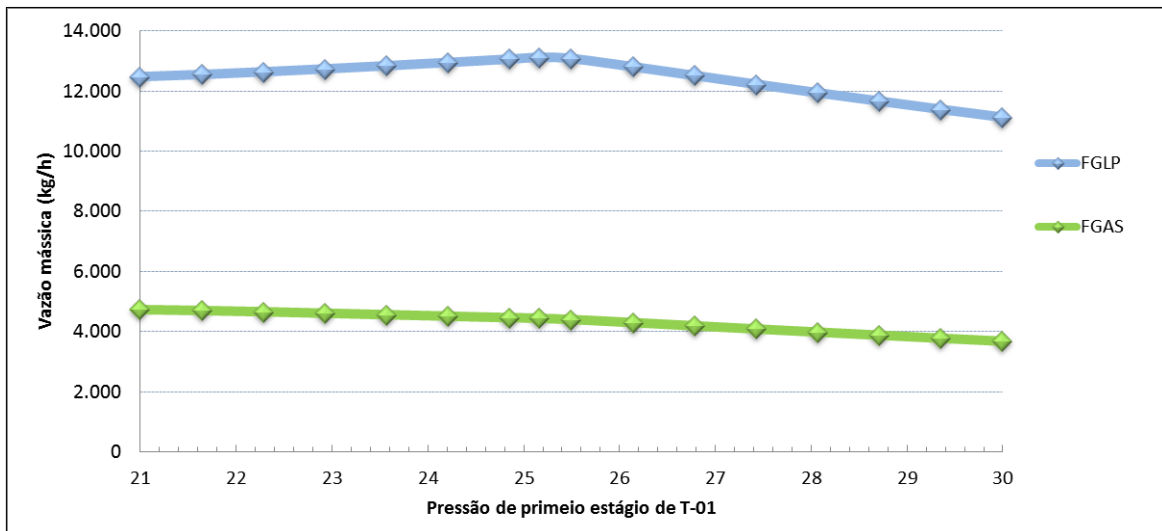
**Figura 5.4:** Fração molar de metano em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora

Os produtos especificados a partir do gás natural, são afetados por variações na coluna desetanizadora e, conseqüentemente, a composição dessas correntes também varia. Novamente, as variações mencionadas foram mais sensíveis frente às alterações da razão de refervimento da T-01. O comportamento das vazões de GLP (FGLP) e Gasolina Natural (FGAS) frente às variações da pressão do primeiro e estágio e do refervimento de T-01, podem ser vistas na Figura 5.5 e na Figura 5.6.

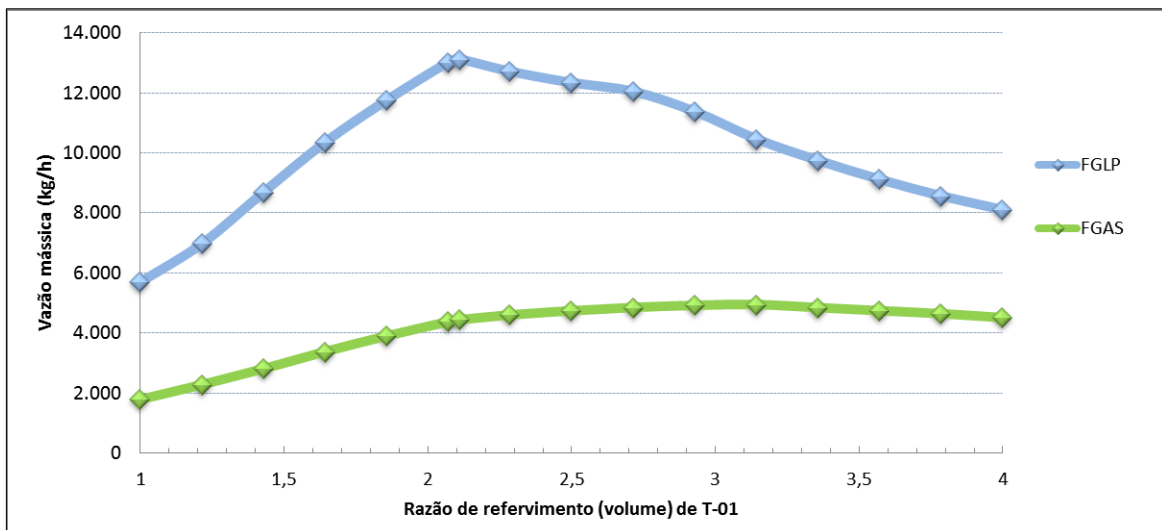
Dentre os produtos especificados, o propano foi severamente afetado pela alterações nas especificações da coluna desetanizadora. A composição da corrente alterou-se significativamente com a variação na razão de refervimento, tornando o produto fora de especificação a partir do valor de 2,09.

As variações na especificação da temperatura do trocador de calor a propano P-02, não alteraram a vazão de gás residual e, portanto, esta variável não se mostrou interessante como grau de liberdade. Entretanto, ao se fazer esta análise para o trocador P-04, nota-se uma variação na vazão de gás residual de 2% no intervalo de temperatura em que a análise foi realizada. Nesta análise, também foi observado que a vazão de líquido de gás natural variou cerca de 6%. A Figura 5.7 demonstra os resultados obtidos na análise.

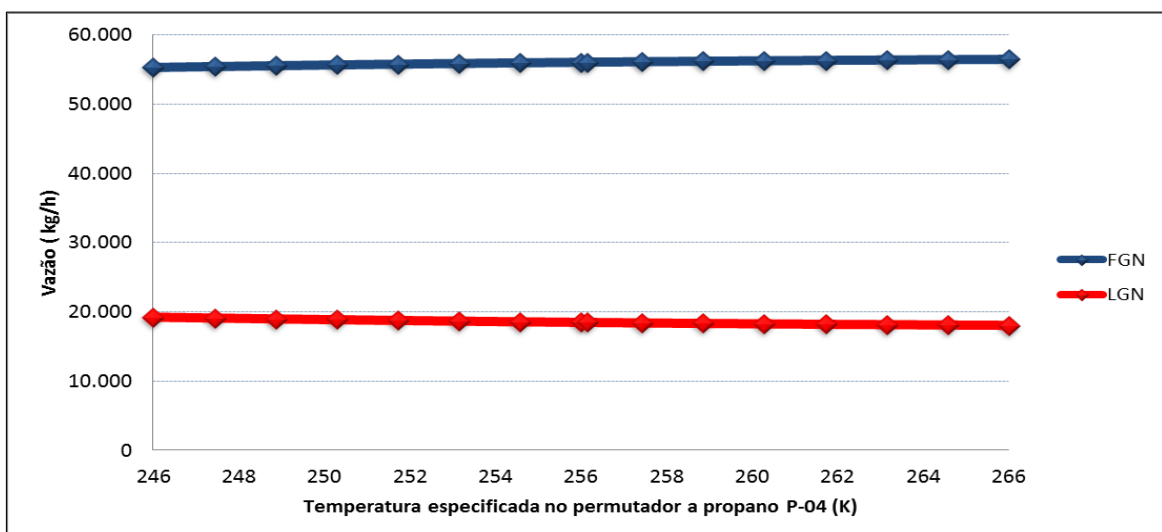
As análises de sensibilidade realizadas na coluna debutanizadora (T-02), apresentaram resultados significativos nas vazões dos produtos especificados. Da mesma forma que ocorreu na T-01, a razão de refervimento (mássica) se mostrou mais efetiva ao se avaliar a variação das vazões de GLP e gasolina natural. A Figura 5.8 e Figura 5.9 expõem os comportamentos das vazões dos produtos especificados pela coluna. Nota-se que as correntes tiveram comportamentos opostos durante as variações propostas. Ressalta-se ainda que a vazão de GLP variou 10,1% e 45,5%, para as variações de razão de refluxo e pressão, enquanto que a vazão de gasolina natural variou 22,6% e 53%.



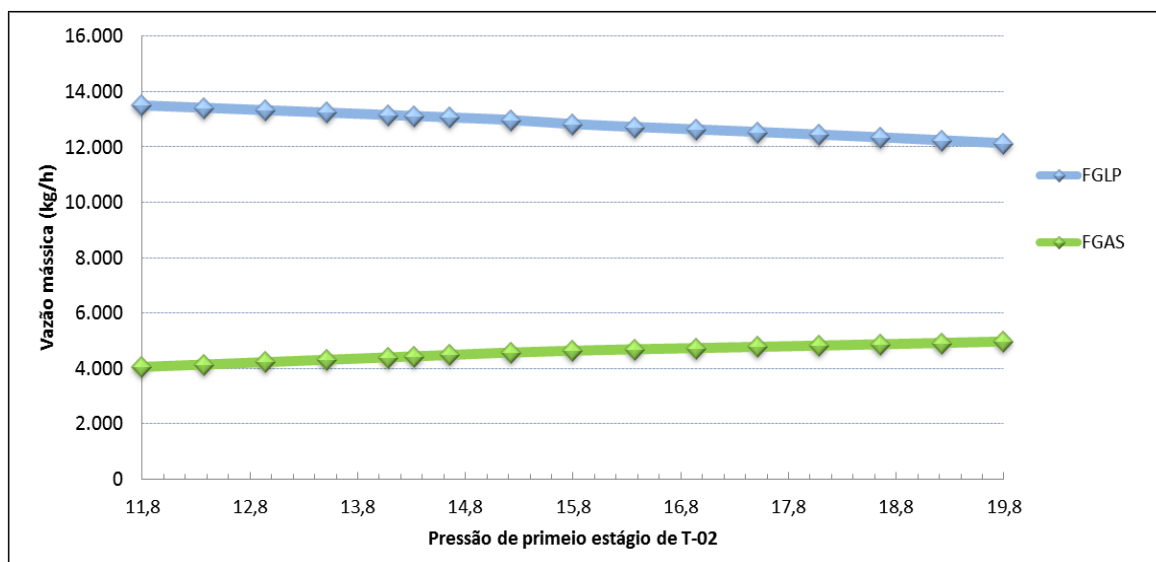
**Figura 5.5:** Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da pressão de primeiro estágio da coluna desetanizadora.



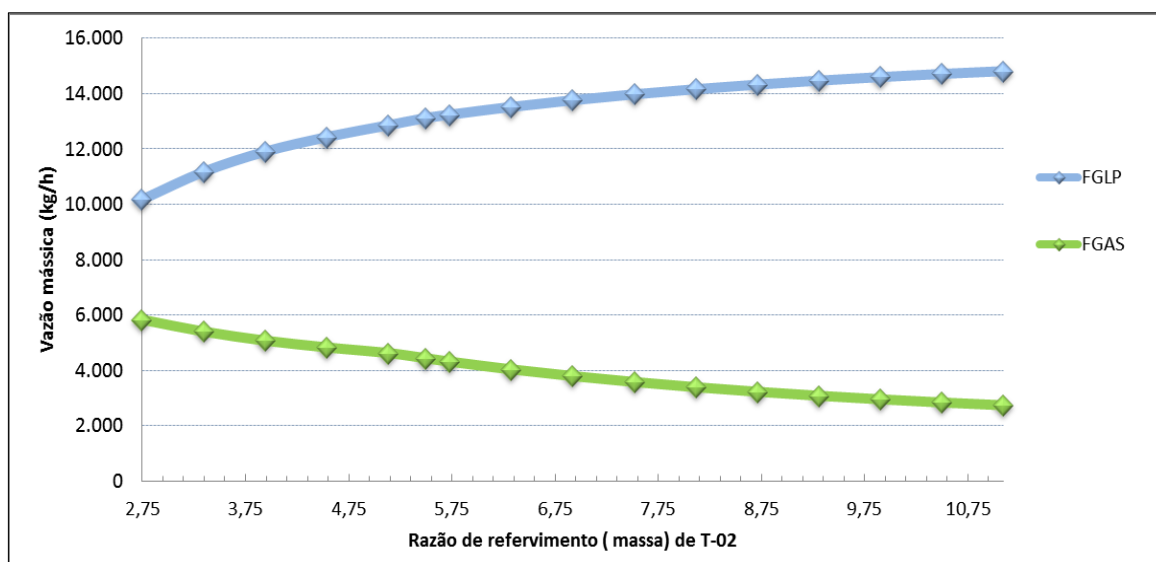
**Figura 5.6:** Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da razão de refervimento da coluna desetanizadora.



**Figura 5.7:** Vazão mássica (kg/h) de gás residual (FGR) e de líquido de gás natural (LGN) em função da temperatura do permutador P04



**Figura 5.8:** Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função pressão de primeiro estágio da coluna desbutanizadora



**Figura 5.9:** Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da razão de refervimento da coluna desbutanizadora

### 5.1.1 Análise de lucratividade no caso base

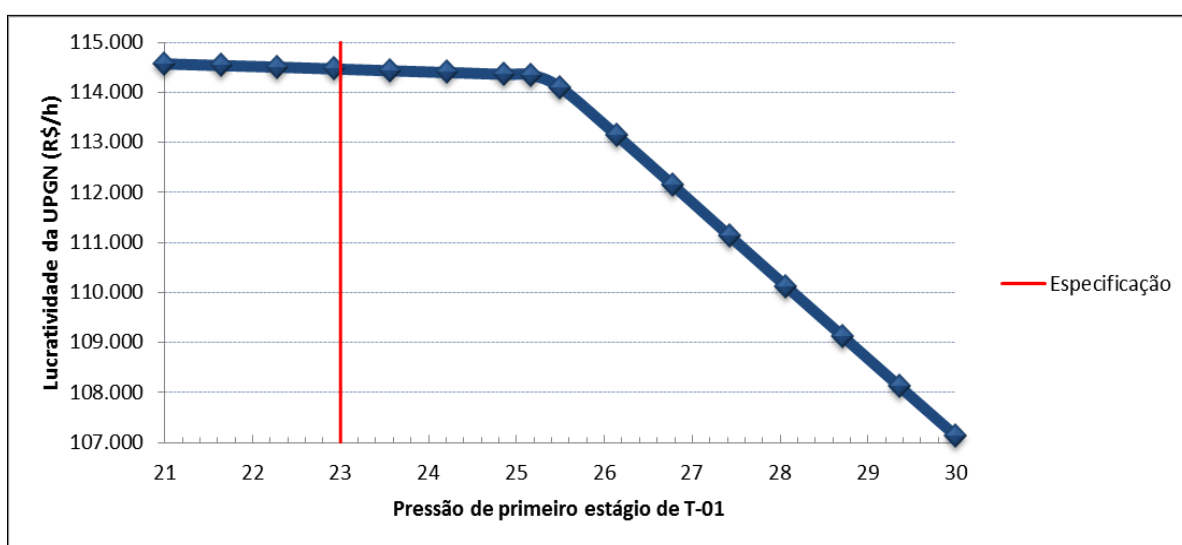
A partir dos testes de sensibilidade, foi calculada a lucratividade do processo, com base no cenário base de matéria-prima e de preços dos produtos. Inicialmente, o lucro operacional estimado da unidade é de aproximadamente R\$ 115.238/h. Dentre os produtos, o gás residual representa 68,9 % deste valor, seguido de GLP com 23,7 %, gasolina natural com 9,6% e propano com apenas 0,4 %.

Variando-se a pressão do primeiro estágio da coluna desbutanizadora, observou-se que o gás residual, perde sua especificação ao se operar sob pressões menores do que aproximadamente 23 atm. Porém, observando-se a Figura 5.10, é possível notar uma tendência de aumento de lucratividade ao se reduzir a pressão. Comparando-se a operação sob uma pressão de 23,57 atm com os 25,16 atm iniciais (26 kgf/cm<sup>2</sup>), estima-se um aumento de lucratividade de R\$ 8.049 /dia (mais de dois milhões R\$/ano). Entretanto, deve-se observar o limite operacional de 23 atm, pois se esse limite for ultrapassado, o

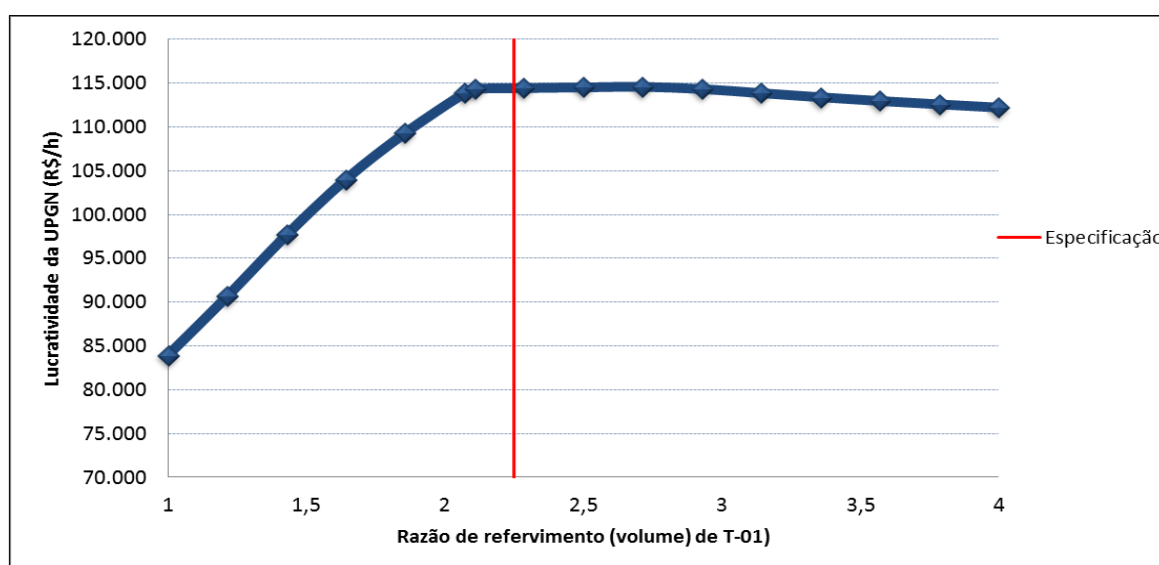
gás residual não poderá ser comercializado. Ao se elevar muito a pressão (acima de 25,5 atm ) observa-se que a lucratividade diminui sensivelmente.

Neste cenário de matéria-prima considerado, a razão de refervimento da coluna desetanizadora já opera praticamente no ponto ótimo, uma vez que o produto torna-se não especificado ao se operar sob valores maiores que 2,25. A Figura 5.11 apresenta o comportamento da lucratividade em função da variação na razão de refervimento.

As vazões de gás residual e de líquido de gás natural variaram sensivelmente (2% e 6 %), ao se modificar a temperatura especificada no permutador de calor a propano P04. A lucratividade do processo aumentou proporcionalmente à variação da vazão de gás residual. Se considerássemos uma mudança na especificação do permutador de calor P-04, dos atuais 256 K para 263 K, teríamos um aumento de aproximadamente R\$ 5.000 na lucratividade diária da unidade.



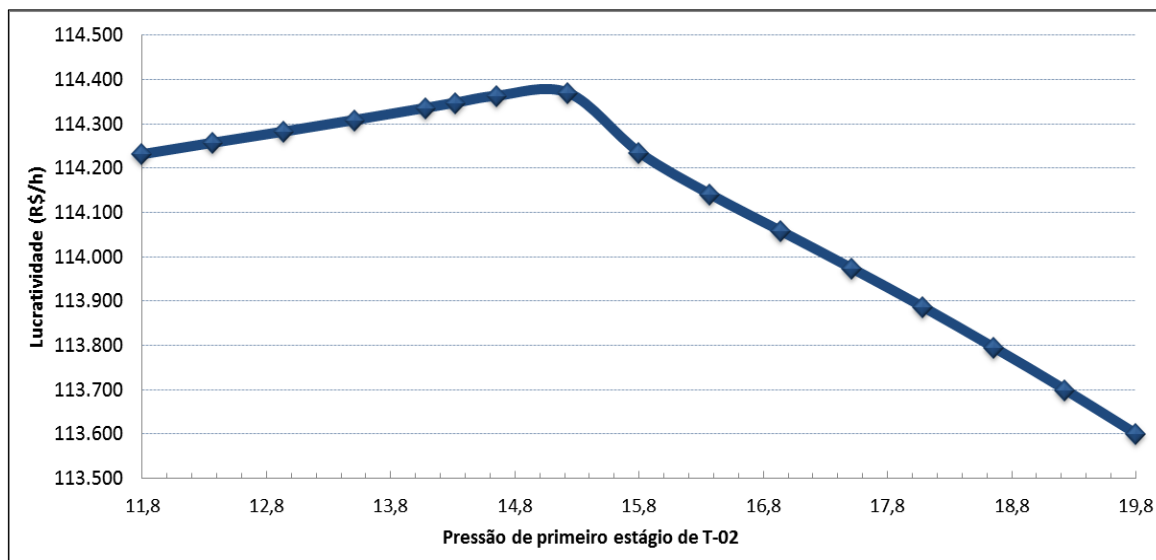
**Figura 5.10:** Variação da lucratividade da UPGN em função da pressão de primeiro estágio



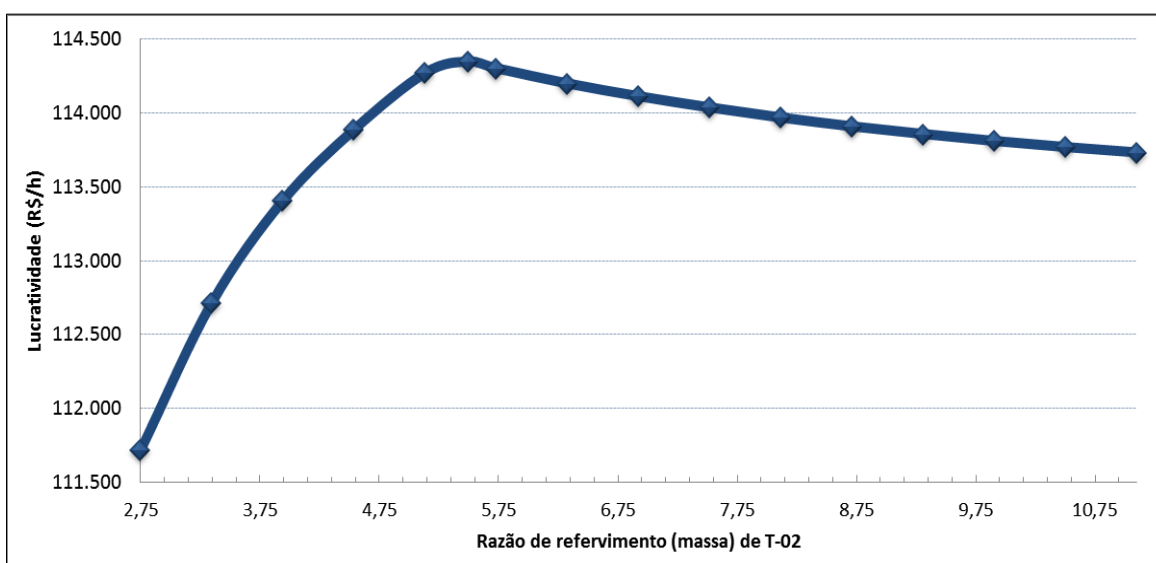
**Figura 5.11:** Lucratividade da UPGN em função da razão de refervimento da coluna desetanizadora



A lucratividade variou sensivelmente em função das variáveis da coluna desbutanizadora. Observa-se pela Figura 5.12 e pela Figura 5.13 que o comportamento lucro do processo é oscilatório. O ponto ótimo de operação da pressão da coluna desbutanizadora é 15,22 atm, enquanto que a razão de refervimento já está especificada em seu ponto ótimo (5,5).



**Figura 5.12:** Lucratividade da UPGN em função da pressão de primeiro estágio da coluna desbutanizadora.



**Figura 5.13:** Lucratividade da UPGN em função da de razão de refervimento (massa) da coluna desbutanizadora.

Na Tabela 5.1 é apresentado um resumo da influência das variáveis de processo sobre as vazões dos produtos (FGR, LGN, FGLP e FGAS), as especificações da corrente de gás residual (MGR e EGR) e a lucratividade do processo (LUCRO). Quatro tipos de efeitos foram considerados: aumento (+), decréscimo (-), ora positivo, ora negativo ( $\pm$ ) ou ausência de efeito (N). Observar que as análises para cada variável foram efetuadas com as demais constantes no valor base.

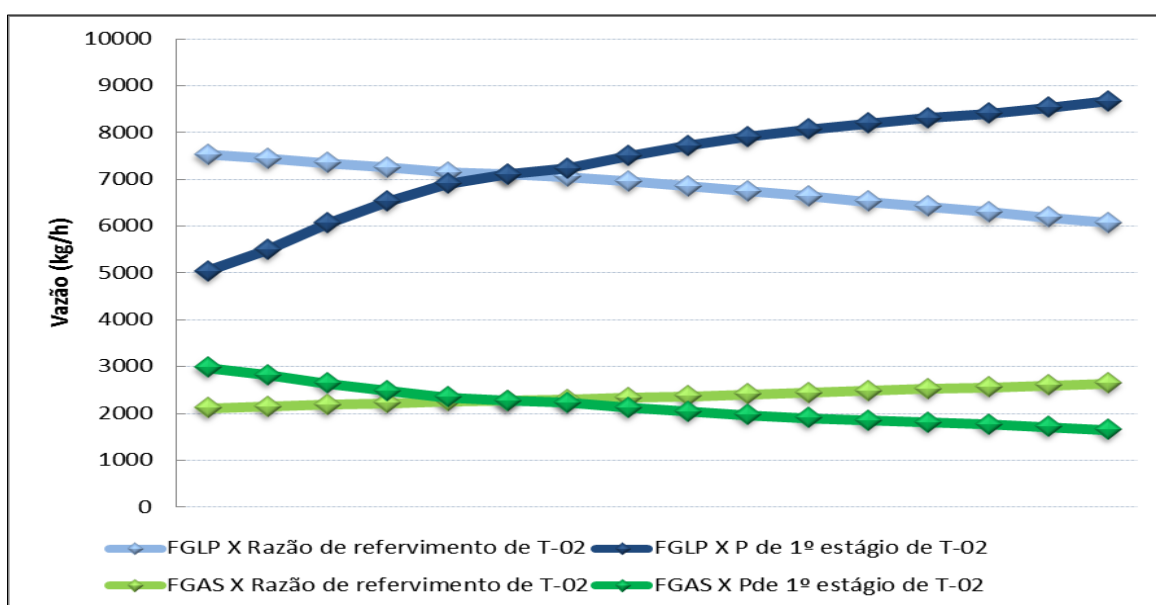
**Tabela 5.1:** Efeito das variáveis de processo no cenário base sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo

Variável	P T-01	RR T-01	T P-04	T P-02	P T-02	RR T-02
FGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LGN	(+)	(-)	(-)	N	N	N
FGLP	(±)	(±)	(±)	N	(-)	(+)
FGAS	(-)	(±)	(+)	N	(+)	(+)
MGR	(+)	(-)	(-)	N	N	N
EGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LUCRO	(-)	(±)	(+)	N	(±)	(±)

## 5.2 Análises no cenário com gás leve

As análises de sensibilidade realizadas para o cenário base foram repetidas para o caso com gás leve. A vazão e a composição das correntes de gás residual e líquido de gás natural apresentaram comportamentos idênticos. Entretanto, diferentemente do que ocorreu para o caso base, o gás residual não saiu de especificação em nenhum valor analisado. As variações das vazões de GR e LGN em função da pressão de primeiro estágio de T-01 foram de 3 % e 13 % respectivamente. Variando-se a razão de refervimento da mesma coluna, estes mesmos valores foram de 18 % e 48 %.

O comportamento das vazões de GLP e gasolina natural em função das variáveis da T-01 foram semelhantes aos observados no cenário base. Contudo, ao se analisar este mesmo comportamento em função das variáveis da coluna T-02, observa-se que o comportamento foi oposto ao cenário inicial. Na Figura 5.14 podem ser vistas as variações de FGLP e FGAS em função da pressão e da razão de refervimento coluna desbutanizadora.

**Figura 5.14:** Vazões mássicas de GLP e gasolina natural em função da razão de refluxo e a pressão do primeiro estágio da coluna desbutanizadora

A temperatura teve a mesma influência sobre a variação da vazão de gás residual e de líquido de gás natural do caso base, mas menos expressiva (cerca de 1 %). Novamente, a

variação da temperatura do permutador P02 não influenciou as vazões de topo (FGR) e fundo (LGN) da coluna desetanizadora.

O propano perde sua especificação neste cenário, ao se operar com valores de pressão maiores do que 21 atm na coluna desetanizadora. A mesma situação ocorre com a razão de refervimento de T-01. Valores menores do que 2,5, não especificam o produto e, logo, este não pode ser vendido e nem utilizado como fluido refrigerante no ciclo de propano.

O cenário com gás leve apresentou valores menores de lucratividade, quando comparada com o caso base. Da mesma forma, a vazão dos produtos provenientes do LGN foi menor. O valor do lucro no ponto original de operação foi de aproximadamente R\$ 103.511/h. Deste valor, a receita com gás residual representa cerca de 82 %, seguido de GLP com 14 %, gasolina natural com 5 % e propano com menos de 1%.

A Tabela 5.2 mostra o comportamento das variáveis de interesse. Nota-se que o lucro, acompanha a mesma tendência da vazão de GLP. Assim, o ponto ótimo de operação da coluna desetanizadora encontra-se no valor mais baixo de pressão analisado e em um valor intermediário de razão de refervimento. O aumento de temperatura especificado no permutador P04 também favorece o aumento do lucro. Por fim, valores baixos de pressão e altos de razão de refervimento na coluna desbutanizadora, favorecem a lucratividade.

**Tabela 5.2:** Efeito das variáveis de processo no cenário com gás leve sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo

Variável	P T-01	RR T-01	T P04	T P02	P T-02	RR T-02
FGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LGN	(+)	(-)	(-)	N	N	N
FGLP	(-)	(±)	(+)	N	(-)	(+)
FGAS	(-)	(+)	(+)	N	(+)	(-)
MGR	(+)	(-)	(-)	N	N	N
EGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LUCRO	(-)	(±)	(+)	N	(-)	(+)

### 5.3 Análises no cenário com gás pesado

O cenário com gás pesado apresentou uma diferença frente aos casos anteriores. Para poder especificar o produto, a razão de refervimento da coluna desetanizadora precisou ser ajustada dos 2,11 iniciais, para 1,42. Assim, todas as análises de sensibilidade foram realizadas considerando este ponto operacional. Observou-se que as restrições da corrente de gás residual foram ultrapassadas, a partir de determinado ponto operacional em todos os intervalos em que as análises foram realizadas.

A fração molar de metano no gás residual mostrou-se menor do que 0,85 para valores de pressão inferiores que 25,5 atm na T-01. O mesmo ocorreu para a temperatura do permutador P-04, pois valores maiores que 258 K não especifica a corrente de gás residual. O comportamento das vazões dos produtos foi idêntico ao observado para o cenário com gás leve. Entretanto, as restrições operacionais são maiores. Dessa forma, a flexibilidade de operação da unidade é menor neste cenário do que nos demais.

A lucratividade no ponto inicial de operação apresentou um valor de R\$ 107.743 /h. Conforme esperado, a representatividade do GLP (30%) e da gasolina natural (7%) neste valor foi a maior observada entre os três cenários. O propano foi desconsiderado nas análises deste cenário, pois a especificação necessária não foi atingida em nenhum ponto operacional dos intervalos das variáveis de processo. Assim, seus valores também foram desconsiderados nos cálculos de lucratividade da unidade.

Novamente, o ponto ótimo de operação da coluna desbutanizadora, ocorre para valores baixos de pressão (11,8 atm) e valores elevados de razão de refervimento. Da mesma forma que ocorreu no cenário com gás leve, o comportamento da lucratividade é idêntico ao observado para a vazão de GLP. Assim, elevações ou reduções no preço deste produto, afetam a lucratividade diretamente. A Tabela 5.3 mostra o comportamento dos produtos, do lucro e das especificações da unidade no cenário com gás pesado. Nota-se que o comportamento foi idêntico ao observado no caso com gás leve.

**Tabela 5.3:** Efeito das variáveis de processo no cenário com gás pesado sobre as vazões de produtos da UPGN, especificações do gás residual e lucratividade do processo

Variável	P T-01	RR T-01	T P04	T P02	P T-02	RR T-02
FGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LGN	(+)	(-)	(-)	N	N	N
FGLP	(-)	(±)	(+)	N	(-)	(+)
FGAS	(-)	(+)	(+)	N	(+)	(-)
MGR	(+)	(-)	(-)	N	N	N
EGR	(-)	(+)	(+)	N	N	N
LUCRO	(-)	(±)	(+)	N	(-)	(+)

## 6 Conclusões e Trabalhos Futuros

Neste trabalho foram realizadas análises de sensibilidade em variáveis selecionadas do processo de uma unidade de processamento de gás natural típica. A partir dos valores, o cálculo e a análise da lucratividade, a qual é o objetivo deste trabalho, foram realizados. Três cenários diferentes de matéria-prima foram considerados.

A lucratividade da unidade variou sensivelmente dentro dos intervalos em que as variáveis de processo foram analisadas. As análises de sensibilidade se mostraram úteis para observar o comportamento das vazões dos produtos e das restrições operacionais existentes. Assim, foi possível determinar o ponto ótimo de operação para cada equipamento com os diferentes tipos de matéria-prima. A flexibilidade da unidade foi essencial para se garantir produtos especificados em todas as condições testadas e garantir um patamar elevado de lucro.

A coluna desetanizadora mostrou-se a etapa mais importante na avaliação do lucro, já que define a quantidade de gás residual e de líquido de gás natural que serão produzidos. Consequentemente, esta coluna influi diretamente sobre as vazões de GLP e gasolina natural que serão produzidas. Observou-se que a razão de refervimento da coluna é a variável mais importante dentre as consideradas, pois sua influência sobre a vazão e especificação das correntes foi mais acentuada que as demais.

Entende-se que para buscar o maior lucro operacional, deve-se operar as colunas desetanizadora e desbutanizadora com pressões de primeiro estágio menores do que as especificadas originalmente (15,8 atm e 26 atm, respectivamente). A redução da carga térmica, e consequentemente, da temperatura especificada (256 K) no trocador de calor P04, também age no sentido de maximizar o lucro. No entanto, é necessário se atentar para a influência inversa entre a vazão de gás residual e a fração molar de metano na corrente, a qual é uma restrição operacional. Os valores ótimos de razão de refervimento de T-01 e T-02 dependem do cenário de matéria-prima em que a planta opera.

Apesar do cenário com gás mais leve especificar uma maior vazão de gás residual, a lucratividade máxima foi atingida no caso base. A quantidade de LGN recuperado foi menor para este caso. Assim, os produtos especificados a partir do líquido de gás natural, mostraram que agregam um valor considerável ao lucro do processo. Destaca-se ainda, que nos cenários com gás leve e pesado, deve-se maximizar a produção de GLP para garantir a maior lucratividade.

Este trabalho pode ser considerado uma avaliação inicial do comportamento das vazões de produto e da lucratividade da UPGN frente às variações nas principais variáveis do processo. Entretanto, dado o número expressivo de variáveis de processo analisadas e da complexidade da unidade, entende-se que um estudo de otimização é fundamental. Além disso, para se garantir a flexibilidade operacional desejada, é necessário o estudo e a implementação de uma estratégia de controle eficiente e que empregue as principais variáveis que influenciem a lucratividade do processo.

## 7 Referências

AGENCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS e BIOCOMBUSTÍVEIS. Gás natural não convencional, Nota Técnica nº 09/2010-SCM. Abril 2010

BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL 2012. Disponível em <<https://ben.epe.gov.br/BENRelatorioFinal2013.aspx>>

BULLIN, K. A.; HALL, K. R. Optimization of natural gas processing plants including business aspects. 2000.

CORDEIRO, A.F. *Estudo de simulação e controle de uma unidade de processamento de gás natural*. (Dissertação de mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

FAULKNER, L. L. Fundamentals of Natural Gas Processing. USA: LLC, 418 p. 2006.

CHEBBI, R. et al. Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. Chemical Engineering Research and Design, v. 88, n. 5–6, p. 779-787, 5// 2010. ISSN 0263-8762.

LUYBEN, W. L. Distillation design and control using Aspen simulation. USA: Wiley, 345 p. 2006.

MEHRPOOYA, M., GHARAGHEIZI, F. AND VATANI, A., 2006, An optimization of capital and operating alternatives in a NGL recovery unit. Chemical Engineering & Technology, 29(12): 1469–1480.

MOKHATAB, S., POE, W. A., SPEIGHT, J. G. Handbook Of Natural Gas Transmission And Processing. Burlington. MA, USA. Elsevier, 636 p. 2006.

SHARRATT, P. N., ENRÍQUEZ, A. H, TLACUAHUAC, A. F. Topical Conference on Natural Gas Utilization. AIChE Spring Meeting, April 2008. 8th New Orleans, LA, 6 abr. 2008

TURTON, R., BAILIE, R.C., WHITING, W.B. AND SHAEIWITZ, J.A., (2003). Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes (second edition). (Prentice Hall).

VAZ, C. E. N. MAIA, J. L. P., SANTOS, W. G. Tecnologia da Indústria do Gás Natural. 1ª Edição. São Paulo: Blucher, 416 p. 2008