



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO UNIVERSITÁRIO NORTE DO ESPÍRITO SANTO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA**

SAMUEL VÍTOR DE ALMEIDA FRANCO

**OTIMIZAÇÃO ENERGIECONÔMICA DE UMA UNIDADE DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

SÃO MATEUS – ES

2020

SAMUEL VÍTOR DE ALMEIDA FRANCO

**OTIMIZAÇÃO ENERGIECONÔMICA DE UMA UNIDADE DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Energia do Centro Universitário do Norte do Espírito Santo da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre em Energia na área de concentração Interdisciplinar em Engenharia, Tecnologia e Gestão.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Ana Paula Meneguelo.

SÃO MATEUS – ES

2020

Ficha catalográfica disponibilizada pelo Sistema Integrado de
Bibliotecas - SIBI/UFES e elaborada pelo autor

F825o Franco, Samuel Vítor de Almeida, 1989-
OTIMIZAÇÃO ENERGOGONÔMICA DE UMA UNIDADE
DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL / Samuel Vítor de
Almeida Franco. - 2020.
125 f. : il.

Orientadora: Ana Paula Meneguelo.
Dissertação (Mestrado em Energia) - Universidade Federal do
Espírito Santo, Centro Universitário Norte do Espírito Santo.

1. Gás natural. 2. Processamento. 3. Simulação. 4. Otimização.
I. Meneguelo, Ana Paula. II. Universidade Federal do Espírito
Santo. Centro Universitário Norte do Espírito Santo. III. Título.

CDU: 620.9

SAMUEL VITOR DE ALMEIDA FRANCO

**OTIMIZAÇÃO ENERGOGONÔMICA DE UMA UNIDADE DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Energia.

Aprovada em 31 de março de 2020.

COMISSÃO EXAMINADORA



Profa. Dra. Ana Paula Meneguelo
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientadora

Prof. Dr. Daniel da Cunha Ribeiro
Universidade Federal do Espírito Santo



Profª Drª. Cintia Marangoni
Universidade Federal de Santa Catarina



UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO

PROTOCOLO DE ASSINATURA



O documento acima foi assinado digitalmente com senha eletrônica através do Protocolo Web, conforme Portaria UFES nº 1.269 de 30/08/2018, por DANIEL DA CUNHA RIBEIRO - SIAPE 1956013 Departamento de Engenharia e Tecnologia - DET/CEUNES Em 27/05/2020 às 14:29

Para verificar as assinaturas e visualizar o documento original acesse o link:
<https://api.lepisma.ufes.br/arquivos-assinados/25817?tipoArquivo=O>



UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO

PROTOCOLO DE ASSINATURA



O documento acima foi assinado digitalmente com senha eletrônica através do Protocolo Web, conforme Portaria UFES nº 1.269 de 30/08/2018, por
ANA PAULA MENEGUELO - SIAPE 1754588
Departamento de Engenharia e Tecnologia - DET/CEUNES
Em 27/05/2020 às 16:31

Para verificar as assinaturas e visualizar o documento original acesse o link:
<https://api.lepisma.ufes.br/arquivos-assinados/25855?tipoArquivo=O>

Dedico a minha Família.

AGRADECIMENTOS

A Deus, a minha Família, aos Amigos, à Orientadora, à CAPES e à UFES.

RESUMO

Perante o crescimento do emprego do gás natural na matriz energética nacional e mundial, eleva-se a importância de estudos que tratam sobre seu processamento. A Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN) é responsável por separar o gás natural e de seus contaminantes em componentes de interesse comercial, por exemplo, o Líquido de Gás Natural (LGN) e o Gás de Venda (GV). Este processamento pode ser realizado por meio de distintos *layouts* de unidades, cada um deles com características diferentes quanto ao consumo de energia, de matéria-prima, eficiência de separação e níveis de segurança. Entre os diversos *layouts* de unidade de processamento é possível citar diferenças consideráveis quanto ao mecanismo de refrigeração empregado de maneira que a combinação de turboexpansor com refrigeração mecânica (TERM) se destacou pela lucratividade e eficiência de recuperação. Entretanto, é preciso se avaliar o comportamento energético do mecanismo com diferentes qualidades do gás natural que alimenta a unidade. Neste trabalho, foi realizado um estudo de otimização de uma unidade representada pelo esquema TERM contida no caso base por meio da minimização do consumo energético específico [kWh/kg de GV] incluindo a restrição de limite mínimo de 90% de recuperação de C_3^+ e pela manipulação dos seguintes parâmetros: temperaturas dos fluxos de saída dos trocadores de calor, pressões das torres fracionadoras, razão do *splitter*, pressões de saída dos compressores e expansor e temperaturas dos *reboilers*. Foram analisadas três riquezas distintas do gás natural: 11,2% (“muito rico”, composição 1), 8,9% (“rico”, composição 2) e 5,5% de C_3^+ (“pobre”, composição 3). Os resultados foram submetidos a critérios de avaliação: desempenho energético, econômico, de recuperação, de produção, de segurança e de qualidade. Houve uma redução no consumo energético específico [kWh/kg de GV] de 10,7% para corrente de entrada “muito rico”, 12,9% para “rico” e 21,1% para “pobre” e consequente aumento da margem econômica [R\$/h] para os três tipos de corrente de gás de alimentação em 0,03%, 0,05% e 0,35%, respectivamente. Além disso, a redução do consumo energético específico implicou diminuição dos aspectos do critério de segurança adotado (maior pressão no processo e maior carga térmica requerida nos *chillers*) e diminuição do desempenho de recuperação do fluxograma em até 3,8%; e atendeu às características regulamentadas (qualidade) do Gás de Venda.

Palavras-chave: Gás natural, Processamento, Simulação, Otimização.

ABSTRACT

In view of the growth in the use of natural gas in the national and global energy matrix, the importance of studies dealing with its processing increases. The Natural Gas Processing Unit (NGPU) is responsible for separating natural gas and its contaminants into components of commercial interest, for example, Natural Gas Liquid (NGL) and Sale Gas (SG). This processing can be carried out by means of different layouts of units, each with different characteristics regarding energy consumption, raw material, separation efficiency and safety levels. Among the different processing unit layouts, it is possible to mention considerable differences regarding the cooling mechanism used in such a way that the combination of turboexpander with mechanical refrigeration (TEMR) stood out for its profitability and recovery efficiency. However, it is necessary to evaluate the energetic behavior of the mechanism with different qualities of the natural gas that feeds the unit. In this work, an optimization study of a unit represented by the TEMR scheme contained in the base case was carried out by minimizing the specific energy consumption [kWh/kg of SG] including the restriction of a minimum limit of 90% of C_3^+ recovery and by manipulation of the following parameters: temperatures of the heat exchanger outlet flows, fractionating column pressures, splitter ratio, compressor and expander outlet pressures and reboilers temperatures. Three different natural gas riches were analyzed: 11.2% (“Very rich”, composition 1), 8.9% (“rich”, composition 2) and 5.5% of C_3^+ (“poor”, composition 3). The results were submitted to evaluation criteria: energy, economic, recovery, production, safety and quality performance. There was a reduction in specific energy consumption [kWh/kg of SG] of 10.7% for the “very rich” input current, 12.9% for “rich” and 21.1% for “poor” and a consequent increase in the margin economic [R\$/h] for the three types of feed gas stream by 0.03%, 0.05% and 0.35%, respectively. In addition, the reduction in specific energy consumption implied a reduction in aspects of the adopted safety criterion (higher process pressure and higher thermal load required in the chillers) and a decrease in the recovery performance of the flowchart by up to 3.8%; and met the regulated characteristics (quality) of the Sale Gas.

Keywords: Natural Gas, Processing, Simulation, Optimization.

LISTA DE SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
APCI	<i>Air Products and Chemicals Inc</i> (Ciclo C3MR)
AR-MR1	Pré-resfriamento por sistema de refrigeração por absorção e liquefação por refrigerante misto
AR-MR2	Sistema de absorção com dois ciclos de refrigerante misto
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
BOE	Barril de Óleo Equivalente
BTU	<i>British Thermal Unit</i>
C3MR	Ciclo de propano pré-resfriado e de refrigerante misto
COS	Sulfeto de carbonilo
COP	Coefficiente de desempenho
CRR	<i>Cold Residue Recycle</i>
DMF	Dimetilformamida
DMR	Ciclo de refrigerante misto duplo
DFP	Diagrama de Fluxo de Processo
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
EVA	<i>Ethylene Vinyl Acetate</i>
FVR	<i>Flashed vapour Reflux</i>
GA	Gás Associado
GNA	Gás Não Associado
GNL	Gás Natural Liquefeito
GNS	Gás Natural Seco
GNU	Gás Natural Úmido
GNV	Gás Natural Veicular
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GPM	Galões de líquidos recuperados por mil pés cúbicos de gás a 60 °F
GSP	Gas Subcooled Process
GV	Gás de Venda
HC	Hidrocarboneto
HHC	Hidrocarbonetos pesados (<i>heavy hydrocarbons</i>)
IDG	Grau de integração (<i>Integration Degree</i>)

IPSI-1	<i>Enhanced NGL recovery process</i>
IPSI-2	<i>Internal refrigeration for enhanced NGL recovery process</i>
ISS	<i>Industry Standard Single-stage</i>
JT	Joule-Thomson
JTRM	Joule-Thomson com Refrigeração Mecânica
KBO	<i>Knowledge-based optimization</i>
KSMR	<i>Korea Single Mixed Refrigerant</i> ; Processo coreano de refrigeração mista de único estágio
LGN	Líquidos de Gás Natural
LSP	<i>Liquid subcooled process</i>
MEG	Mono etileno glicol
MFC	Ciclo cascata de refrigerante misto (<i>Mixed Fluid Cascade</i>)
MMBTU	milhão de <i>British Thermal Unit</i>
MME	Ministério de Minas e Energia
MON	<i>Motor Octane Number</i> (Número de Octano Motor)
MR	Ciclo de refrigerante misto
Msm ³ /d	<i>Mega standard cubic metres per day</i>
NBR	Norma Brasileira
NM	Número de Metano
PCI	Poder Calorífico Inferior [kJ/m ³]
PCS	Poder Calorífico Superior [kJ/m ³]
PE	Polietileno
PR	Equações de estado Peng–Robinson
PRGN	Preço Referência de Gás Natural
PRSV	Equações de estado Peng–Robinson-Stryjek-Ver
P-T	Pressão – Temperatura
PVC	<i>Polyvinyl chloride</i>
REDUC	Refinaria Duque de Caxias
RM	Refrigeração Mecânica
RR	<i>Residue recycle</i>
RSV	<i>Recycle Steam-Split</i>
RSVE	<i>Recycle split-vapor with enrichment</i>
TERM	Turboexpansor com Refrigeração Mecânica
UPGN	Unidade de Processamento de Gás Natural

URN	Unidade de Rejeição de Nitrogênio
VLV	Válvula
SMR	Ciclo de refrigeração mista de um único estágio
SFR	<i>Split-flow reflux</i>
VEP	Vapour Enrichment process

LISTA DE SÍMBOLOS

AC	Air Cooler
AC-01	Air cooler, identificação 01
B-01	Bomba
C	Compressor
c	Constante de conversão
C-01	Compressor, identificação 01
C-02	Compressor, identificação 02
$C_{\text{água}}$	Calor latente de condensação da água [kJ/kg]
C_2^+	Hidrocarbonetos com duas ou mais átomos de carbono na molécula
C_3^+	Hidrocarbonetos com três ou mais átomos de carbonos na molécula
C_5^+	Gasolina Natural
CH_4	Metano
C_2H_6	Etano
C_3H_8	Propano
C_4H_{10}	Butano
C_5H_{12}	Pentano
C_6H_{14}	Hexano
CO_2	Dióxido de carbono
c_p	Calor específico à pressão constante [kJ/(kg.°C)]
CS_2	Dissulfureto de carbono
d	Densidade relativa ao ar do gás
E_{C-02}	Energia de alimentação do compressor C-02 [kJ/h]
E_{req}	Potência requerida no processo para produção de GV [kJ/h]
$E_{req-total}$	Potência requerida total no processamento do gás (gasto energético da UPGN) [kJ/h]
E_{T-01}	Carga térmica fornecida pelo refeedor a torre T-01 [kJ/h]
E_{T-02}	Carga térmica fornecida pelo refeedor a torre T-02 [kJ/h]
E_{T-03}	Carga térmica fornecida pelo refeedor a torre T-03 [kJ/h]
F	Vazão de alimentação do divisor [m ³ /h]
f_i	Vazão de saída da corrente i do divisor [m ³ /h]
$F_{vap.}$	Vazão de vapor saindo do prato [m ³ /h]
$f(X)$	Função objetivo

H	Entalpia [kJ/h]
h	Altura do líquido acima do vertedor [m]
h_e	Entalpia específica de entrada do componente i do gás natural [kJ/kg]
H_{en}	Entalpia da corrente que entra [kJ/h]
Hg	Mercúrio
H ₂ S	Gás sulfídrico
H_{liq}	Entalpia do líquido [kJ/h]
h_s	Entalpia específica de saída do componente i do gás natural [kJ/kg]
H_{sai}	Entalpia da corrente que sai [kJ/h]
$h(X)$	Funções restrição
H_{vapor}	Entalpia do vapor [kJ/h]
i	Componente da mistura
JT-corte	Válvula Joule-Thomson
I_w	Índice Wobbe
k	Condutância [$m^3/h/\sqrt{kPa}$]
kW	quilowatts
L _N	Vazão de líquido saindo do prato N [m^3/h]
l_w	Comprimento do vertedor [m]
M	Margem Econômica [R\$/h]
\dot{m}	Vazão mássica [kg/h]
$\dot{m}_{\text{água}}$	Massa de água gerada na reação de combustão por metro cúbico de combustível (gás) [kg/m ³]
\dot{m}_{ar}	Vazão mássica do ar [kg/h]
\dot{m}_e	Vazão mássica de entrada na UPGN do componente i [kg/h]
$\dot{m}_{gás}$	Vazão mássica da corrente de gás processado [kg/h]
\dot{m}_s	Vazão mássica de saída da UPGN do componente i [kg/h]
N ₂	Nitrogênio
p	Pressão [kPa]
p_c	Pressão crítica [kPa]
P-01	Trocador de calor tipo placas, identificação 01
P-03	Trocador de calor tipo placas, identificação 03
P-05	Trocador de calor tipo placas, identificação 05
P-06	Trocador de calor tipo placas, identificação 06

P-02	Trocadores de calor tipo chiller do circuito de propano, identificação 02
P-04	Trocadores de calor tipo chiller do circuito de propano, identificação 04
P-07	Trocadores de calor tipo casca e tubo, identificação 07
P-08	Trocadores de calor tipo casca e tubo, identificação 08
P_{C2}	Preço do etano [R\$/ton]
P_{C5}	Preço associado a gasolina natural [R\$/m ³]
P_{el}	Preço da energia elétrica [R\$/kWh]
p_{en}	Pressão da corrente que entra [kPa]
P_{GLP}	Preço do GLP [R\$/kg]
P_{GV}	Preço do gás de venda [R\$/m ³]
P_{PRGN}	Preço segundo o Preço de Referência do Gás Natural (PRGN) [R\$/m ³]
p_{sai}	Pressão da corrente que sai [kPa]
p_v	Pressão de vapor do fluido a uma temperatura de $0,7T_c$ [kPa]
q	Vazão [m ³ /h]
q_{C2}	Vazão do etano [kg/h]
q_{C5}	Vazão da gasolina natural (C ₅ ⁺) [l/h]
$Q_{chiller}$	Troca térmica (calor) do chiller [kJ/h]
Q_{ext}	Calor recebido do ambiente externo [kJ/h]
q_e	Vazão molar de C ₃ ⁺ do gás de alimentação (não processado) que entra na unidade [kmol/h]
q_{GLP}	Vazão de GLP [kg/h]
q_{GN}	Vazão de entrada de gás natural de alimentação [m ³ /h]
q_{GV}	Vazão do gás de venda [m ³ /h]
Q_{int}	Calor recebido do ambiente interno [kJ/h]
q_{LGN}	Vazão de produção de LGN
Q_{P-02}	Carga térmica que sai do <i>chiller</i> P-02 [kJ/h]
Q_{P-04}	Carga térmica que sai do <i>chiller</i> P-04 [kJ/h]
q_s	Vazão molar de C ₃ ⁺ do gás de venda (gás processado) que sai da unidade
Q_{T-02}	Carga térmica de saída do condensador da torre T-02 [kJ/h]
Q_{T-03}	Carga térmica de saída do condensador da torre T-03 [kJ/h]
$g(X)$	Funções restrição
R	Constante dos gases ideais, 8,31J/(mol.K)
$R_{C_3^+}$	Riqueza de C ₃ ⁺

R134a	Tetrafluoroetano
R22	Clorodifluorometano
R-290	Fluido refrigerante propano
R-600a	Fluido refrigerante isobutano
T-01	Colunas de fracionamento desmetanizadora
T-02	Colunas de fracionamento desetanizadora
T-03	Colunas de fracionamento desbutanizadora
T	Temperatura [$^{\circ}\text{C}$]
T_c	Temperatura crítica [$^{\circ}\text{C}$]
T_r	Temperatura reduzida [$^{\circ}\text{C}$]
TE	Turboexpansor
TE-01	Turboexpansor, identificação 01
TEE-01	Divisor, identificação 01
V	Volume retido no tubo [m^3]
v	Volume específico do gás [m^3/kg]
V-01	Vaso acumulador de condensado, identificação 01
V-02	Vaso acumulador de condensado, identificação 02
VLV-01	Válvula Joule-Thomson
V_m	Volume molar (razão entre volume e número de moles)
W_b	Potência da bomba [kW]
W_{comp}	Potência requerida pelo compressor [kW]
W_{TE}	Potência produzida pelo turboexpansor [kW]
μ	Coefficiente Joule-Thomson
ω	Fator acêntrico de Pitzer
ρ	Massa específica [kg/m^3]
Z	fator de compressibilidade
$\Delta P_{fric.}$	Queda de pressão no orifício seco [kPa]
η	Eficiência.

GLOSSÁRIO

Adoçamento do gás: processo de retirada de ácidos do gás.

Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP): autarquia que regula e controla o setor de petróleo, gás natural e biocombustíveis.

Desidratação do gás: retirada de vapor d'água do gás produzido.

Equações de estado: relação matemática entre pressão, volume e temperatura e quantidade de gás que são usadas para resolver casos de variações desses parâmetros.

Gás: gás livre.

Gás associado: gás natural associado.

Gás de venda: gás processado; corrente de gás sem contaminantes e sem LGN.

Gás desidratado: gás que teve sua umidade retirada.

Gás doce: gás sem ácidos.

Gás especificado: gás de venda, gás combustível, gás processado.

Gás livre: gás natural não associado .

Gás Liquefeito do Petróleo: mistura de hidrocarbonetos (C₃ e C₄) em estado líquido.

Gás natural: mistura de hidrocarbonetos que contém dióxido de carbono, nitrogênio, ácido sulfídrico, sedimentos e água. É gasoso em condições atmosféricas.

Gás natural associado: gás natural quando produzido junto com hidrocarbonetos líquidos (petróleo).

Gás Natural Liquefeito: gás natural em estado líquido para armazenamento e transporte.

Gás natural não associado: proveniente de reservatórios de produtores de gás; produzido sem ou com pequenas quantidades de hidrocarbonetos líquidos (óleo).

Gasoduto: duto para transporte de gás natural.

Gasolina natural: mistura de hidrocarbonetos C₅⁺ que pode ser misturada ao nafta para produção de gasolina.

Gás “pobre”: gás natural que apresenta maior quantidade de LGN.

Gás processado: gás tratado em uma UPGN; gás de venda.

Gás produzido: gás oriundo de reservatório.

Gás rico: gás natural que apresenta maior quantidade de LGN.

Gás residual: gás de venda; não contém LGN.

Gás seco: gás de venda; não contém LGN.

Gás úmido: gás natural antes de ser processado, contém LGN.

Líquido de Gás Natural (LGN): mistura de hidrocarbonetos mais pesados do gás natural que por ter maior poder calorífico é mais valiosa. É recuperado pela UPGN.

Planta de gás: instalação para processamento de gás natural.

Ponto de bolha: ponto de temperatura e pressão na iminência de sofrer vaporização parcial.

Ponto de orvalho: ponto de temperatura e pressão na iminência de sofrer condensação parcial.

Processamento de gás natural: processo que submete o gás natural produzido para retirar contaminantes, extrair os produtos de maior valor comercial (etano, propano, butano e gasolina natural).

Qualidade do gás: conjunto de especificações exigidas pela ANP.

Reservatório de gás: reservatório que possui mistura de hidrocarbonetos em estado gasoso.

Riqueza do gás: quantidade de LGN.

Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN): planta industrial que realiza a separação das frações pesadas (C_3^+ ou LGN) gerando gás seco (C_1 e C_2), etano (C_2), GLP (C_3 e C_4) e gasolina natural (C_5^+).

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	17
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
2.1	Características do Gás Natural	20
2.2	Gás natural no Brasil	22
2.3	Processamento do Gás Natural	25
2.4	Unidade de Processamento do Gás Natural (UPGN)	26
2.5	Especificação e regulamentação do gás de venda (processado)	27
2.6	Métodos de condensação	30
2.7	Análise da literatura sobre modelagem e otimização do processamento de gás natural	35
2.8	Conclusões da análise	46
3	MODELAGEM E OTIMIZAÇÃO	48
3.1	Modelagem	48
3.2	Otimização	52
4	METODOLOGIA	55
4.1	Etapas de trabalho	55
4.2	Caso base: Diagrama de Fluxo de Processo	56
4.2.1	Caso base: composições e condições	58
4.3	Otimização	62
4.4	Critérios de Avaliação	66
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	69
5.1	Resultados das variáveis ajustáveis	69
5.2	Desempenho energético	75
5.3	Desempenho econômico	81
5.3.1	Análise de sensibilidade	84

5.4	Desempenho de recuperação	85
5.5	Qualidade	89
5.6	Segurança	91
5.7	Produção	95
5.8	Balço dos desempenhos	96
6	CONCLUSÕES	98
7	SUGESTÕES DE PESQUISAS FUTURAS	99
	REFERÊNCIAS	100
	ANEXOS	109
	ANEXO A - Módulo termodinâmico de Peng–Robinson	109
	ANEXO B – Relação de TAG’s dos equipamentos.	110
	ANEXO C – Fluxograma TERM no ambiente de simulação em Aspen HYSYS®	111
	ANEXO D – Problema geral de otimização.	112
	ANEXO E – Condições das correntes.	113
	ANEXO F – Composição correntes de saída.	116

1 INTRODUÇÃO

O gás natural é a segunda maior fonte energética no mundo (AEO, 2018). A Empresa de Pesquisa Energética projetou, para o Brasil em 2050, que a participação do gás natural na matriz energética nacional atingirá 31%, perante os 12,5% do ano de 2018 (EPE, 2019a, EPE, 2019b). Isso representa um aumento de 148% da participação desse recurso até 2050. Vale lembrar que em 1981 essa participação era menos de 1% da matriz energética brasileira (ANP, 2009). Entre vários fatores que justificam esse crescimento, destacam-se os menores preços e as baixas emissões de CO₂ desse recurso em relação aos demais combustíveis fósseis (WANG; KHALILPOUR; ABBAS, 2014). Além disso, o poder energético do gás que é de aproximadamente 9.400 kcal/m³ (BORGES, 2003) contribui para a atratividade dessa fonte no mercado.

No Brasil o gás natural é estratégico, pois é usado em termelétricas para produção de eletricidade, sobretudo na sazonalidade dos níveis dos reservatórios hídricos. Conforme Balanço Energético Nacional de 2019 (EPE, 2019b) o gás natural possui participação de 8,6% na matriz elétrica brasileira, atrás apenas da hidráulica, em 2018. Todavia, os pontos negativos do gás natural são os riscos de explosão, incêndio e asfixia. Dessa forma, diante do crescimento do emprego do gás natural na matriz energética nacional e suas características físico-químicas, e do plano do governo federal de ‘novo mercado de gás’ usando o gás como fonte energética barata para reindustrialização do país, torna-se importante estudos nessa área, e em particular sobre o processamento desse recurso.

O processamento de gás natural envolve o processo de tratamento, de recuperação (extração) de Líquido de Gás Natural (LGN) bem como a liquefação e/ou compressão do gás para atingir a condição de venda (especificação). Todos esses processos estão reunidos em Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGN's). Portanto, a função das UPGN's é produzir o gás abundante em metano (gás processado), ou seja, retirar contaminantes e separar os hidrocarbonetos mais pesados (C₃⁺ ou LGN) contidos no gás para atender razões de segurança, qualidade e transporte definidos pelo órgão governamental (ABDULRAHMAN; ZANGANA; SEBASTINE, 2015). Para executar esse processamento, as UPGN's são unidades complexas constituídas, por exemplo, de torres de destilação, compressores, bombas, trocadores de calor e vasos separadores, e utilizam mecanismos que condensam as frações de maior massa

molecular. Existem, basicamente, quatro mecanismos de condensação dos quais são derivados vários tipos de arranjos de processo que a UPGN pode adotar: refrigeração simples, turboexpansor, joule-thomson, absorção refrigerada (EPE, 2016b).

Destaca-se que vários pesquisadores analisaram e otimizaram diferentes configurações de processamento de gás natural por meio da suíte de simulação da AspenTech, mais especificamente o módulo Aspen HYSYS[®]. Observa-se que diversos desses estudos focaram na eficiência energética do esquema de processo empregado, em especial, quanto a redução do consumo energético específico do processamento de gás natural, além da diminuição dos custos envolvidos. Sendo assim, este trabalho é uma contribuição ao trabalho de Amaral Júnior (2018) que estudou quatro Diagramas de Fluxo de Processos (DFP) e observou que a configuração TurboExpansor com Refrigeração Mecânica (TERM) possuía melhor lucratividade entre os fluxogramas estudados. Agora, pretende-se otimizar o gasto energético por produção de gás de venda (GV) do referido esquema TERM.

Dessa forma, o objetivo deste trabalho é otimizar, via minimização do consumo energético por produção de gás de venda [kWh/kg de GV], o desempenho energoeconômico de uma Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN) representada pelo esquema escolhido denominado TurboExpansor com Refrigeração Mecânica (TERM) do trabalho de Amaral Júnior (2018) com o uso da ferramenta *Optimizer* da AspenTech do módulo Aspen HYSYS[®]. Por fim, avaliar sob vários critérios os resultados do caso base e do caso otimizado.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta definições e conceitos sobre o processamento de gás natural, cenário desse recurso no Brasil, as especificações do órgão regulamentador, métodos de condensação usados no processamento e, por fim, trabalhos de simulação e otimização relacionados ao tema.

2.1 Características do Gás Natural

O gás natural pode ser oriundo de reservatórios de gás (gás não associado) ou de petróleo (gás associado) (SPEIGHT, 2011). Cerca de 79,2% da produção brasileira de gás natural é de origem associada ao petróleo (ANP, 2019a). Esse recurso é composto por vários hidrocarbonetos com respectivo interesse econômico (ABDULRAHMAN; ZANGANA; SEBASTINE, 2015) tanto como fonte energética, quanto por ser matéria-prima para indústria petroquímica (ELLIOT *et al.*, 2005) para produtos como plásticos, tintas, fibras sintéticas, borracha e fertilizantes (SANTOS, 2002). Essas aplicabilidades estão relacionadas a variedade de substâncias contidas no gás extraído do reservatório. Os componentes deste são metano (CH_4) em maior quantidade; etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}) e pentano (C_5H_{12}) em quantidades significativas; hexano (C_6H_{14}) e hidrocarbonetos mais pesados em pequena quantidade. Além deles, existem nitrogênio (N_2), dióxido de carbono (CO_2), gás sulfídrico (H_2S) e outros componentes de enxofre como sulfeto de carbonilo (COS), dissulfureto de carbono (CS_2), além de traços de argônio, hidrogênio, substâncias metálicas que incluem arsênio, selênio, mercúrio e urânio (MOKHATAB; POE; MAK, 2015). A composição típica do gás natural processado pode ser definida como 88,5% de metano, 6,2% de etano, 2,2% de propano, 0,8% de C_4^+ , 1,8% de CO_2 e 0,5% de N_2 (GASMIG, 2019).

Na Tabela 1 contém as constantes físicas dos diversos hidrocarbonetos presentes no gás natural não processado, com destaque ao ponto de vaporização de $-162\text{ }^\circ\text{C}$ do metano. Este componente representa no mínimo 85% de fração molar do gás de venda (gás processado e comercializado) também conhecido como gás residual. O gás natural antes de ser processado pode ser denominado gás úmido, em alusão de conter ainda LGN. Depois de processado, ele pode ser chamado de gás seco, pois foi retirada a fração molar líquida (LGN). O gás natural atinge a condição de gás de venda (processado) depois de ser especificado conforme Resolução ANP nº 16 de 18 de junho de 2008. O gás processado quando resfriado a $-162\text{ }^\circ\text{C}$ a pressão atmosférica apresenta a forma condensada denominada Gás Natural Liquefeito (GNL) que permite ser

armazenado e transportado quando não há gasoduto para tal, pois seu volume é reduzido em 600 vezes (MOKHATAB; POE; MAK, 2015). O GNL, gás de venda no estado líquido obtido mediante processo de criogenia, é regulado no Brasil pela Resolução ANP nº 41 de 05 de novembro de 2013.

Tabela 1 – Constantes Físicas dos Hidrocarbonetos.

Composto	Ponto de vaporização (°C) à 1 atm	Ponto de Solidificação (°C) à 1 atm	Temperatura crítica (°C)	Densidade do Gás à 16°C e 1 atm		Calor Específico à 16°C e 1 atm [KJ/Kg°C]		Poder Calorífico [MJ/Nm³]		Ar requerido para combustão [m³ ar/m³ comb]	Limites de inflamabilidade em Mistura com o Ar [%vol]	
				Densidade Relativa (Ar=1)	kg/m³	Cp	Cv	Superior	Inferior		Inferior	Superior
Metano	-162	-183	-82,2	0,555	0,679	2,20	1,67	40	36	9,53	5,00	15,00
Etano	-89	-184	32,3	1,046	1,286	1,71	1,45	71	64	16,70	3,22	12,45
Propano	-43	-188	96,8	1,547	1,916	1,62	1,44	102	93	23,80	2,37	9,50
n-Butano	-11	-139	152,2	2,071	2,534	1,66	1,51	135	124	31,00	1,86	8,41
Isobutano	-12	-160	135,0	2,067	2,534	(1,62)	1,46	134	123	31,00	1,80	8,44
n-Pentano	35	-130	196,9	2,491	3,050	1,66	1,55	170	157	38,10	1,40	7,80
n-Hexano	68	-96	235,0	2,975	3,643	1,67	1,57	211	195	45,30	1,25	6,90
n-Octano	125	-57	296,1	3,943	-	1,67	1,60	233	216	59,60	0,84	3,20
n-Decano	173	-30	-	4,912	-	-	(1,62)	289	268	73,90	0,67	2,60

Fonte: GASNET (2013).

Como o gás natural é oriundo de diferentes tipos de reservatórios e sua origem define sua composição, existem classificações em relação a isso. De forma geral, é classificado em “rico”, “pobre” e “médio” em relação ao índice de riqueza ou GPM (galões de LGN por mil pés cúbicos padrão). O gás natural “pobre” possui índice de riqueza igual ou menor a 2 GPM. Gás natural médio ou moderado tem entre 2 e 5 GPM, e o “rico” tem mais de 5 GPM em sua composição (EWAN *et al.*, 1975).

Todavia, a definição adotada neste trabalho é que quando a riqueza, a soma dos componentes de maior ou igual massa molar que o propano (fração molar de C₃⁺), for igual ou superior a 7,0%, gás é considerado “rico”. Caso contrário, o gás é “pobre” (VAZ; MAIA; SANTOS,

2008). Almeida e Ferraro (2013) consideraram gás “rico” o gás natural com teores de hidrocarbonetos pesados superiores a 8%, “pobre” quando menores que 6% e mediano quando entre 6 e 8%. Isso é importante, pois a composição do gás interfere no desempenho do processo (MOKHATAB; POE; MAK, 2015).

A Riqueza de C_3^+ ($R_{C_3^+}$), conforme Vaz, Maia e Santos (2008), pode ser representada na Eq. (1).

$$R_{C_3^+} = \sum_{i=3}^n C_n = C_3 + C_4 + \dots + C_n \quad (1)$$

C_n representa a quantidade em fração volumétrica da substância de n número de carbonos na molécula da respectiva substância. Quando se analisa uma UPGN, a eficiência de recuperação (Rec) é obtida pela comparação da vazão molar de C_3^+ do gás de alimentação (não processado) que entra na unidade (q_e) e a vazão molar de C_3^+ do gás de venda (gás processado) que sai da unidade (q_s) de acordo com a Eq. (2).

$$Rec = \frac{q_e - q_s}{q_e} \quad (2)$$

2.2 Gás natural no Brasil

O Governo Federal e a Petrobrás, por meio do Plangás, promoveram nos últimos anos o uso do gás natural como socorro energético à demanda do Brasil (CAMPOS *et al.*, 2016). Com o emprego do gás natural como opção para a segurança de fornecimento de energia elétrica no país por meio das termelétricas, surgiu a necessidade de se aumentar a capacidade de processamento do gás natural, que em 2018 foi de cerca de 35 bilhões de m^3 . Nesse sentido, segundo ANP (2017), a construção da UPGN no Comperj acrescentará uma capacidade adicional de processamento de 21 milhões de m^3/d de gás natural.

As reservas provadas no Brasil de gás natural são 368,9 bilhões de m^3 , o que representa a 37ª maior reserva provada de gás natural do planeta. A produção de gás natural atingiu 40,857 bilhões de m^3 em 2018. Entre 2009-2018 a produção nacional de gás natural apresentou crescimento acumulado de 93,2%. No ano de 2018, o gás natural foi processado em 14 polos produtores (UPGN's) que somavam quase 95,7 milhões de m^3/d de capacidade nominal, a

mesma de 2017. A capacidade, o município onde está instalado e o ano de início de operação de cada polo pode ser observado na Tabela 2 (ANP, 2019a).

Tabela 2 – Capacidade de processamento de gás natural por Polo Produtor.

Polos Produtores	Município (UF)	Início de Operação	Capacidade Nominal (Mil m³/d, 20°C a 1 atm)
Urucu	Coari (AM)	1993	12.200,0
Lubnor	Fortaleza (CE)	1987	350,0
Guamaré	Guamaré (RN)	1985	5.700,0
Alagoas	Pilar (AL)	2003	1.800,0
Atalaia	Aracaju (SE)	1981	3.000,0
Candeias	Candeias (BA)	1972	2.900,0
Santiago2	Pojuca (BA)	1962	2.000,0
Estação Vandemir Ferreira	São Francisco do Conde (BA)	2007	6.000,0
Cacimbas	Linhares (ES)	2008	16.000,0
Sul Capixaba	Anchieta (ES)	2010	2.500,0
Reduc	Duque de Caxias (RJ)	1983	5.000,0
Cabiúnas	Macaé (RJ)	1987	15.900,0
RPBC	Cubatão (SP)	1993	2.300,0
Caraguatatuba	Caraguatatuba (SP)	2011	20.000,0
TOTAL			95.650,0

Fonte: ANP (2019a).

O volume total processado em 2018 foi de 22,4 bilhões de m³ (61,4 milhões de m³/d), ou seja, 64,5% da capacidade total instalada. Os polos de Cabiúnas-RJ, Caraguatatuba-SP, Urucu-AM, e Cacimbas-ES, foram responsáveis por 79,3% do volume total de gás natural processado, respondendo por 7,4 bilhões de m³, 4,2 bilhões de m³, 3,7 bilhões de m³, e 2,5 bilhões de m³ do processamento de gás natural, respectivamente. Juntos, estes polos concentraram quase 80% da capacidade nominal de processamento do País (ANP, 2019a).

Por sua vez, na Tabela 3 é possível verificar os produtos produzidos em cada UPGN existente no país em 2018. Os resultados do processamento de gás natural dos polos foram a produção de 3,4 milhões de m³ de GLP, 1,2 milhão de m³ de C₅⁺ (Gasolina Natural), 287,3 mil m³ de etano, 700,6 mil m³ de propano e 20,3 bilhões de m³ de gás seco (gás de venda). O destaque foi

para o polo de Reduc, que respondeu por 100% da produção de etano e 95% da produção de propano nacionais.

Tabela 3 - Volume em 2018 de Gás Natural Processado e Produção de Gás Seco, GLP, C₅⁺, Etano e Propano.

POLOS PRODUTORES (UNIDADE DA FEDERAÇÃO)	GÁS NATURAL (10 ³ M ³)	PRODUTOS OBTIDOS				
		GLP (m ³)	C ₅ ⁺ (m ³)	ETANO (10 ³ m ³)	PROPANO (m ³)	GÁS SECO ⁽¹⁾ (10 ³ m ³)
Atalaia (SE)	278.067	53.189	18.993	-	84	261.847
Candeias (BA)	520.469	69.319	34.567	-	34.381	485.598
Cabiúnas (RJ)	7.407.153	433.786	174.920	-	-	6.459.637
Cacimbas (ES)	2.468.777	652.099	174.311	-	-	2.109.581
Guamaré (RN)	485.758	104.605	30.235	-	114	454.898
Alagoas (AL)	468.033	63.989	17.766	-	-	449.850
Reduc (RJ)	548.587	905.069	242.754	287.328	665.890	366.425
RPBC (SP)	218.284	5.888	32.100	-	-	211.190
Sul Capixaba (ES)	366.630	-	17.692	-	-	351.673
Urucu (AM)	3.716.874	833.111	156.074	-	158	3.453.433
Caraguatatuba (SP)	4.186.367	330.609	321.380	-	-	3.997.895
Estação Vandemir Ferreira	1.750.310	-	24.220	-	-	1.746.919
TOTAL	22.415.309	3.451.664	1.245.012	287.328	700.627	20.348.946

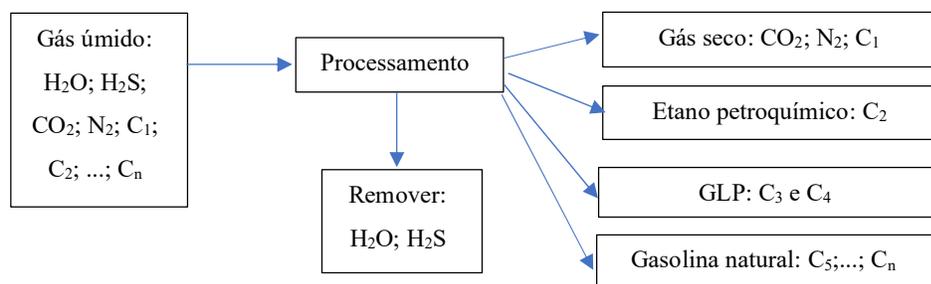
Fonte: ANP (2018). ⁽¹⁾ Também denominado de gás combustível, gás residual, gás de venda, gás processado, gás especificado.

O polo de Reduc e de Urucu foram os que mais produziram GLP (50,4% do total), enquanto os polos de Caraguatatuba e Reduc responderam pelas maiores produções de C₅⁺ (25,8% e 19,5%, respectivamente). As importações brasileiras de gás natural em 2018 aumentaram 1,88% em comparação a 2017, totalizando 10,8 bilhões de m³, dos quais quase 8,1 bilhões de m³ (74,4% do total) provenientes da Bolívia. O volume restante correspondeu a importações de Gás Natural Liquefeito (GNL) de diversos países (ANP, 2019a).

2.3 Processamento do Gás Natural

No processamento do gás natural há a desidratação, retirada de ácido e contaminantes do gás para posterior liquefação e fracionamento a fim de obter gás seco e demais produtos. Assim, o objetivo de uma planta de processamento de gás natural é produzir gás abundante em metano por meio da remoção dos gases ácidos, hidrocarbonetos pesados (C_2^+), água, nitrogênio e outras impurezas contidas no gás bruto (MOKHATAB; POE; MAK, 2015). Na Figura 1 é possível observar esquema simplificado do processamento de gás natural.

Figura 1 – Esquema simplificado do processamento de gás natural.



Fonte: Autor (2020) com informações de Mokhatab, Poe e Mak (2015).

O gás precisa ser livre de contaminantes como os ácidos (H_2S e CO_2) que devem ser separados num processo denominado adoçamento (dessulfurização). Esses contaminantes em contato com a água produzem hidratos, pela baixa temperatura do processo, que geram corrosão e obstruem equipamentos e tubulações. Quando a UPGN trabalha na recuperação de etano, o CO_2 deve ser removido o suficiente para evitar o seu congelamento uma vez que a coluna desmetanizadora opera em temperatura muito baixa (MOKHATAB; POE; MAK, 2015).

O processamento de gás natural é um processo complexo visto que é baseado na pressão do gás de entrada, na temperatura, na composição do gás, nas especificações do produto e na flexibilidade operacional. Um exemplo disso é que no verão o trabalho de refrigeração é maior, sobretudo para gás “rico”; e quando gás “pobre” é processado, é maior a vazão no compressor e na torre desmetanizadora (MOKHATAB; POE; MAK, 2015). E o processo pode ser desenvolvido focado para recuperação de etano ou propano. Se as margens do etano não compensam, este é rejeitado. Afinal, o aumento da demanda de etano depende de novas petroquímicas. Isso ilustra como o processo depende dos preços de mercado dos produtos.

2.4 Unidade de Processamento do Gás Natural (UPGN)

O gás natural produzido do reservatório segue para Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN) cujo objetivo é separar os componentes sob especificação definida e controlada e, assim, produzir gás de venda. É possível dividir uma UPGN típica em três unidades principais, a saber: (i) unidade de tratamento do gás (UTG), que visa à remoção de água, enxofre e CO₂; (ii) unidade de ajuste de ponto de orvalho do gás natural (UAPO), que emprega processos físicos para a remoção de umidade e hidrocarbonetos mais pesados encontrados no gás natural; e (iii) unidade de processamento de condensado (UPCGN), que separa as frações leves existentes no condensado de gás natural (EPE, 2016b). Em suma, na UPGN o gás é desidratado, ácidos são removidos e os produtos separados e especificados. As UPGN's podem ser instaladas *offshore* ou *onshore*, sendo que no último caso os custos são menores e há proximidade ao mercado consumidor. No Brasil, todas UPGN's são em terra (CORDEIRO, 2011). A Figura 2 é a fotografia da UPGN Cacimbas.

Figura 2 - UPGN Cacimbas em Linhares – ES.



Fonte: Ordoñez e Rosa (2014).

Os produtos gerados pela UPGN são o gás seco (também conhecido como gás residual) e o Líquido de Gás Natural (LGN) do qual se extrai GLP, etano petroquímico, propano, butano e a nafta leve. Esses produtos podem ser visualizados na Tabela 4. O conjunto de hidrocarbonetos com três ou quatro átomos de carbono (propano e butano) são vendidos como Gás Liquefeito do Petróleo (GLP), chamado de gás de cozinha, segundo a Resolução ANP nº 51 de 30 de novembro de 2016. O etano é vendido como matéria-prima para petroquímicas para produção de eteno, o qual é utilizado na produção do polietileno (PE), o plástico policloreto de polivinila

(PVC) e a espuma sintética acetato-vinilo de etileno (EVA) que é utilizada como entressolas de calçados.

Tabela 4 – Principais usos das correntes geradas no processamento do gás natural.

Corrente Gerada	Principais usos
Gás Natural Seco (GNS) (C₁)	Combustível, fertilizantes, metanol, geração de hidrogênio para refinarias.
Etano (C₂)	Polietileno, PVC, EVA.
Propano (C₃)	Polipropileno, fluido refrigerante.
Butano (C₄)	Polibutadieno.
GLP (C₃ e C₄)	Combustível.
Nafta leve (C₅⁺)	Gasolina natural.

Fonte: Vaz, Maia e Santos (2008).

Os fatores que influenciam o processamento do gás são condições de entrada, requisitos do produto, restrições mecânicas e requisitos operacionais (LYNCH *et al.*, 2002). Em especial, destacam-se as condições de entrada do gás que não só determinam a configuração do processo, bem como o desempenho econômico da planta (JIBRIL *et al.*, 2006, MEHRPOOYA; VATANI; MOUSAVIAN, 2010). Os principais parâmetros que influenciam o desempenho da planta são composição, vazão, temperatura e pressão da corrente de alimentação (DIAZ; BRIGNOLE; BANDONI, 2002, GETU *et al.*, 2015).

2.5 Especificação e regulamentação do gás de venda (processado)

A Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) regulamenta os limites dos componentes do gás de venda na saída da Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN). As especificações para o gás natural na corrente de saída da UPGN são definidas pela Resolução ANP nº 16 de 17 de junho de 2008 e podem ser observadas na Tabela 5. Além destas especificações, segundo a portaria 249/2000 da ANP, é proibido queimar o gás como subproduto da produção de óleo, sob o risco de interrupção da operação das plataformas e campos terrestres (AMARAL JÚNIOR, 2018). Quatro propriedades do gás natural apresentadas na Tabela 5 devem ser destacadas: o poder calorífico, o índice de Wobbe, o número de metano e o ponto de orvalho que são importantes no emprego do gás natural como fonte de energia.

Tabela 5 – Especificação do Gás de Venda (gás seco) na corrente de saída da UPGN segundo Resolução ANP nº 16 de 17 de junho de 2008.

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE			MÉTODO		
		Norte	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul	NBR	ASTM D	ISO
Poder calorífico superior (20°C e 1 atm)	kJ/m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000		15213	3588	6976
	kWh/m ³	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94				
Índice de Wobbe	kJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500		15213	--	6976
Número de metano, mín.		anotar	65		--	--	15403
Metano, mín.	% mol.	68	85		14903	1945	6974
Etano, máx.	% mol.	12	12		14903	1945	6974
Propano, máx.	% mol.	3	6		14903	1945	6974
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3		14903	1945	6974
Oxigênio, máx.	% mol.	0,8	0,5		14903	1945	6974
Inertes (N ₂ +CO ₂), máx.	% mol.	18	8	6	14903	1945	6974
CO ₂ , máx.	% mol.	3			14903	1945	6974
Enxofre Total, máx.	mg/m ³	70			--	5504	6326-3
							6326-5
							19739
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10	13	10	--	5504	6326-3
						6228	
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx.	°C	-39	-39	-45	--	5454	6327/ 10101-2/ 10101-3 / 11541
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx.	°C	15	15	0	--	--	6570
Mercúrio, máx.	µg/m ³	anotar			--	--	6978-1
							6978-2

Fonte: ANP (2008).

O poder calorífico é a quantidade de energia liberada na forma de calor por unidade de massa ou de volume. Maior poder calorífico significa maior teor de compostos de alto massa molar, e, portanto, maior energia acumulada na mistura de hidrocarbonetos (FARAMAWY; ZAKI; SAKR, 2016). Existem os conceitos de PCS (Poder Calorífico Superior) e PCI (Poder Calorífico Inferior) de forma que o primeiro considera a energia sob forma de calor latente de condensação do vapor d'água para a combustão, enquanto o segundo considera que a água formada na reação sai no estado gasoso na combustão. Na Eq. (3) mostra-se a relação entre as duas definições de poder calorífico, em que $m_{\text{água}}$ representa a massa de água gerada na reação de combustão por metro cúbico de combustível e $C_{\text{água}}$ é o calor latente de condensação da água. O poder calorífico padrão do gás para a comercialização é de 9.400 kcal/m³ (BORGES, 2003). Vale ressaltar que o N₂ e o CO₂, contidos no gás, são considerados gases inertes que não participam do processo de combustão. De tal modo, reduzem o poder calorífico da mistura gasosa (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008, GOMES, 2013).

$$PCI = PCS - m_{\text{água}} * C_{\text{água}} \quad (3)$$

Já o Índice Wobbe é poder calorífico superior do gás dividido pela raiz quadrada de sua densidade relativa ao ar (GASNET, 2018). Este conceito é decisivo na análise da substituição de um gás por outro e na seleção dos equipamentos a serem utilizados na combustão desse recurso em usinas e plantas térmicas. É possível observar esse conceito na Eq. (4), na qual I_w é o Índice Wobbe, PCS é o poder calorífico superior e d a densidade relativa ao ar do gás.

$$I_w = \frac{PCS}{\sqrt{d}} \quad (4)$$

Já o Número de Metano é o indicador da capacidade antidetonante do gás natural, análogo a octanagem da gasolina (GASNET, 2018). Segundo ANP (2008), para o cálculo desse número, é preciso calcular primeiramente o Número de Octano Motor (MON) descrito na Eq. (5), e assim o aplicar na Eq. (6) para obter Número de Metano (NM).

$$MON = (137,78 * x_{C_1}) + (29,948 * x_{C_2}) + (-18,193 * x_{C_3}) + (-167,062 * x_{C_4}) + (181,233 * x_{CO_2}) + (26,994 * x_{N_2}) \quad (5)$$

$$NM = 1,445 * MON - 103,42 \quad (6)$$

Sendo que MON é o Número de Octano Motor, x_{C_1} é a fração molar do metano, x_{C_2} a fração molar do etano, x_{C_3} do propano, x_{C_4} do butano, x_{CO_2} do dióxido de carbono, x_{N_2} do nitrogênio e NM é o Número de Metano. Percebe-se pelas equações Eq. (5) e Eq. (6) que quanto maior a abundância de C_3^+ no gás, menor é o Número de Metano.

Por fim, o Ponto de Orvalho da corrente de saída da UPGN deve ser monitorado conforme norma. Trata-se do parâmetro que caracteriza as condições de temperatura e pressão do vapor de hidrocarboneto na iminência de condensação parcial, caso ocorra uma redução de temperatura ou uma elevação de pressão (ANP, 2018a).

2.6 Métodos de condensação

Para separar os componentes do gás natural, as UPGN's utilizam métodos de liquefação com o objetivo de mudar de fase as frações mais pesadas contidas na corrente de entrada da planta. Dessa forma, esses métodos são mecanismos cruciais para o processamento do gás. Esses mecanismos termodinâmicos empregados na extração do LGN do gás natural para produção de gás de venda são: refrigeração mecânica (normalmente a propano), autorrefrigeração (efeito Joule-Thomson), refrigeração criogênica (turboexpansor) e o absorção refrigerada. A partir deles, é possível elaborar combinações e variados esquemas de processo. Essas construções alteram os parâmetros de pressão e temperatura da corrente de gás para gerar condensação das frações desejadas (AMARAL JÚNIOR, 2018) e, então, ajustar o ponto de orvalho do fluxo. De modo simplificado, a definição do processo termodinâmico depende de quatro essenciais fatores. O primeiro fator é a condição do gás de alimentação: vazão, pressão e composição. O segundo é a recuperação desejada dos componentes em cada produto obtido. Além disso, a qualidade definida do GNS (Gás Natural Seco) produzido é um importante fator. E finalmente, a viabilidade técnica e econômica do empreendimento (EPE, 2016b).

A Refrigeração simples emprega uma fonte externa de resfriamento para o gás natural, normalmente ciclo de refrigeração a propano (MOKHATAB; POE; SPEIGHT, 2006, CORDEIRO, 2011). O processo Joule-Thomson é a redução da pressão através de uma válvula estranguladora cuja consequência é o resfriamento da corrente (CAMPBELL, 2000, AMARAL JÚNIOR, 2018). O turboexpansor é o método mais tradicional, possui maior custo de

investimento e menor custo de operação (EPE, 2016b). Trata-se do uso do equipamento rotativo chamado turboexpansor que gera expansão do gás e trabalho de eixo, ao mesmo tempo em que se melhora a eficiência do processo. Nas UPGN's, este trabalho é aproveitado na compressão do gás (CAMPBELL, 2000). Por fim, a Absorção Refrigerada é o método mais antigo, de maior custo, de difícil operação e consiste numa absorção provocada pelo óleo de absorção (octano ao dodecano ou óleo C_5^+ , proveniente da própria unidade) passando contra a corrente de gás natural (VAZ; MAIA; SANTOS, 2008).

Dessa maneira, na prática, pesquisadores e empresas compararam esses mecanismos e estudaram combinações, bem como configurações, que pudessem melhorar o desempenho do processamento de gás. Na Tabela 6 é possível verificar o mecanismo termodinâmico utilizado em cada polo produtor existente no Brasil e na Tabela 7 pode-se analisar de forma compilada as vantagens e desvantagens de cada método.

Tabela 6 – Método de condensação de cada Polo Produtor.

Polos Produtores	Município (UF)	Método de condensação
Urucu	Coari (AM)	Turboexpansão
		Absorção Refrigerada
Lubnor	Fortaleza (CE)	Absorção Refrigerada
Guamaré	Guamaré (RN)	Absorção Refrigerada
		Turboexpansão
Alagoas	Pilar (AL)	Turboexpansão
Atalaia	Aracaju (SE)	Absorção Refrigerada
Candeias	Candeias (BA)	Absorção Refrigerada
Santiago2	Pojuca (BA)	Absorção Refrigerada
Estação Vandemir Ferreira	São Francisco do Conde (BA)	Refrigeração Simples
Cacimbas	Linhares (ES)	Turboexpansão
		Refrigeração Simples
Sul Capixaba	Anchieta (ES)	Refrigeração Simples
Reduc	Duque de Caxias (RJ)	Absorção Refrigerada
		Turboexpansão
Cabiúnas	Macaé (RJ)	Refrigeração Simples
		Absorção Refrigerada
		Turboexpansão
RPBC	Cubatão (SP)	Joule-Thomson
Caraguatatuba	Caraguatatuba (SP)	Refrigeração Simples

Fonte: ANP (2018a), EPE (2016b).

Tabela 7 - Comparação entre os quatro métodos de condensação para ajuste de ponto de orvalho do gás na UPGN.

Processo	Vantagens	Desvantagens
Absorção Refrigerada	<ul style="list-style-type: none"> - Baixa perda de carga. - Flexível para gás contendo alto teor de CO₂. - Especifica o ponto de orvalho. - Especifica o gás conforme ANP. - Maximiza produção de GLP. 	<ul style="list-style-type: none"> - Altos custos de investimento e operacional. - Necessidade de grande área. - A altura da torre torna-se um problema em áreas com muito vento, como <i>offshore</i>. - Ineficiente quando a pressão do gás de chegada é alta –perda de hidrocarbonetos leves para o óleo. - Necessário processar condensado instável. - Não produz etano petroquímico. - Difícil operação. - Menor eficiência de recuperação.
Joule-Thomson	<ul style="list-style-type: none"> - Processo simples e compacto. - Fácil operação. - Baixo investimento inicial. - Baixo custo de manutenção. - Especifica o ponto de orvalho. - Especifica o gás conforme ANP se for gás “pobre”. 	<ul style="list-style-type: none"> - O ajuste de ponto de orvalho está diretamente relacionado ao diferencial de pressão através da válvula. - Alta demanda elétrica de recompressão. - Sensível à composição do gás de entrada. - Não especifica o gás “rico” e “médio” conforme ANP. - Não maximiza produção de GLP. - Não produz etano petroquímico. - Ruim para reservatórios de baixa pressão.
Ciclo de Refrigeração Simples	<ul style="list-style-type: none"> - Processo simples. - Baixo consumo energético. - Baixo custo operacional. - Baixa perda de carga. - Especifica o ponto de orvalho. - Especifica o gás conforme ANP. 	<ul style="list-style-type: none"> - Pode requerer grande área com equipamentos pesados. - Maior custo de manutenção e problemas. - Eficiência reduzida quando o gás tiver alto teor de inertes. - Sensível à composição do gás de entrada. - Necessário armazenamento de fluido refrigerante (potencialmente perigoso). - Não maximiza produção de GLP. - Não produz etano petroquímico. - Risco de formação de hidratos.
Turboexpansão	<ul style="list-style-type: none"> - Remove mais hidrocarbonetos para um mesmo diferencial de pressão em relação à válvula J-T. - Projeto compacto e modular. - Fácil instalação e operação. - Baixa necessidade de manutenção. - Especifica o ponto de orvalho. - Especifica o gás conforme ANP. - Maximiza produção de GLP. - Produz etano petroquímico. - Menor custo de operação. 	<ul style="list-style-type: none"> - Demanda elétrica média de recompressão. - Faixa de operação limitada. - Alto custo de investimento. - Maior risco de formação de hidratos.

Fonte: Souza (2017), Mokhatab e Meyer (2009), Vaz, Maia e Santos (2008), EPE (2016b), Mokhatab, Poe e Mak (2015).

Pelo exame da Tabela 7 é possível observar que o processo Turboexpansão possui numericamente mais itens de vantagens do que pontos negativos. Porém, só uma análise sobre as condições de processo de determinada planta e os respectivos objetivos do processo para identificar o método mais adequado.

Entre as várias configurações de esquema de processo para produção de gás seco, é importante citar separador de hidrocarbonetos pesados (HHC), coluna *scrub* (JIN e LIM, 2018), *Industry-Standard Single-stage* (ISS), *Gas sub-cooled process* (GSP), *Cold residue recycle* (CRR), *Recycle split-vapour* (RSV), *Enhanced NGL recovery process* (IPSI-1) e *Internal refrigeration for enhanced NGL recovery process* (IPSI-2) (GETU *et al.*, 2013). Além do mais, outros esquemas menos comuns são *Recycle split-vapor with enrichment* (RSVE), *Residue recycle* (RR), *Split-flow reflux* (SFR) que são derivados do método turboexpansão (CHEBBI *et al.*, 2010), e os processos *Liquid subcooled process* (LSP), *Vapour Enrichment process* (VEP), *Flashed vapour Reflux* (FVR) que são citados por Alnouss, Ibrahim e Al-Sobhi (2018).

Ademais, há como alternativas no processo de refrigeração do gás o uso de refrigerantes mistos (CHEBBI e KHERBECK, 2015), por exemplo nos processos: refrigerante misto de único estágio (SMR), em cascata de fluido misto (MFC), pré-resfriamento por sistema de refrigeração por absorção e liquefação por refrigerante misto (sigla AR-MR1), refrigerante misto de duplo estágio (DMR), pré-resfriamento a propano e resfriamento a refrigerante misto (C3MR) (ANSARINASAB; MEHRPOOYA, 2017), processo coreano a refrigerante misto de único estágio (KSMR) (KHAN *et al.*, 2014).

No trabalho de Getu *et al.* (2013) foram analisados seis esquemas mais aplicados na indústria: ISS, GSP, CRR, RSV, IPSI-1 e IPSI-2. No primeiro (ISS) é o que a corrente de alimentação de gás a alta pressão passa por um turboexpansor e, por consequência, gera queda de pressão com efeito condensador dos hidrocarbonetos mais pesados para os extrair e produzir gás seco (WANG, 1985), e a energia gerada nesse equipamento é aproveitada no processo. Os pontos negativos, de acordo com Rahaman *et al.* (2004), desse processo são limitação de flexibilidade operacional e de desempenho de recuperação, além do problema de congelamento de dióxido de carbono na coluna desmetanizadora (LYNCH *et al.*, 2002). O segundo (GSP) é uma melhoria do primeiro esquema. A presença de etano no gás residual - o ideal seria ter apenas metano puro, mas inalcançável na prática (CAMPBELL; WILKINSON, 1981) - no topo da coluna desmetanizadora depende da temperatura de maneira que quanto mais baixa é a temperatura,

melhor a recuperação do etano como produto líquido. Porém, essa baixa temperatura gera um risco de congelamento de CO₂ no topo da coluna desmetanizadora. No esquema GSP isso é resolvido com a introdução de mais um vaso separador que divide o fluxo em duas porções depois da válvula estranguladora.

O esquema CRR aprimora o GSP de modo que mais de 99% do etano pode ser recuperado (CAMPBELL; WILKINSON; HUDSON, 1989) por meio da criação de um refluxo na corrente de topo da coluna desmetanizadora que passa por mais um compressor para retornar à referida coluna. Similar ao CRR, o esquema RSV contém a divisão em duas da corrente de topo da torre desmetanizadora que seguem para trocadores de calor, todavia sem a introdução desse compressor. O RSV pode ser modificado para o GSP ao evitar o refluxo para torre desmetanizadora (GETU *et al.*, 2015). Esse esquema processa grande volume em detrimento da recuperação de etano e possui menor chance de congelamento de CO₂ em relação aos outros modelos (GETU *et al.*, 2015). O IPSI-1 é o esquema de processamento com a vantagem da autorrefrigeração para o gás de alimentação de entrada reduzindo a necessidade de refrigeração externa (YAO; CHEN; ELLIOT, 1999) e possui melhor integração de calor na coluna desmetanizadora (GETU *et al.*, 2015). Por fim, o IPSI-2 é constituído de ciclo aberto de autorrefrigeração e similar ao IPSI-1.

Os esquemas GSP, CRR e RSV são focados na melhoria da produção de corrente de topo da coluna desmetanizadora e patenteados pela empresa Orloff Company. Já IPSI-1 e IPSI-2 são focados no melhoramento da corrente de base da coluna desmetanizadora e são patenteados pela IPSI Company. O estudo de Getu *et al.* (2013) foi realizado para três diferentes composições de alimentação “ricas” (C₂ maior que 10% ou C₃ maior que 4% em base molar) e cinco “pobres” (C₂ menor que 10% ou C₃ menor que 4% em base molar). Para julgamento do desempenho econômico foi considerado custo de capital, custo operacional e lucratividade. Assim, quando analisado o custo total anualizado e o tempo de retorno, o IPSI-1 possui melhor desempenho, enquanto RSV possui o pior, ambos em relação aos demais processos. Os autores realizaram simulações no módulo Aspen HYSYS®.

Segundo Jin e Lim (2018), os processos separador HHC e coluna *scrub* são específicos para corrente de alimentação de gás “pobre” (com baixa concentração de C₂⁺) e que possuem como vantagem o baixo custo de capital em relação aos demais processos. Entretanto, possuem como desvantagem a menor eficiência de recuperação. Chebbi e Kherbeck (2015) afirmaram que a

turboexpansão é o mais popular na indústria, e é tipicamente usado com Joule-Thomson e refrigeração a propano (CHEBBI *et al.*, 2010). Amaral Júnior (2018) mostrou que a combinação turboexpansão com refrigeração mecânica (TERM) obteve melhor eficiência de recuperação, e melhor lucratividade para processamento de gás com composições ricas e médias, em relação aos demais esquemas comparados pelo autor. A combinação turboexpansor com refrigeração mecânica é considerada uma excelente escolha, conforme Mokhatab, Poe e Mak (2015), em razão de alinhar eficiência, custo e manutenção.

2.7 Análise da literatura sobre modelagem e otimização do processamento de gás natural

Esta parte do estudo apresenta os principais trabalhos de pesquisa desenvolvidos entre 2000 a 2018, relacionados a simulação e otimização do processamento de gás natural e uso do *software* comercial Aspen HYSYS® que é o instrumento mais conhecido e mais utilizado conforme pesquisa bibliométrica nas plataformas WEB OF SCIENCE e CAPES.

Amaral Júnior (2018) utilizou-se do *software* Aspen HYSYS®, pacote termodinâmico Peng-Robinson (PR) em modo estacionário, para simular diferentes esquemas de processo com diferentes mecanismos de condensação. O autor comparou os esquemas Joule-Thomson (JT), Joule-Thomson com refrigeração mecânica (JTRM), Turboexpansão (TE) e Turboexpansão com refrigeração mecânica (TERM), considerando três correntes de gás natural cada uma com uma diferente riqueza de C_3^+ . O autor demonstrou a melhor eficiência de recuperação para todas as composições e a melhor lucratividade para composições com maior riqueza quando simulou o esquema de turboexpansão com refrigeração mecânica.

Outros autores colaboraram com simulações e otimizações que não só compararam os diferentes esquemas, mas também determinaram os melhores parâmetros de cada configuração. Chebbi *et al.* (2010) maximizaram o lucro pela variação de pressão na torre desmetanizadora. Os autores usaram correntes de alimentação diferentes: uma de gás “rico” (30% de C_2^+ em base molar) e uma “pobre” (6% de C_2^+ em base molar). As pressões estudadas foram 100, 215, 335 e 450 psia. Também usaram o módulo Aspen HYSYS® da Aspen Technology e o pacote de propriedades físicas Peng-Robinson (PR) para a simulação. O lucro era os custos dos fluxos dos produtos menos os custos de utilidades e os de investimento de capital fixo. O trabalho mostrou que, exceto em caso de gás “rico” e alta razão de LGN por preço de gás, existe uma pressão ideal na torre desmetanizadora na qual o lucro é máximo.

Já Mehrpooya, Vatani e Mousavian (2010) propuseram um novo processo integrado por sistema de autorrefrigeração de maneira a atender as três seguintes premissas: alto desempenho dos trocadores de calor, alto nível de recuperação e baixa potência de compressão na autorrefrigeração. Esta última foi a função objetivo, e as variáveis ajustáveis foram temperatura, pressão e fluxo de algumas correntes. Entre as restrições estavam a recuperação de etano e de propano maior ou igual a 91% e 99%, respectivamente. Diante do teste para várias composições de alimentação, a configuração se mostrou eficiente. Além disso, a proposta exigiu 15,5% menos potência de compressão, obteve 1,45% mais recuperação de etano, ambos em relação ao trabalho desenvolvido por Lee *et al.* (2006) e o número ótimo de trocadores foi de apenas dois. Os autores também utilizaram o módulo Aspen HYSYS[®] da Aspen Technology e o pacote termodinâmico de Peng–Robinson–Stryjek–Ver (PRSV).

Mehrpooya, Vatani e Mousavian (2011) destacaram a importância de fornecer a refrigeração necessária a um mínimo custo total na extração de LGN para produção de gás de venda. Diante de várias configurações de processos cujas vantagens e desvantagens somadas às condições operacionais e preços dos produtos que tornam difícil a seleção do mais adequado, os autores propuseram um novo parâmetro para ajudar nessa escolha. Este parâmetro foi denominado grau de integração (IDG) e se usa o conceito de variação de exergia. Os autores sugeriram usá-lo no lugar das funções objetivo termodinâmica e econômica que são comuns. Com esse método exergoeconômico, concluíram que com o aumento do IDG tem-se aumento do desempenho do processo e da integridade. Assim, o IDG pode ser usado em problemas de otimização. Para simular o processo usaram o software Aspen HYSYS[®] com o módulo termodinâmico PR, e calcularam a exergia dos equipamentos e otimizaram por meio do MATLAB.

Ghorbani *et al.* (2012) empregaram um método combinado de análise exérgica e de *pinch*, do processamento de gás natural, utilizando como simulador de processo o *software* Aspen HYSYS[®] V3.2 e equações de estado de Peng–Robinson (PR). Os resultados mostraram que os equipamentos que envolvem troca térmica (evaporador e condensador) são os de maiores irreversibilidades. Para cada equipamento do ciclo foram calculadas a destruição e as eficiências exérgicas. Assim, o método demonstrou 170 kW de redução da potência do compressor e que com o uso do refrigerante R-600a exigiu-se 570 kW a menos de potência do compressor e, ao mesmo tempo, o fluxo de massa de refrigerante necessário caiu 11,5%.

Mehrpooya, Tirandazi e Vatani (2013) realizaram a otimização de uma planta de produção de gás natural liquefeito (GNL) que possui dois ciclos de refrigerantes mistos. A função objetivo foi a divisão da soma das potências dos equipamentos pela produção de GNL. Para esse cálculo, foram consideradas as potências dos compressores do gás, dos compressores dos ciclos de refrigeração e dos *air-coolers*, e descontado o trabalho gerado pelo expensor. As variáveis manipuladas foram vazão, composição, temperatura e pressão de correntes selecionadas do processo. Entre as restrições na otimização estavam as temperaturas mínimas de aproximação dos trocadores multicorrentes entre 2 e 2,2°C (temperatura mínima referente a diferença das temperaturas das correntes de entrada e saída em um terminal de um trocador de calor); pressão da corrente saída de LGN de 1bar e condição da corrente em 100% em estado líquido; recuperação de etano e propano iguais a 93% e 99%, respectivamente; saída de ar dos *air-coolers* menores ou iguais a 70°C. Os resultados mostraram que a eficiência energética do processo de liquefação é de 0,414 kWh/kg de GNL, mas também que a recuperação de etano é de 93,3% para gás “rico” de composição igual a 75% de metano e 23% de hidrocarbonetos mais pesados. Houve o aumento do tamanho dos trocadores de calor, porém o custo total de capital da planta diminuiu. Esse esquema de processo pode ser usado para grandes plantas de GNL e, ademais, a eficiência no geral também é mais alta para gás “pobre”. Os autores empregaram como simulador do processo o módulo Aspen HYSYS® e o pacote termodinâmico PRSV.

Khan *et al.* (2014) propuseram esquema de processamento de gás natural que denominaram de processo coreano de refrigerante misto de único estágio (KSMR). Os autores compararam nesse processo três maneiras diferentes de fracionamento com a intenção de reduzir a potência de compressão requerida [kW/kg de GNL] e o número de equipamentos. Depois, o ciclo de refrigerante misto (MR) contido no esquema foi otimizado variando a pressão de operação e composição (de metano, etano, propano e nitrogênio) do fluido refrigerante por meio de algoritmo de otimização baseado em conhecimento (KBO). Com isso, foi obtido redução de 9% da energia de compressão específica da planta. A simulação ocorreu em ambiente Aspen HYSYS® e foram utilizadas as equações Peng–Robinson para equilíbrio de vapor e Lee Kestler para cálculo de entalpia. Segundo os autores, o esquema KSMR se destacou pela refrigeração em comum para várias correntes do processo, pela flexibilidade visto a fácil transição entre recuperação e rejeição de etano e pela divisão da corrente de topo da torre desmetanizadora para criar um refluxo.

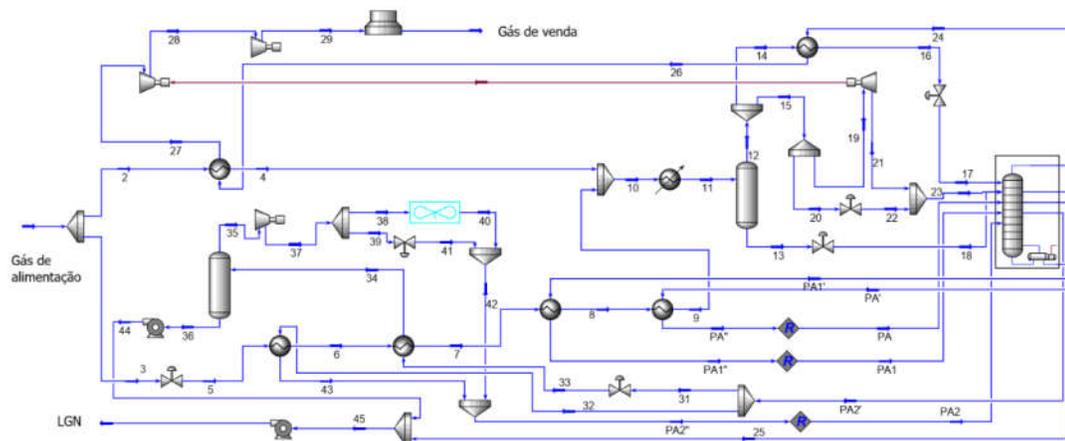
Abdulrahman, Zangana e Sebastine (2015) maximizaram a eficiência de recuperação de LGN do processo variando a temperatura do fluxo de saída dos trocadores de calor e a pressão da torre desmetanizadora, por meio de simulação numérica em Aspen HYSYS[®] V8. Assim, encontraram como faixa ótima de pressão 1000-2000 kPa com índice de recuperação de LGN maior que 80% em fração molar.

Chebbi e Kherbeck (2015) maximizaram a porcentagem de recuperação de etano relacionando com a pressão na torre desmetanizadora. Os autores compararam três esquemas de processos (CRR, GSP com e sem separador a frio, e processo convencional de turboexpansão) a respeito de duas correntes de alimentação com composições distintas: uma “pobre” (com 6% C₂⁺) e uma “rica” (com 30% C₂⁺) em base molar e ambas livres de CO₂. Foram consideradas quatro pressões na torre desmetanizadora: 100, 215, 335, e 450 psia. A simulação foi realizada no *software* Aspen HYSYS[®] com o pacote termodinâmico Peng-Robinson. Para a otimização, foi utilizado a ferramenta *Optimizer* do mesmo *software*. As variáveis manipuladas foram as razões dos *splitters*, as temperaturas de saída dos trocadores de calor e as pressões de saída dos compressores. Os autores mostraram que adição de equipamentos ou divisão do fluxo pode levar a menor recuperação de etano. O estudo ressaltou que a intensidade de recuperação do etano depende da composição do gás de alimentação e da pressão na torre desmetanizadora. De modo que para alta pressão na torre desmetanizadora e para gás “pobre”, o GSP com separador a frio apresentou maior eficiência de recuperação que o GSP sem separador a frio e um pouco maior do que o turboexpansor. Para pressões médias e baixas e para gás “rico”, GSP com separador a frio apresentou valores de recuperação similares aos demais. Concluiu-se que o processo CRR é a opção mais viável para gás “pobre”, pois obteve 99,9% de recuperação de etano quando a pressão na torre desmetanizadora é baixa.

Getu *et al.* (2015), diante da necessidade de reduzir a energia requerida e de aprimorar a flexibilidade operacional do processamento de gás, compararam seis esquemas de processo sob várias condições de alimentação empregando informações reais de um ano de operação de uma determinada planta. Os processos escolhidos foram ISS, GSP, CRR, RSV, IPSI-1 e IPSI-2, e os motivos dessa escolha foram por serem de vanguarda, disponíveis no mercado e de ampla aplicação. Os autores elaboraram um modelo determinístico para a formulação das restrições. Para isso, o estudo utilizou o módulo Aspen HYSYS[®] (ASPEN TECHNOLOGY, 2009) para modelagem e GAMS (GAMS, 2007) para otimização. A função objetivo lucro era composta pelas parcelas das vazões de entrada multiplicadas pelos respectivos preços menos as vazões

dos produtos multiplicados pelos respectivos preços. As conclusões foram que IPSI-1 forneceu lucro competitivo com 6% de risco de violação das restrições ao passo que para GSP o risco foi de 28%, porém este obteve melhor margem de lucro. Aliás, a decisão, antes da operação, de produzir mais gás de venda ou LGN deve observar o lucro e o risco de violação das restrições. Como o preço do gás de venda é maior que LGN no contexto adotado, aumenta-se a produção de gás de venda para maior lucro. Na Figura 3 é possível observar o esquema IPSI-1 cuja configuração contém turboexpansor que gera trabalho de eixo aproveitado em um compressor e correntes que saem da torre desmetanizadora para troca térmica e retornam para a mesma.

Figura 3 - Esquema IPSI-1 (*enhanced NGL recovery process scheme*)



Fonte: Getu *et al.* (2015).

Uwitonze, Lee e Hwang (2016) compararam três casos de processamento para produção de GNL: (i) DMR (refrigeração mista com duplo estágio) com recuperação convencional; (ii) DMR com colunas de fracionamento e com integração térmica; e (iii) DMR com coluna de fracionamento termicamente acoplada e com integração térmica. O caso (iii) mostrou-se de menor consumo de energia. Verificou-se também que devido a torre desmetanizadora exigir menor pressão do gás natural, liberou-se energia para recomprimir metano na recuperação. O ciclo de refrigeração DMR foi otimizado visando a minimizar o consumo energético de compressão a partir da variação da composição do fluido refrigerante e da pressão de operação com uso da metodologia de otimização baseado no conhecimento (KBO) apresentada por Khan *et al.* (2014). Para simulação foi utilizado Aspen HYSYS® e o pacote de propriedades físicas Peng-Robinson (PR).

Mehrpooya *et al.* (2016) simularam o processo de recuperação de etano com uso de Aspen HYSYS® V8.3 e das equações de estado PRSV, e estudaram os equipamentos do processo mensurando a eficiência exergética de cada. Os autores mostraram as especificações operacionais de todos os equipamentos. Na Tabela 8 é possível observar os limites operacionais para temperatura e pressão do respectivo equipamento que compõe a planta de processamento de gás. Os autores realizaram uma análise de sensibilidade variando a queda de pressão nas válvulas de expansão e mostraram que as maiores irreversibilidades estavam nos refrigeradores de ar e nos trocadores de calor. A eficiência exergética do ciclo foi de 33,9%, o que indica alto potencial de melhorias. O coeficiente de desempenho (COP) otimizado foi de 2,05. O estudo evidenciou que 59,61% da exergia era destruída de forma inevitável, sendo que os compressores contribuíram para 25,47% da destruição exergética.

Tabela 8 – Valores de temperatura e pressão limite dos equipamentos de uma planta de processamento de gás.

Equipamento	Temperatura/pressão	Limites operacionais
Compressores	Temperatura (°C):	-14/85 (sucção)
	Pressão (barg):	47
Expansor	Temperatura (°C):	-130/85
	Pressão (barg):	82
Air cooler	Temperatura (°C):	-41/100
	Pressão (barg):	28
Trocador tipo placa	Temperatura (°C):	-135/55
	Pressão (barg):	82
Vaso separador	Temperatura (°C):	-95/55
	Pressão (barg):	82
Trocador casca e tubo	Temperatura (°C):	-40/85
	Pressão (barg):	39
Bomba criogênica	Temperatura (°C):	-135/115
	Pressão (barg):	46,5
Coluna fracionadora	Temperatura (°C):	-135/155
	Pressão (barg):	39

Fonte: Mehrpooya *et al.* (2016).

Ghorbani *et al.* (2016) executaram análise exergética e de sensibilidade, simulação em ambiente Aspen HYSYS® e otimização por algoritmo genético em MATLAB com o objetivo de avaliar a proposta de integração dos processos LGN-GNL com Unidade de Rejeição de Nitrogênio (URN). A URN é uma unidade utilizada para remover nitrogênio da corrente de gás natural

quando a fração volumétrica de nitrogênio da composição do gás é maior que o especificado e não há a disposição gás com baixo teor de nitrogênio para misturar. A proposta dos autores tinha como objetivo reduzir o número de equipamentos e o consumo energético. O sistema de refrigeração foi baseado em cascata de fluido misto (MFC), cuja eficiência térmica é maior e o número de equipamentos menor, todavia mais sensível, do que o sistema de refrigerante único. As variáveis foram queda de pressão nas válvulas, temperatura de algumas correntes, razões de reciclo, pressão na torre da URN e os fluxos dos refrigerantes. As restrições do problema de otimização foram recuperação de etano maior que 90%, temperaturas mínimas de aproximação maior que 1°C, temperatura da corrente LGN maior que 25°C e a razão de pressão do compressor maior que 1. O resultado encontrado para a minimização da função objetivo resultou em uma redução do consumo específico de energia de 6%. Ou seja, os autores mostraram que a potência específica se apresentou em torno de 0,33 kWh/kg de GNL (mais baixo do que outros sistemas integrados que foram comparados). Além disso, a eficiência térmica foi de 62,82% (mais alta do que outros sistemas integrados selecionados pelos autores). As torres foram os equipamentos de maior destruição da exergia e a capacidade de remover nitrogênio, pela análise de sensibilidade, ficou entre 5-15% de concentração.

Ghorbani, Hamedi e Amidpour (2016) interessaram-se, também, pela proposta de integração dos processos GNL-LGN-URN para avaliar a diminuição do número de equipamentos e da energia consumida. Os autores empregaram análise exergética que apontou os *air-coolers* como equipamentos com maior destruição de exergia. Os resultados foram potência específica do processo integrado de 0,359 kWh/kg de GNL, recuperação de LGN em mais de 90% e a eficiência global foi de 61,62%. Por conclusão, a análise de sensibilidade mostrou capacidade de eliminação de nitrogênio do gás natural em uma concentração de 4% a 15%, na qual 8% é o ponto ótimo (de maior eficiência).

Empregando o simulador Aspen HYSYS® e pacote Peng Robinson, Ghorbani *et al.* (2017) compararam três ciclos de refrigeração: pré-resfriamento por sistema de refrigeração por absorção e liquefação por refrigerante misto (sigla AR-MR1), refrigerante misto de duplo estágio (DMR) e pré-resfriamento a propano (C3MR). Os autores empregaram uma estrutura integrada GNL-LGN-URN, ou seja, uma unidade que produz gás natural liquefeito, recupera LGN e remove nitrogênio em excesso da corrente. Os autores trabalharam sob os aspectos econômicos, de exergia e de menor consumo energético. Concluiu-se que, quanto ao consumo de energia, AR-MR1 possuiu consumo de 0,257 kWh/kg de GNL o que significou 18,4% menor

em relação ao processo C3MR e 12,6% menor em relação a DMR. Já em relação a eficiência exergética, C3MR, DMR e AR-MR1 desempenharam 61,6%, 62,3% e 58,1%, respectivamente. E no campo econômico, os autores apresentaram lista das equações de custo de aquisição de cada equipamento para gerar o custo de capital, mas também calcularam outros parâmetros para os três ciclos. Entre esses parâmetros estavam: custo operacional anualizado (melhor AR-MR1), taxa de retorno (melhor foi C3MR), valor presente líquido (melhor foi DMR) e receita anual (melhor DMR).

Sayed, Ashourb e Gadalla (2017) empreenderam o objetivo de desenvolver e otimizar um processo integrado nas plantas de gás natural do Egito, baseado na configuração em cascata. Na simulação do processo de tratamento do gás e da extração de LGN, os autores utilizaram Aspen HYSYS[®] e equações de estado (EOS) Peng-Robinson. Para o cálculo do capital esperado da planta, os autores empregaram o programa Aspen Process Economic Analyzer - APEA (ASPENTECH, 2018). Estimou-se, com a melhor seleção completa de unidades de tratamento, fracionamento e demais equipamentos, um custo de capital preliminar de 48 milhões de dólares.

Ansarinassab e Mehrpooya (2017) aplicaram análise exergoeconômica em duas configurações de processo para coprodução de LGN-GNL: (i) refrigeração mista dupla (DMR) e (ii) refrigeração em cascata de fluido misto (MFC). No caso (i), o COP foi igual a 2,70, a potência específica 0,375 kWh/kg de GNL e a eficiência exergética 43,66%, enquanto que no caso (ii) obteve-se 3,02, 0,371 kWh/kg de GNL e 53,83%, respectivamente. Os autores avaliaram que o custo de investimento do turboexpansor e dos compressores são inevitáveis devido aos limites tecnológicos e econômicos, por sua vez os dos resfriadores de ar e dos trocadores de calor têm potencial para melhorar. Por outro lado, os custos de exergia dos refrigeradores de ar e trocadores de calor são inevitáveis, enquanto que os do turboexpansor e dos compressores são evitáveis. Para simulação foi usado programa Aspen HYSYS[®] com o conjunto de equações de estado de PRSV.

Mokhatab e Poe (2017) destacaram que otimização é um processo iterativo de simulação para encontrar a melhor solução de uma função objetivo dentro de certas restrições. É comum a proposição de avaliação econômica de uma planta para maximizar o lucro calculado a partir da soma dos valores dos produtos subtraídos da soma dos valores dos componentes de entrada e, também, menos a soma dos valores das utilidades. Os autores ratificaram que nas colunas fracionadoras a pressão é o parâmetro chave de otimização. As temperaturas dos condensadores

e *reboilers* são influentes quanto a transferência de calor. Nos compressores, as variáveis são as pressões de saída e entrada. Pela observação da Tabela 9 é possível conhecer os principais parâmetros de otimização por equipamento de maneira geral.

Tabela 9 - Principais parâmetros de otimização por equipamento de maneira geral.

Equipamento	Parâmetro principal	Objeto de efeito
Condensadores	Temperatura	Qualidade do produto e calor transferido
<i>Reboilers</i>	Temperatura	Qualidade do produto e calor transferido
Coluna de fracionamento	Pressão, número de pratos	Qualidade do produto e calor transferido
Compressores	Pressão de entrada e de saída	Potência requerida
Trocadores de calor	Vazão	Calor transferido
Turboexpansor	Vazão	Potência gerada

Fonte: Mokhatab e Poe (2017).

Jin e Lim (2018) compararam o desempenho econômico de quatro esquemas de processo: ISS, IPSI, separador HHC e coluna *scrub*; para quatro tipos correntes de alimentação de gás. As quatro correntes foram definidas por 1,84; 2,2; 2,3 e 2,5 GPM. A corrente foi definida como “pobre” quando o GPM é menor que 2,5; “normal-rica” com GPM de 2,5 a 5 e, se maior que 5 GPM, a corrente foi classificada como “muito rica”. Os autores simularam os esquemas em Aspen HYSYS® com uso do pacote Peng–Robinson. O estudo otimizou o desempenho econômico por meio de algoritmo genético. As correntes atenderam os limites estipulados pela legislação para o setor no Leste Asiático. A produção de GNL foi fixada e outros parâmetros chave comuns ao processo e condições foram dados. Concluíram, por meio do custo total anualizado (custo de capital mais custo operacional menos receitas de subprodutos), que o melhor desempenho econômico é do processo coluna *scrub* em relação aos demais esquemas quando o GPM é menor que 2,3. O processo IPSI possuiu menor custo de matéria-prima, porém maior custo de capital o que tem grande efeito sobre o desempenho econômico. Por outro lado, o esquema separador de HHC foi o de menor custo de capital entre os quatro processos selecionados devido à configuração mais simples deste.

Ghorbani *et al.* (2018) realizaram uma análise exergoeconômica, de sensibilidade e do consumo energético de uma planta integrada LGN-GNL-URN. Havia duas configurações para essa

estrutura: MFC (ciclo em cascata de refrigerante misto) e de sistema de absorção com dois ciclos de refrigerante misto, denominada de AR-MR2. Entre os resultados obtidos, observaram que para as duas estruturas MFC e AR-MR2 a eficiência exergética foi de 62,82% e 58,11%; a potência específica de 0,3431 e 0,1798 kWh/kg de GNL; e a taxa de retorno 21,5% e 40,14%, respectivamente. Tratou-se de configurações competitivas em comparação a demais patentes listada no estudo: Ghorbani *et al.* (2017), Ghorbani *et al.* (2016), Khan *et al.* (2014), Mehrpooya, Tirandazi e Vatani (2013). O estudo utilizou as ferramentas Aspen HYSYS® e MATLAB. Os autores empregaram algoritmo genético no trabalho.

Alnouss, Ibrahim e Al-Sobhi (2018) fizeram uma análise comparativa de diferentes configurações do processamento de gás natural quanto aos aspectos energéticos, econômicos e ambientais. Neste estudo empregou-se o *software* Aspen HYSYS® V9 em conjunto com as ferramentas da AspenTech denominadas ASPEN Plus, ASPEN Process Economic Analyzer, e ASPEN Energy Analyzer para avaliação e otimização. Houve abordagem de estudo de caso para processamento de 84.000 kg/h (5000 kmol/h) de gás natural. Entre as importantes conclusões, ressaltaram-se o tempo de retorno do GSP (0,34 ano) e do IPSI-1(0,36 ano); e o potencial de redução de emissão de CO₂ em 93,5% do esquema IPSI-2 e em 51,3% no CRR.

Mehrpooya, Ghorbani e Shirmohammadi (2018) usaram os *softwares* comerciais AspenTech, especificamente o módulo Aspen HYSYS®, e MATLAB para realizar as análises econômicas, de exergia e de sensibilidade. Os autores abordaram um processo integrado LGN-GNL com objetivo de reduzir o número de equipamentos e o consumo de energia no qual há o uso de refrigeração por absorção em vez do pré-resfriamento, e na liquefação uso de MFC ou MFC modificado. Da análise exergética, demonstrou-se que os refrigeradores de ar possuíam maior quantidade de destruição exergética antes (taxa de 56,21%) e depois (42,72%) da instalação do ciclo de refrigeração por absorção. Já a análise de sensibilidade atentou-se aos preços dos produtos no mercado em relação às estruturas apresentadas. Obtiveram as potências específicas MFC e MFC modificado iguais a 0,423 e 0,272 kWh/kg de GNL, as eficiências exergéticas 56,06% e 48,93%, e o tempo de retorno de 3,67 e 2,8 anos, respectivamente. A estrutura integrada permitiu a redução do custo anualizado em 4,32%, a recuperação de etano foi de 92% e, para ambos, os *air coolers* foram os equipamentos de maior destruição de exergia.

O uso da ferramenta *Optimizer* do Aspen HYSYS® em otimizações foi empregado por Chebbi e Kherbeck (2015). Minh *et al.* (2018) utilizaram o suplemento *Optimizer* em modo Box para

otimização econômica da destilação de hidrocarbonetos. Cao *et al.* (2006) via *Optimizer* minimizaram a função objetivo que representava o consumo de potência de compressão pela vazão de GNL para dois processos: MR e expensor, sendo este de maior eficiência energética. Barse e Mann (2016) utilizaram a eficiência térmica como função objetivo na ferramenta *Optimizer* a ser maximizada, realizando a variação da pressão e da vazão para doze fluidos refrigerantes em um Ciclo Rankine. Hatcher, Khalipour e Abbas (2012) testaram diferentes funções objetivos, por meio da mesma ferramenta em modo Box, com o objetivo de avaliar os custos de capital e de operação do processo C3MR. Os autores concluíram que minimizar o consumo de potência de compressão e UA gerava o melhor resultado.

Mahabadipour e Ghaebi (2012) utilizaram a ferramenta *Optimizer* do módulo Aspen HYSYS® do *software* da AspenTech para redução do consumo de potência de compressão em uma planta que usa expansão na refrigeração. Wang, Khalilpour e Abbas (2013) aplicaram o *Optimizer* em modo Box para otimizar o desempenho exergoeconômico de dois diferentes processos do tipo C3MR. Rødstøl (2015) utilizou também, porém no modo *Hyprotech* SQP, para otimizar dois processos de liquefação de gás natural (produção de GNL): SMR e DMR. Sætre (2016) aplicou o mesmo suplemento e modo para diferentes esquemas de processo e os comparou quanto a eficiência (consumo de potência de compressão por volume de produção), produção, recuperação, complexidade (número de equipamentos) e segurança (volume de circulação de refrigerantes inflamáveis e níveis de pressão do processo). As variáveis ajustáveis para o esquema turboexpansão foram a temperatura de entrada no separador, pressões de entrada na coluna fracionadora, pressão de saída do compressor e fração molar de C_1 da corrente de LGN.

Akman e Konukman (2005) utilizaram o *Optimizer* do Aspen HYSYS® no modo *Mixed Method* para uma otimização energética e flexibilidade de uma rede de trocadores de calor de uma planta turboexpansão para processamento de gás natural.

Andrade (2014) simulou, via módulo Aspen HYSYS® V7.3, seis esquemas de ciclos de refrigeração para processamento de gás natural (i) em cascata, (ii) C3MR (ou APCI) original e (iii) modificado em relação a quatro pares diferentes de refrigerantes: NH_3/H_2O , (iv) NH_3/DMF , (v) $R22/DMF$, (vi) $R134a/DMF$. Para a otimização, o autor utilizou a ferramenta *Optimizer* no modo *Mixed Method* para maximizar o COP (Coeficiente de Desempenho) na primeira etapa, e depois para minimizar os custos referentes a aquisição dos principais equipamentos. Concluiu que C3MR possuiu maior COP que o esquema em cascata, e dentre os pares de fluido

refrigerante, NH₃/DMF obteve o melhor coeficiente. Quanto ao custo, o esquema em cascata foi mais barato que C3MR, e o par NH₃/H₂O possuiu menores custos. O autor utilizou uma análise de sensibilidade que compreendia em testar uma ampla faixa de valores para variáveis manipuladas, por tentativa e erro, até limites em que a simulação convergia e com observação ao critério de segurança operacional. Tudo isso para obter um valor ótimo global para a variável, em vez de um valor ótimo local. Ademais, entre as considerações empregadas pelo autor estavam que os ciclos de refrigeração do gás natural operavam em regime permanente, os equipamentos eram adiabáticos, as variações de energia cinética e potencial eram desprezadas, sem impurezas nos fluidos refrigerantes e a eficiência isentrópica dos compressores era de 75%.

2.8 Conclusões da análise

Na Tabela 10 é possível verificar os trabalhos fundamentais para a elaboração deste estudo. As abordagens e pontos fundamentais extraídos dos trabalhos dos referidos autores da Tabela 10 foram utilizados como base para construção da metodologia deste estudo.

Tabela 10 - Trabalhos fundamentais para elaboração deste estudo.

Autores	Abordagem	Pontos fundamentais
Amaral Júnior (2018)	Comparação de diferentes diagramas de fluxo de processo.	Turboexpansão com refrigeração mecânica (TERM) destacou-se em lucratividade e eficiência de recuperação de LGN.
Andrade (2014)	<i>Optimizer</i> no modo <i>Mixed Method</i> do Aspen HYSYS® para maximizar o COP.	Considerações para o trabalho: regime permanente, equipamentos adiabáticos, variações de energia cinética e potencial desprezadas, sem impurezas nos fluidos refrigerantes e eficiência isentrópica dos compressores de 75%.
Mehrpooya, Vatani e Mousavian (2010)	Otimizar a potência de compressão.	As variáveis ajustáveis foram temperatura, pressão e fluxo de algumas correntes. Entre as restrições estavam a eficiência de recuperação.
Chebbi et al. (2010)	Maximizaram o lucro pela variação de pressão na torre desmetanizadora.	Para quase todos os casos, existe uma pressão ideal na torre desmetanizadora na qual o lucro é máximo.
Sætre (2016)	Comparação de diferentes diagramas de fluxo de processo.	Utilizou diferentes critérios de avaliação, como complexidade e segurança.
Ghorbani et al. (2018)	Análise exergoeconômica, de sensibilidade e do consumo energético de uma planta integrada LGN-GNL-URN. Comparou a eficiência exérgica, potência específica, e taxa de retorno.	A função objetivo foi potência específica [kWh/kg de GNL]; e houve como restrição a eficiência de recuperação.

(continuação)		
Autores	Abordagem	Pontos fundamentais
Mokhatab e Poe (2017)	Otimização geral do processamento de gás natural.	Parâmetros de otimização: nas colunas fracionadoras é a pressão; nos condensadores e <i>reboilers</i> é a temperatura; nos compressores são as pressões de saída e entrada.
Mehrpooya <i>et al.</i> (2016)	Análise de sensibilidade	Descrição dos parâmetros de projeto para cada equipamento.
Chebbi e Kherbeck (2015)	Maximizaram a eficiência de recuperação de diferentes esquemas com uso do <i>Optimizer</i> do módulo Aspen HYSYS®.	As variáveis manipuladas foram as razões dos <i>splitters</i> , as temperaturas de saída dos trocadores de calor e as pressões de saída dos compressores
Getu <i>et al.</i> (2015); Getu <i>et al.</i> (2013)	Comparação de diagramas, otimização energoeconômica.	A decisão de produzir mais gás de venda ou LGN deve observar o lucro.
Abdulrahman, Zangana e Sebastine (2015)	Maximizaram a eficiência de recuperação de LGN variando a temperatura do fluxo de saída dos trocadores de calor e a pressão da torre desmetanizadora	Há faixa ótima de pressão na torre desmetanizadora em que a eficiência é maior.

Fonte: Autor (2020).

Entre os aspectos mais relevantes que podem contribuir para a construção da metodologia deste trabalho, é interessante citar o destaque em lucratividade do esquema TERM, a abordagem energoeconômica na otimização do processamento de gás natural, o uso *Optimizer* do módulo Aspen HYSYS®, a função objetivo potência específica [kWh/kg de GNL] e as diversas variáveis ajustáveis (temperaturas de saída dos trocadores de calor, as pressões de saída dos compressores, pressão na torre desmetanizadora) utilizadas por diferentes autores, bem como critérios de avaliação.

Sendo assim, é possível perceber que se carece uma abordagem que coaduna esses elementos dos trabalhos da Tabela 10 empregado em cenário de mercado brasileiro (preços e gás natural nacionais), visto o já mencionado crescimento do gás natural na matriz energética brasileira e o interesse governamental de usar esse recurso como estratégia para reindustrialização do Brasil por meio da redução dos preços dessa fonte.

3 MODELAGEM E OTIMIZAÇÃO

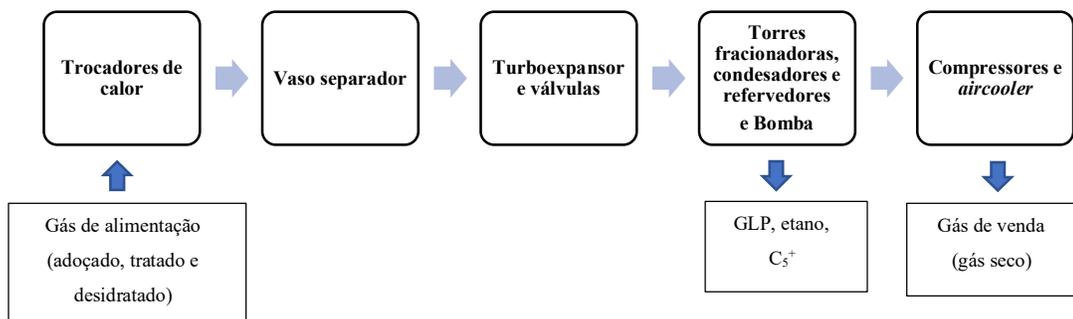
Neste capítulo é apresentado os equacionamentos e modelagem do processamento de gás natural, bem como a ferramenta e método de otimização utilizado.

Para a simulação de qualquer processo é necessário antes definir qual será a abordagem do modelo. A abordagem utilizada neste trabalho é a abordagem macroscópica. Neste trabalho, o modelo foi representado pela resolução global das equações de conservação de massa e energia em regime de escoamento permanente para os equipamentos que fazem parte do processamento de gás natural. Após a definição do modelo, foram realizadas as simulações no módulo Aspen HYSYS[®] V9 e, posteriormente, realizado a otimização global do processo no *Optimizer*.

3.1 Modelagem

O conjunto de equipamentos relacionados ao processamento de gás natural pode ser visualizado pelo diagrama simplificado da Figura 4. O gás de alimentação - devidamente adoçado, tratado e desidratado – passa pelos trocadores de calor, vaso separador, turboexpansor e válvulas, torres de fracionamento das quais se extrai os hidrocarbonetos mais pesados, compressores e *aircooler* para, então, atingir a condição de gás seco (de venda).

Figura 4 - Diagrama simplificado com equipamentos do processamento de gás natural.



Fonte: Autor (2020).

O balanço de massa por componente (e análogo para cada equipamento) pode ser descrito pela Eq. (7).

$$\Sigma(\dot{m}_e)_i = \Sigma(\dot{m}_s)_i \quad (7)$$

Sendo \dot{m}_e [kg/h] a vazão mássica de entrada na UPGN do componente i do gás natural; \dot{m}_s [kg/h] a vazão mássica de saída da UPGN do componente i .

O balanço de energia global pode ser observado na Eq. (8).

$$\Sigma(h_e \dot{m}_e)_i + E_{T-01} + E_{T-02} + E_{B-01} + E_{T-03} + E_{C-02} = \Sigma(h_s \dot{m}_s)_i + Q_{P-02} + Q_{P-04} + Q_{T-02} + Q_{T-03} \quad (8)$$

Sendo que h_e é a entalpia específica do componente i [kJ/kg] na corrente de massa entram no processo (ou fronteira); \dot{m}_e [kg/h] a vazão mássica de entrada na UPGN do componente i ; h_s é a entalpia específica [kJ/kg] de saída do componente i nas correntes de massa que saem do processo; \dot{m}_s a vazão mássica [kg/h] de saída da UPGN do componente i ; Q_{P-02} é o calor [kJ/h] que sai do *chiller* P-02 e Q_{P-04} é o calor [kJ/h] que sai do *chiller* P-04; $E_{T-01}, E_{T-02}, E_{T-03}$ são calor fornecido [kJ/h] pelos refeedores às respectivas colunas de fracionamento; E_{C-02} é a potência [kJ/h] do compressor C-02; Q_{T-02}, Q_{T-03} são calor [kJ/h] retirado pelos condensadores das respectivas torres de fracionamento T-02 e T-03. E_{B-01} é a energia de acionamento da bomba [kJ/h].

As equações de conservação (massa e energia) foram resolvidas para cada equipamento que compõem o fluxograma conforme modelo recomendado pelo Aspen HYSYS® (AspenTech, 2005). Nos pratos que compõem as colunas de fracionamento, os balanços foram resolvidos e podem ser descritos pelas equações Eq. (9) e Eq. (10).

$$(L_N)_i = (c\rho l_w h^{1,5})_i \quad (9)$$

Onde L_N é a vazão de líquido [m³/h] saindo do prato N , c é a constante de conversão de unidades, ρ massa específica [kg/m³], l_w comprimento do vertedor [m], h altura do líquido acima do vertedor [m] e i é o componente da mistura que compõe o gás natural.

$$(F_{vap.N})_i = \left(k \sqrt{\Delta P_{fric.N}} \right)_i \quad (10)$$

Onde $F_{vap.N}$ é a vazão de vapor [m³/h] saindo do prato N , $\Delta P_{fric.N}$ é a queda de pressão [kPa] no orifício seco do prato N , k é a condutância que representa a resistência ao escoamento e é proporcional ao quadrado do diâmetro da coluna. Este parâmetro foi definido em 0,8647 m³/h/ \sqrt{kPa} segundo AspenTech (2005). E i é o componente da mistura.

Para os permutadores (*chillers*), refeedores (*reboilers*) e condensadores, a equação que representa o referido processo está descrita em Eq. (11).

$$Q_{chiller} = H_{en} - H_{sai} \quad (11)$$

Sendo $Q_{chiller}$ a troca térmica (calor) do *chiller* [kJ/h], H_{en} é a entalpia [kJ/h] da corrente que entra e H_{sai} é a entalpia da [kJ/h] corrente que sai.

Para válvulas, a equação que representa o processo nesses equipamentos é a Eq. (12), na qual, portanto, a entalpia [kJ/h] da corrente que entra é igual a entalpia [kJ/h] da corrente que sai.

$$H_{en} = H_{sai} \quad (12)$$

A equação do compressor é descrita na Eq. (13).

$$W_{comp} = (H_{sai} - H_{en})/3600 \quad (13)$$

Onde W_{comp} é a potência [kW] requerida pelo compressor, H_{en} é a entalpia [kJ/h] da corrente que entra e H_{sai} é a entalpia [kJ/h] da corrente que sai obtidos, como todas as propriedades, do módulo termodinâmico do *software*. Vale lembrar que 1 kW é igual a 3600 kJ/h.

Já para o turboexpansor, a equação é Eq. (14).

$$W_{TE} = (H_{en} - H_{sai})/3600 \quad (14)$$

De maneira que W_{TE} é a potência [kW] produzida pelo turboexpansor, H_{en} é a entalpia [kJ/h] da corrente que entra e H_{sai} é a entalpia [kJ/h] da corrente que sai.

Nos vasos separadores, o equacionamento é igual a Eq. (15).

$$H_{en} = H_{vapor} + H_{liq} \quad (15)$$

Onde H_{en} é a entalpia [kJ/h] da corrente que entra, H_{vapor} é a entalpia [kJ/h] do vapor e H_{liq} é a entalpia [kJ/h] do líquido (ASPENTECH, 2005).

Para a bomba, a equação de conservação da energia está representa nas Eq. (16) ou Eq. (17).

$$W_b = (H_{sai} - H_{en})/3600 \quad (16)$$

$$W_b = \frac{(p_{sai} - p_{en})q}{\rho\eta} \quad (17)$$

Nas quais W_b é a potência [kW] da bomba, H_{en} é a entalpia [kJ/h] da corrente que entra e H_{sai} é a entalpia [kJ/h] da corrente que sai, p_{sai} é a pressão [kPa] da corrente que sai, p_{en} é a pressão [kPa] da corrente que entra, q é a vazão mássica [kg/h], ρ é a massa específica [kg/m³], η é a eficiência.

Para as correntes que passam por um divisor (*splitter*) é necessário determinar o número de divisões de corrente e a vazão para cada uma. Neste caso, o processo é modelado segundo a Eq. (18). De modo que F é a vazão de alimentação [m³/h] enquanto f_i a vazão de saída [m³/h] da corrente i , n é o número de correntes de saída.

$$\sum_{i=1}^n \frac{f_i}{F} = 1 \quad (18)$$

O balanço de energia para os trocadores de calor foi modelado segundo a Eq. (19), na qual \dot{m} é a vazão mássica [kg/h], h_{en} e h_{sai} são entalpias específicas [kJ/kg] das correntes de entrada e saída, respectivamente; ρ é a massa específica do fluido [kg/m³], V é o volume retido no tubo [m³], Q_{int} e Q_{ext} são os calores [kJ/h] recebidos do ambiente interno (relacionado ao contato entre a corrente e a camada de metal) e externo.

$$\dot{m}(h_{en} - h_{sai}) + Q_{int} + Q_{ext} = \rho \frac{d(Vh_{sai})}{dt} \quad (19)$$

Para o *air cooler*, a equação deste equipamento é apresentada pela Eq. (20). De modo que \dot{m}_{ar} é a vazão mássica do ar [kg/h], $\dot{m}_{gás}$ é a vazão mássica da corrente de gás processado [kg/h], h_{en} e h_{sai} são entalpias específicas [kJ/kg] de entrada e saída, respectivamente.

$$\dot{m}_{ar}(h_{sai} - h_{en})_{ar} = \dot{m}_{gás}(h_{en} - h_{sai})_{gás} \quad (20)$$

A solução numérica do fluxograma de processo consistiu nos balanços globais de massa, energia e equilíbrio de fases. Foi utilizado o *basis-1* para o modelamento do fluido. O método utilizado nas válvulas foi *Universal gas sizing*. O método de resolução das torres fracionadoras foi *HYSIM Inside-out*. O grau de liberdade é igual a zero.

3.2 Otimização

O processamento de gás natural é um processo complexo que envolve operações a baixas temperaturas e altas pressões (CORDEIRO, 2011). Por isso se justifica os esforços de simulação. Afinal, testes reais seriam perigosos e dispendiosos. As unidades normalmente operam em condições estacionárias e entre “os simuladores comerciais, o Aspen HYSYS® produto da Aspen Technology é um dos mais aceitos no mercado e possibilita o estudo completo de simulação estacionária” (CORDEIRO, 2011). Dentro do contexto de simulação, é interessante, em seguida, executar a otimização. Otimização é o processo no qual se alcança o melhor valor de uma grandeza. Atribuindo uma função objetivo, restrições, condições e variáveis ao problema é possível obter um novo arranjo que gera um melhor desempenho em processos complexo como é o processamento de gás natural.

Existem vários métodos para otimizar um processo ou um ou mais equipamentos. Todavia quanto a simulação e otimização do processamento de gás natural, conforme revisão da literatura anteriormente apresentada, é recorrente o uso da ferramenta *Optimizer* do módulo Aspen HYSYS® do *software* da AspenTech. Trata-se de um instrumento que maximiza ou minimiza uma função objetivo e trabalha apenas em regime estacionário que é o regime que na prática, normalmente, o processamento de gás natural ocorre (CORDEIRO, 2011). Basicamente, essa ferramenta foi utilizada por diversos autores de duas maneiras (métodos/modos) mais comuns: *Mixed Method* e *SQP*. Akman e Konukman (2005) afirmaram que modo *Mixed Method* une a vantagem da convergência do método Box (robusto e aplicado

primeiro) à eficiência do método SQP (*Sequential Quadratic Programming*) aplicado em seguida.

O *Mixed Method* é um instrumento que consiste na combinação de dois métodos: BOX e SQP (ASPENTECH, 2005). Começa-se com o método BOX que é baseado no método complexo de Box (1965), no uso do algoritmo Downhill Simplex de Press *et al.* (1988) com uma tolerância 50 vezes maior que a tolerância desejada. O método BOX gera uma região de $n + 1$ pontos (n é igual ao número de variáveis) a partir do ponto inicial e, por meio de extrapolações sucessivas, avança ou contrai os pontos até a convergência. Depois da convergência, é aplicado o método SQP (*Sequential Quadratic Programming*) para encontrar a solução final dentro da tolerância desejada. O método SQP do *Optimizer* é baseado no algoritmo de Powell (1978). A título de conhecimento, o algoritmo Downhill Simplex é descrito na Figura 5, considerando $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$ a função a ser minimizada e x a representação das variáveis manipuladas.

Figura 5 - Algoritmo Downhill Simplex.

“Define-se avaliar um ponto como calcular o valor da função nesse ponto.

- 1 - Defina $n+1$ pontos iniciais com n dimensões. $x_i = (x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{in})$, em que $1 \leq i \leq n+1$. Ordene e renomeie de forma que $f(x_1) < f(x_2) < \dots < f(x_{n+1})$.
- 2 - Calcule o centróide $x_g = (x_{g1}, x_{g2}, \dots, x_{gn})$ dos n pontos com menor avaliação: $x_{gj} \leftarrow (1/n) \sum_{i=1}^{n+1} x_{ij}$, $1 \leq j \leq n$.
- 3 - Calcule o ponto de reflexão $x_r = (x_{r1}, x_{r2}, \dots, x_{rn})$: $r_{ri} \leftarrow x_{gi} + \alpha(x_{gi} - x_{(n+1)i})$, $1 \leq i \leq n$. Avalie esse ponto: $f(x_r)$.
- 4 - Se $f(x_1) < f(x_r) \leq f(x_n)$, então faça $x_{(n+1)j} \leftarrow x_{rj}$, $1 \leq j \leq n$. Ordene os pontos por ordem crescente de avaliação e vá para o passo 2.
- 5 - Se $f(x_r) \leq f(x_1)$, então calcule o ponto de expansão $x_e = (x_{e1}, x_{e2}, \dots, x_{en})$: $x_{ej} \leftarrow x_{rj} + \beta(x_{rj} - x_{gj})$, $1 \leq j \leq n$. Avalie esse ponto: $f(x_e)$.
- 6 - Se $f(x_e) \leq f(x_r)$, então faça $x_{1j} \leftarrow x_{ej}$ e $x_{ij} \leftarrow x_{(i-1)j}$, $1 \leq j \leq n+1$, e vá para o passo 2. Senão, faça $x_{1j} \leftarrow x_{rj}$ e $x_{ij} \leftarrow x_{(i-1)j}$, $1 \leq j \leq n+1$, e vá para o passo 2.
- 7 - Se $f(x_r) > f(x_n)$, então calcule o ponto de contração $x_c = (x_{c1}, x_{c2}, \dots, x_{cn})$: $x_{cj} \leftarrow x_{gj} + \gamma(x_{(n+1)j} - x_{gj})$, $1 \leq j \leq n$. Avalie esse ponto: $f(x_c)$.
- 8 - Se $f(x_c) \leq f(x_{n+1})$, então faça $x_{(n+1)j} \leftarrow x_{cj}$, $1 \leq j \leq n$. Ordene os pontos por ordem crescente de avaliação e vá para o passo 2.
- 9 - Se $f(x_c) > f(x_{n+1})$, então realize uma contração ao longo de todas as dimensões em direção ao ponto x_1 : $x_{ij} \leftarrow x_{ij} + \nu(x_{ij} - x_{1j})$, $2 \leq i \leq n+1$, $1 \leq j \leq n$. Ordene os pontos por ordem crescente de avaliação e vá para o passo 2.

Valores recomendados: $\alpha=1$, $\beta=1$, $\gamma=0,5$ e $\nu=0,5$ ”

Fonte: SIMÕES (2018).

Sendo x a representação das variáveis manipuladas no processo de otimização. O algoritmo de Powell (1978) utilizado no método *SQP* é descrito na Figura 6.

Figura 6 - Algoritmo de Powell.

- Minimiza-se a função objetivo ao longo das direções de maneira univariada.
- Após isso, encontra-se índice m da direção em que a função teve maior decréscimo.
- Calcula-se a direção padrão $s_p^k = x_n^k - x_0^k$ e α por $x = x_0^k - \alpha s_p^k$.
- Se $|\alpha| < \left[\frac{f(x_0^k) - f(x_0^{k+1})}{f(x_{m-1}^k) - f(x_m^k)} \right]^{0,5}$ então utiliza-se a mesma direção para próxima busca

univariada. Senão, substitua pela direção padrão.

Repete-se até convergir na tolerância estipulada.

Fonte: Powell (1978).

Ressalta-se que, por se tratar de um *software* comercial, não há acesso aos códigos (são fechados) por motivo financeiro, de segurança e segredo industrial da empresa proprietária (AspenTech). Portanto, apenas é deixado claro pelo fabricante as referências utilizadas na ferramenta. Esta dificuldade de ter acesso aos modelos matemáticos de interação do *software* foi também exposta no trabalho de Rødstøl (2015).

4 METODOLOGIA

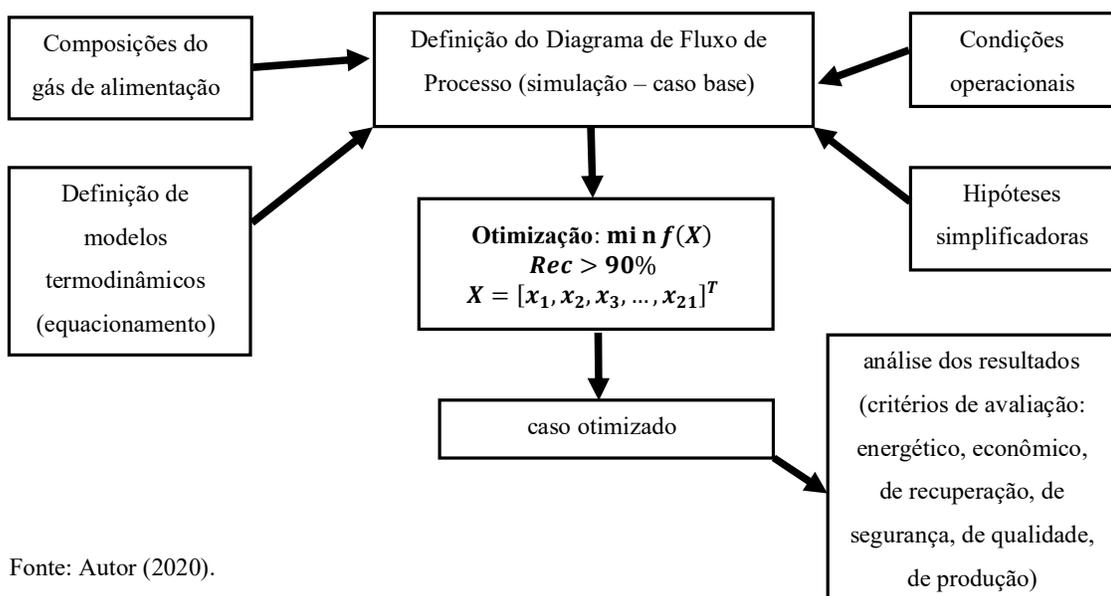
Neste capítulo apresenta-se o fluxograma de processo que será otimizado, hipóteses simplificadoras para simulação e otimização, as ferramentas empregadas, condições operacionais, função objetivo, restrições e critérios de avaliação.

Selecionou-se o fluxograma de processo de Amaral Júnior (2018) que obteve melhor desempenho com relação ao aspecto econômico. Disso, definiu-se um caso base cuja simulação foi otimizada quanto ao gasto energético específico de produção de gás de venda, haja visto o desafio atual com o programa governamental ‘Novo Mercado de Gás’. Em seguida, os resultados foram comparados sob vários critérios de avaliação. Além disso, realizou-se uma análise de sensibilidade quanto a vazão de gás na entrada da unidade.

4.1 Etapas de trabalho

Na Figura 7 estão representadas as etapas do trabalho. Foi selecionado o caso base, de maneira que foram definidas as composições do gás de entrada, as condições operacionais, hipóteses simplificadoras e o equacionamento (modelagem) para uma simulação de Diagrama de Fluxo de Processo determinado.

Figura 7 – Diagrama esquemático da metodologia deste trabalho.



Fonte: Autor (2020).

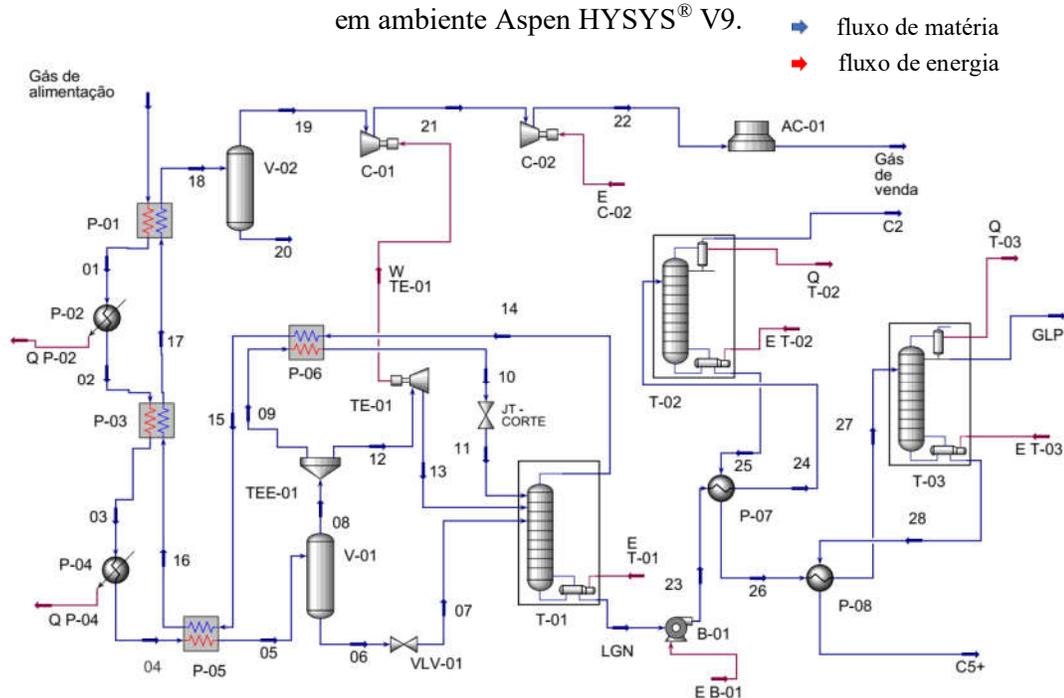
Após a simulação do processo, foi realizada a otimização seguida de uma análise dos resultados sob critérios de avaliação escolhidos.

As simulações foram realizadas em Computador Lenovo 72CM24F2, sistema operacional 64bits Windows 10 Home, processador Intel® Core™ i7-7500U 2,70-2,90 GHz, memória RAM 8GB. Utilizou-se, idêntico a Chebbi e Kherbeck (2015), *software* comercial Aspen HYSYS® V9 e o módulo termodinâmico (equações de estado) de Peng–Robinson (PENG; ROBINSON, 1976) que pode ser visualizado no Anexo A.

4.2 Caso base: Diagrama de Fluxo de Processo

O Diagrama de Fluxo de Processo (DFP) adotado foi elaborado, simulado e testado por Amaral Júnior (2018) (Figura 8) em condições industriais compatíveis com dados empíricos da experiência de um profissional do setor e, sendo assim, é uma representação de uma Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN) cujo o esquema de refrigeração é turboexpansão com refrigeração mecânica, e que foi definido pela sigla TERM. Esse esquema se destacou pela lucratividade e pela eficiência de recuperação.

Figura 8 - Fluxograma de uma Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN) construído em ambiente Aspen HYSYS® V9.



Fonte: Amaral Júnior (2018).

Considera-se que a corrente “Gás de alimentação” possui a composição definida na Tabela 12 e que o gás foi desidratado, adoçado e tratado. A descrição dos símbolos do diagrama está na Tabela 11 bem como a função de cada equipamento.

Tabela 11 - Descrição dos equipamentos do diagrama de fluxo de processo.

Símbolo	Descrição	Função
P-01, P-03, P-05 e P-06	Trocadores de calor tipo placas	Troca térmica.
P-02 e P-04	Trocadores de calor tipo <i>chiller</i> que representam o circuito de refrigeração a propano	Refrigeração mecânica a propano sobre a corrente de gás de entrada.
P-07 e P-08	Trocadores de calor tipo casca e tubo	Troca de calor entre correntes de fundo e de entrada da coluna de fracionamento.
V-01 e V-02	Vaso acumulador de condensado	Separação da fração molar gasosa (saída no topo) do condensado (saída na base).
TE-01	Turboexpansor	Resfria o gás e gera trabalho de eixo que é usado no compressor.
VLV-01 e JT-corte	Válvula Joule-Thomson	Gera expansão do fluido para resfriamento (efeito Joule-Thomson).
T-01, T-02, T-03	Colunas de fracionamento	A corrente de topo da torre desmetanizadora corresponde ao gás seco e a corrente de líquido do fundo corresponde ao LGN do qual pode se extrair, por meios das demais torres, etano petroquímico, GLP residencial (C ₃ e C ₄), gasolina de gás natural (C ₅ ⁺).
T-01	Torre desmetanizadora	
T-02	Torre desmetanizadora	
T-03	Torre desbutanizadora	
C-01 e C-02	Compressor	Reduzir o volume do gás para transporte. C-01 é acionado pelo trabalho gerado pelo Turboexpansor.
B-01	Bomba	Bombeamento de LGN.
AC-01	<i>Air cooler</i>	Resfriamento da corrente de gás de venda.

Fonte: Modificado de Amaral Júnior (2018).

Pode-se notar no fluxograma da Figura 8 que a corrente ‘Gás de alimentação’ é resfriada por trocas térmicas em trocadores de calor do tipo placa e por *chillers*, que representam ciclos de refrigeração a propano. Após a integração térmica, a corrente é enviada ao vaso separador V-

01. São saídas deste vaso separador uma corrente de topo (gasosa) e uma corrente de fundo (líquida). A corrente de topo de V-01 é dividida em duas: uma para o turboexpansor (TE), que depois entra como alimentação na torre T-01, e outra para a troca térmica seguida da válvula JT-corte e posteriormente alimenta a torre T-01. Já a corrente líquida de V-01 passa pela válvula VLV-01 e entra como corrente de alimentação da torre T-01.

Na torre desmetanizadora são geradas duas saídas: topo (corrente 14, gás seco) e fundo (LGN). A corrente de topo da torre desmetanizadora segue para os trocadores de calor denominados P-06, P-05, P-03 e P-01 e em seguida para o vaso V-02. A corrente de topo do vaso V-02 passa por uma sequência de compressores (C-01 e C-02) e pelo *air cooler* AC-01 para atingir a condição de ‘Gás de venda’ transportado ao gasoduto.

A corrente de base da torre fracionadora T-01 é composta basicamente por LGN. Logo, a corrente de LGN é bombeada pela bomba B-01 para as torres de fracionamento T-02 e T-03 e trocadores de calor P-07 e P-08 para a produção de C₂ (etano petroquímico), GLP (C₃ e C₄) e gasolina de gás natural (C₅⁺). As TAG’s dos equipamentos citados podem ser visualizadas no Anexo B.

4.2.1 Caso base: composições e condições

Para a corrente ‘Gás de alimentação’ foram utilizadas três composições (Tabela 12): da Bacia de Campos - RJ (Composição 1) de grande riqueza (C₃⁺), o gás de alimentação da UPGN-2 da refinaria Duque de Caxias (REDUC – Composição 2) dito “rico” e de Carmópolis – SE (Composição 3) de gás “pobre” (BORGES, 2003).

São fixos os números de pratos das torres fracionadoras iguais a 35, 43 e 36 para as torres T-01, T-02 e T-03, respectivamente. As eficiências do expansor, compressor e bomba foram iguais a 75% e a perda de carga nos trocadores dimensionada em 20 kPa (AMARAL JÚNIOR, 2018). Esses parâmetros podem ser observados na Tabela 13. As interligações entre os equipamentos e perdas de carga das tubulações foram desconsideradas. Considerou-se que a corrente ‘Gás de alimentação’ possui pressão de 7000 kPag e vazão de alimentação de 3.500.000 m³/d constantes (AMARAL JÚNIOR, 2018).

Tabela 12 – Composições estimadas das correntes de alimentação em fração molar.

Composição em Fração molar	Gás “muito rico”	Gás “rico”	Gás “pobre”
	Composição 1 Bacia de Campos -RJ	Composição 2 UPGN-2/REDUC	Composição 3 Carmópolis – SE
C ₁	0,7801	0,7794	0,847
C ₂	0,0966	0,1193	0,0545
C ₃	0,0682	0,0611	0,0314
nC ₄	0,0191	0,0132	0,0083
iC ₄	0,0101	0,0084	0,0069
nC ₅	0,0049	0,0023	0,0019
iC ₅	0,0045	0,0029	0,0036
C ₆	0,0033	0,0005	0,0025
C ₇₊	0,0019	0,0002	0,0005
N ₂	0,004	0,0063	0,038
CO ₂	0,0073	0,0064	0,0051
O ₂	0	0	0,0003
PCS			
Gás Ideal em kcal/m ³ (1 atm, 20°C)	11296,3	10922,1	9352,9
Riqueza (C ₃ ⁺)	11,2%	8,9%	5,5%

Fonte: Modificado de Borges (2003).

Na Tabela 14 mostra-se as considerações adotadas para cada equipamento e as suas implicações. Para as máquinas rotativas (compressores, turboexpansor e bomba) a eficiência isentrópica adotada foi de 75%. Registrou-se como implicação a desconsideração das características particulares do equipamento (fabricante, manutenção, projeto, materiais) que fazem cada equipamento executar diferentes desempenhos. Para as colunas fracionadoras adota-se como equipamento adiabático, ou seja, desconsidera-se a troca térmica com o meio ambiente. Isso implica desconsiderar, também, a variação de temperatura do meio ambiente ao longo das estações do ano que no caso de países de clima temperado é uma amplitude de temperaturas bem significativa. Outra consideração para as torres é a eficiência dos pratos igual a 1,0, o que pode implicar valores de recuperação além do real.

Já para os trocadores de calor e *chillers*, adotou-se como adiabáticos que além de desconsiderar a variação de temperatura do meio, pode implicar temperaturas de correntes diferente do real e carga térmica abaixo do necessário.

Tabela 13 - Condições operacionais do caso base.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
Vazão de entrada	3.500.000	m ³ /d	MME (2018)
Pressão 'gás de alimentação' e 'gás de venda'	7000	kPag	GPSA (2004)
Temperatura 'gás de alimentação' e gás de venda'	25	°C	MME (2018)
Nº de pratos na torre fracionadora (Desmetanizadora)	35	-	
Nº de pratos na torre fracionadora (Desetanizadora)	43	-	
Nº de pratos na torre fracionadora (Desbutanizadora)	36	-	
Eficiência das máquinas de fluxo (expansor, compressor e bomba)	75	%	Getu <i>et al.</i> (2013)
Perda de carga nos trocadores de calor	20	kPa	Getu <i>et al.</i> (2013)

Fonte: Modificado de Amaral Júnior (2018)

Para o *air cooler* foi considerado perda de carga desprezível, o que implica desconsiderar a rugosidade e características mecânicas do equipamento. O vaso separador foi considerado adiabático e sem reações químicas. As válvulas também foram consideradas adiabáticas e as tubulações (interligações entre os equipamentos) foram consideradas desprezíveis (sem troca de calor com o ambiente e sem perda de carga).

De forma geral, nas simulações, foram empregadas as seguintes hipóteses simplificadoras:

1. Regime permanente.
2. Perda de calor dos equipamentos e tubulações para a vizinhança é desprezível (equipamentos adiabáticos).
3. As fases estão em equilíbrio termodinâmicos.
4. As variações de energia cinética e potencial são desprezadas.
5. Sem impurezas (contaminação) nos fluidos refrigerantes.

Tabela 14 - Considerações simplificadoras para os equipamentos apresentados no fluxograma do processo.

Equipamento	Consideração (hipótese)	Implicações
Compressores	Eficiência isentrópica 75%	Desconsidera-se características particulares do equipamento.
Turboexpansor	Eficiência isentrópica 75%	Desconsidera-se características particulares do equipamento.
Bomba	Eficiência isentrópica 75%	Desconsidera-se características particulares do equipamento.
Colunas fracionadoras	Adiabático. Eficiência dos pratos de 100%.	Desprezível a troca térmica com o meio ambiente, desconsidera-se a variação de temperatura da vizinhança. Adotado nenhuma ineficiência nos pratos (eleva-se o valor de recuperação além do real).
Trocadores de calor tipo placa	Adiabático	Desprezível a troca térmica com o meio ambiente. Temperaturas das correntes diferentes do real.
Trocadores de calor tipo casca e tubo	Adiabático	Trata como desprezível a troca térmica com o meio ambiente. Temperaturas das correntes diferente do real.
<i>Chillers</i>	Adiabático	Desprezível a troca térmica com o meio ambiente. Carga térmica diferente do real.
<i>Air cooler</i>	Perda de carga desprezível.	Desconsidera-se a rugosidade e características mecânicas particulares do equipamento.
Vasos separador	Adiabático. Sem reações químicas.	Desprezível a troca térmica com o meio ambiente. Sem alteração química da corrente (hermético, livre de contaminação).
Válvula Joule-Thomson	Adiabático.	Desconsidera-se a variação de temperatura da vizinhança.
Tubulações (interligações)	Adiabático e sem perda de carga.	São desprezíveis as trocas térmicas com o meio, assim como a variação de pressão e energia ao longo da tubulação.

Fonte: Autor (2020).

4.3 Otimização

Para otimização baseou-se nos trabalhos de Akman e Konukman (2005) e Andrade (2014) empregando-se a ferramenta *Optimizer* do Aspen HYSYS® V9 na configuração *Original* e no modo *Mixed Method*, caracterizando um método determinístico e em estado estacionário (MOKHATAB; POE, 2017). Os parâmetros de convergência do *Optimizer* no modo *Mixed* empregados estão descritos na Tabela 15.

Tabela 15 - Configurações do *Optimizer* no Aspen HYSYS®.

Configuração	<i>Original</i>
Modo	<i>Mixed</i>
Máximo de evoluções da função por iteração	300
Máximo de iterações	30
Tolerância	10^{-5}

Fonte: AspenTech (2005).

A partir do caso base, foram selecionadas variáveis manipuláveis para otimização. As variáveis manipuladas foram as temperaturas dos fluxos de saída dos trocadores de calor, as pressões das torres fracionadoras, a razão do *splitter*, as pressões de saída dos compressores e expensor, as temperaturas dos *reboilers*. Na Tabela 16, na Tabela 17 e na Tabela 18 é possível analisar essas variáveis e os respectivos valores no caso base para cada tipo de corrente de alimentação.

As variáveis composição, vazão, temperatura e pressão da corrente de alimentação foram mantidas constantes (DIAZ; BRIGNOLE; BANDONI, 2002, GETU *et al.*, 2015) para efeito de comparação entre o caso base e o caso otimizado. A definição das variáveis manipuladas foi baseada nos trabalhos de Chebbi *et al.* (2010), Abdulrahman, Zangana e Sebastine (2015), Chebbi e Kherbeck (2015) e Mokhatab e Poe (2017). Os objetos da Tabela 16, da Tabela 17 e da Tabela 18 estão indicados na Figura 8 e para melhor visualização verifique o Anexo C. Cada intervalo originou-se dos valores do trabalho de Amaral Júnior (2018) (caso base) da seguinte forma: o valor maior do intervalo é o dobro do valor de referência enquanto o valor menor do intervalo é igual a metade do respectivo valor de referência.

Tabela 16 – Variáveis manipuladas na otimização e intervalos para caso base - “muito rico” – composição 1 (11,2% de C₃⁺).

Variável	Objeto	Descrição	caso base ("muito rico")	Limite inferior	Limite superior	Unidade
x_1	Corrente 01	Temperatura	19,25	9,6	38,5	°C
x_2	Corrente 02	Temperatura	13,0	6,5	26	°C
x_3	Corrente 03	Temperatura	1,0	0,5	2	°C
x_4	Corrente 04	Temperatura	-14,0	-28	-7	°C
x_5	Corrente 05	Temperatura	-23,5	-47	-11,75	°C
x_6	Corrente 07	Pressão	2250,6	1074,6	4602,5	kPag
x_7	Corrente 10	Temperatura	-69,2	-138,4	-34,6	°C
x_8	Corrente 11	Pressão	2226,1	1062,4	4553,5	kPag
x_9	Corrente 13	Pressão	2069,2	983,9	4239,7	kPag
x_{10}	Corrente 24	Temperatura	70,0	35	140	°C
x_{11}	Corrente 27	Temperatura	91,4	45,7	182,8	°C
x_{12}	T-01, fundo	Pressão	2069,2	983,9	4239,7	kPag
x_{13}	T-02, fundo	Pressão	2525,2	1211,9	5151,7	kPag
x_{14}	T-03, fundo	Pressão	1130,7	514,7	2362,7	kPag
x_{15}	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,38	0,9	-
x_{16}	T-01, reboiler	Temperatura	67,0	33,50	134,0	°C
x_{17}	T-02, reboiler	Temperatura	90,5	45,25	181,0	°C
x_{18}	T-03, reboiler	Temperatura	148,0	74,00	296,0	°C
x_{19}	T-01, topo	Pressão	2039,8	969,2	4180,9	kPag
x_{20}	T-02, topo	Pressão	2446,8	1172,7	4994,9	kPag
x_{21}	T-03, topo	Pressão	1052,0	475,3	2205,3	kPag

Fonte: Autor (2020).

A definição da função objetivo $f(X)$ consumo energético específico [kWh/kg de GV] foi baseada no trabalho de Ghorbani *et al.* (2018) e é descrita na Eq. (21). A intenção da otimização foi a minimização da função objetivo, Eq. (24), atendendo à restrição fixada no limite mínimo de 90% de eficiência de recuperação de C₃⁺ (*Rec*) e está descrita na Eq. (23). Esta restrição evita punir, em favor da eficiência energética, a eficiência de recuperação que é um dos destaques do fluxograma escolhido.

$$f(X) = \frac{E_{req}}{q_{GV}} = \frac{Q_{P-02} + Q_{P-04} + E_{T-01} + E_{C-02}}{q_{GV}} \quad (21)$$

$$X = [x_1, x_2, x_3, \dots, x_{21}]^T \quad (22)$$

$$Rec > 90\% \quad (23)$$

$$\min f(X) \quad (24)$$

Tabela 17 – Variáveis manipuladas na otimização e intervalos para caso base – “rico” – composição 2 (8,9% de C₃⁺).

Variável	Objeto	Descrição	caso base ("rico")	Limite inferior	Limite superior	Unidade
x_1	Corrente 01	Temperatura	20,5	10,25	41	°C
x_2	Corrente 02	Temperatura	19	9,5	38	°C
x_3	Corrente 03	Temperatura	4,5	2,25	9	°C
x_4	Corrente 04	Temperatura	-9	-18	-4,5	°C
x_5	Corrente 05	Temperatura	-18,5	-37	-9,25	°C
x_6	Corrente 07	Pressão	2250,6	1125,3	4501,2	kPag
x_7	Corrente 10	Temperatura	-63	-126	-31,5	°C
x_8	Corrente 11	Pressão	2226,1	1113,05	4452,2	kPag
x_9	Corrente 13	Pressão	2069,2	1034,6	4138,4	kPag
x_{10}	Corrente 24	Temperatura	70	35	140	°C
x_{11}	Corrente 27	Temperatura	79	39,5	158	°C
x_{12}	T-01, fundo	Pressão	2069,2	1034,6	4138,4	kPag
x_{13}	T-02, fundo	Pressão	2525,2	1262,6	5050,4	kPag
x_{14}	T-03, fundo	Pressão	1130,7	565,35	2261,4	kPag
x_{15}	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,38	0,9	-
x_{16}	T-01, reboiler	Temperatura	67,0	33,5	134,0	°C
x_{17}	T-02, reboiler	Temperatura	80,0	40,0	160,1	°C
x_{18}	T-03, reboiler	Temperatura	148,0	74,0	296,0	°C
x_{19}	T-01, topo	Pressão	2039,8	1019,9	4079,6	kPag
x_{20}	T-02, topo	Pressão	2446,8	1223,4	4893,6	kPag
x_{21}	T-03, topo	Pressão	1052	526	2104	kPag

Fonte: Autor (2020).

De maneira que E_{req} é a potência requerida no processo (gasto energético) para a produção de gás de venda (GV) [kW], q_{GV} é a vazão mássica de GV [kg/h]; Q_{P-02} é a carga térmica que sai do *chiller* P-02 [kJ/h] e Q_{P-04} é a carga térmica que sai do *chiller* P-04 [kJ/h]; E_{T-01} é a carga térmica fornecida pelo refervedor à respectiva coluna de fracionamento desmetanizadora [kJ/h];

E_{C-02} é a potência do compressor C-02 [kW]. Esses fluxos de energia podem ser observados na Figura 8 ou de forma ampliada no Anexo C.

Tabela 18 – Variáveis manipuladas na otimização e intervalos para caso base – “pobre” – composição 3 (5,5% de C_3^+).

Variável	Objeto	Descrição	caso base ("pobre")	Limite inferior	Limite superior	Unidade
x_1	Corrente 01	Temperatura	22,4	11,2	44,7	°C
x_2	Corrente 02	Temperatura	22	11	44	°C
x_3	Corrente 03	Temperatura	3	1,5	6	°C
x_4	Corrente 04	Temperatura	-8	-16	-4	°C
x_5	Corrente 05	Temperatura	-30	-60	-15	°C
x_6	Corrente 07	Pressão	2250,6	1125,3	4501,2	kPag
x_7	Corrente 10	Temperatura	-77	-154	-38,5	°C
x_8	Corrente 11	Pressão	2226,1	1113,05	4452,2	kPag
x_9	Corrente 13	Pressão	2069,2	1034,6	4138,4	kPag
x_{10}	Corrente 24	Temperatura	70	35	140	°C
x_{11}	Corrente 27	Temperatura	91,4	45,7	182,8	°C
x_{12}	T-01, fundo	Pressão	2069,2	1034,6	4138,4	kPag
x_{13}	T-02, fundo	Pressão	2525,2	1262,6	5050,4	kPag
x_{14}	T-03, fundo	Pressão	1130,7	565,4	2261,4	kPag
x_{15}	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,38	0,9	-
x_{16}	T-01, reboiler	Temperatura	67,0	33,5	134,0	°C
x_{17}	T-02, reboiler	Temperatura	90,5	45,25	181	°C
x_{18}	T-03, reboiler	Temperatura	148,0	74,0	296,0	°C
x_{19}	T-01, topo	Pressão	2039,8	1019,9	4079,6	kPag
x_{20}	T-02, topo	Pressão	2446,8	1223,4	4893,6	kPag
x_{21}	T-03, topo	Pressão	1052	526	2104	kPag

Fonte: Autor (2020).

O trabalho do turboexpansor não é considerado na Eq. (21), pois este é consumido pelo compressor C-01. Os valores Q_{P-02} e Q_{P-04} dependem das condições (temperatura, vazão, pressão) da corrente do gás de alimentação. Já E_{T-01} depende das condições da torre desmetanizadora cuja corrente de topo é o gás de venda e da quantidade de produção de LGN da corrente de fundo. A função objetivo da Eq. (21) foi minimizada de maneira simultânea em relação aos componentes da razão $\frac{E_{req}}{q_{GV}}$. É importante compreender que X é o conjunto de

variáveis manipuladas na otimização já descritas na Tabela 16, na Tabela 17 e na Tabela 18, e representadas na Eq. (22). O problema geral de otimização deste trabalho pode ser visualizado no Anexo D.

4.4 Critérios de Avaliação

Após a realização da otimização, os resultados foram comparados com o caso base. Foram definidos seis critérios de avaliação: desempenho energético, econômico, de recuperação, qualidade, segurança e produção.

A análise do desempenho energético é baseada nos trabalhos de Mehrpooya, Vatani e Mousavian (2010), Sætre (2016) e Ghorbani *et al.* (2018). Os resultados da função $f(X)$ - consumo energético específico foram comparados com o caso base. Além disso, foram analisadas as cargas térmicas dos equipamentos e as potências das máquinas rotativas dos casos base e otimizado. Com isso foi possível verificar os equipamentos do processamento de gás natural que são mais influentes no resultado do desempenho energético.

O desempenho econômico foi avaliado sobre aspectos fundamentados em Chebbi *et al.* (2010), Getu *et al.* (2015) e Amaral Júnior (2018). Essa avaliação econômica entre a simulação e a otimização foi realizada por meio dos valores obtidos da Margem Econômica (M) que está expressa na Eq. (25). Nesta, a margem está em R\$/h, q_{GLP} é a vazão de GLP obtido pelo processamento [kg/h], P_{GLP} é o preço do GLP [R\$/kg], q_{GV} é a vazão do gás de venda [m³/h], P_{GV} é o preço do gás de venda [R\$/m³], q_{C2} é a vazão do etano [kg/h], P_{C2} é o preço do etano [R\$/kg], q_{C5} é a vazão da gasolina natural (C₅⁺) [l/h], P_{C5} é o preço associado a gasolina natural [R\$/l], q_{GN} é a vazão de entrada de gás natural [m³/h], P_{PRGN} é o preço segundo o Preço de Referência do Gás Natural (PRGN) [R\$/m³], $E_{req-total}$ é a potência requerida total no processamento do gás (gasto energético de todos os equipamentos da UPGN) [kW] e está descrita na Eq. (26), P_{el} é o preço da energia elétrica [R\$/kWh].

$$M = q_{GLP} \cdot P_{GLP} + q_{GV} \cdot P_{GV} + q_{C2} \cdot P_{C2} + q_{C5} \cdot P_{C5} - q_{GN} \cdot P_{PRGN} - E_{req-total} \cdot P_{el} \quad (25)$$

$$E_{req-total} = Q_{P-02} + Q_{P-04} + E_{T-01} + E_{T-02} + E_{B-01} + E_{T-03} + E_{C-02} + Q_{T-02} + Q_{T-03} \quad (26)$$

O preço de referência do gás natural (PRGN) para o gás que alimenta o DFP, que representa uma UPGN, é divulgado pela ANP conforme critérios da Resolução ANP nº 40 de 17 de dezembro de 2009. Os valores obtidos para os campos de Carmópolis, Caratinga e Camarupim podem ser observados na Tabela 19, cujas riquezas são similares às riquezas das composições das três correntes simuladas.

Tabela 19 – PRGN conforme riqueza e campo produtor em julho de 2019.

Campo	Caratinga	Carmópolis	Camarupim
Produtor:			
Riqueza (%)	11,82 (“muito rico”)	9,64 (“rico”)	5,35 (“pobre”)
Preço (R\$/m³)	0,61507	0,47959	0,44268

Fonte: ANP (2019b).

Na Tabela 20 é possível verificar as variáveis de preço necessárias para o cálculo da margem econômica e o respectivo valor associado a cada produto. A cotação do dólar usada neste trabalho foi de R\$ 3,7343 do dia 07/01/19 (MELHOR CAMBIO, 2019).

Assim, para julgar o desempenho econômico foi aplicada a Eq. (25) no caso base e no caso otimizado. Vale reforçar, em relação a conversão de unidades, que um milhão de *British Thermal Unit* [MMBTU] é igual a 1.055,06 megaJoules [MJ] e 1 quilowatt-hora [kWh] equivale a 3,6 megaJoules [MJ]. Logo, este trabalho se baseia na margem obtida no processamento do gás de alimentação e principais produtos em relação ao custo da energia elétrica. Todavia, não se considera custo de instalação, manutenção ou operacionais, pois não há alteração no fluxograma otimizado quanto a equipamentos ou esquema. Ao final, foi apresentada uma análise de sensibilidade que observou o comportamento da margem econômica em relação a redução da vazão do gás de alimentação do fluxograma para ambos os casos.

A avaliação do desempenho de recuperação do fluxograma foi baseada nos trabalhos de Mehrpooya, Vatani e Mousavian (2010), Rahaman *et al.* (2004), Amaral Júnior (2018) e Sætre (2016). Avaliou-se a capacidade do fluxograma de processo analisado de extrair as frações líquidas. Para isso, utilizou-se os conceitos de riqueza e de eficiência recuperação já apresentados na seção 2.1. Também foram apresentados os diagramas P x T.

Tabela 20 – Preços usados no cálculo da Margem econômica (M).

Preços para cálculo da Margem	Valor associado	Referência
P_{GLP} (Preço do GLP) ⁽¹⁾	R\$ 2,195/kg	ANP (2019a)
P_{GV} (preço do gás de venda) ⁽²⁾	R\$ 2,25/m ³	MME (2019)
P_{C2} (preço do etano) ⁽³⁾	R\$ 0,90743/kg (US\$ 243/ton)	Braskem (2019)
P_{C5} (preço gasolina natural) ⁽⁴⁾	R\$ 2,713/litro	ANP (2019a)
P_{PRGN} (preço referência do gás natural)	Conforme Tabela 19.	ANP (2019b)
P_{el} (preço da energia elétrica) ⁽⁵⁾	R\$ 0,45866/kWh	EDP (2019)

Fonte: Autor (2020). ⁽¹⁾ produtores, ⁽²⁾ média 2019 industrial de consumo até 50000 m³/d, ⁽³⁾ referência Mont Belvieu, ⁽⁴⁾ produtores gasolina A, ⁽⁵⁾ Energia ponta A2.

O aspecto de qualidade do processo foi avaliado no sentido de se a corrente processada atende às especificações apresentadas na seção 2.5 da Resolução nº 16 de 17 de junho de 2008 da ANP (Tabela 5), em relação a região Sudeste do Brasil.

O critério de segurança é uma avaliação baseada no trabalho de Sætre (2016). Neste juízo crítico foi avaliado o nível de segurança do processo a partir do volume de circulação de refrigerantes inflamáveis via quantidade de calor e, também, foi analisado os níveis de pressão atingidos nos equipamentos e tubulações. Além disso, foi avaliado o desempenho de temperatura e pressão dos equipamentos em relação a temperatura e a pressão de operação descritas por Mehrpooya *et al.* (2016).

Por fim, o critério de produção, baseado em Sætre (2016), foi uma comparação da produção de gás de venda e demais produtos em [kmol/h] (etano petroquímico, GLP e gasolina natural) entre a simulação de Amaral Júnior (2018) e a otimização deste trabalho.

Todos os resultados foram apresentados por meio de tabelas e gráficos no contexto dos critérios de avaliação descritos nesta Seção 4.4.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo, os resultados obtidos pela utilização do modelo de otimização (Método Box seguido do SQP contido no *Optimizer* do Aspen HYSYS® V9 no modo *Mixed Method*) aplicado ao fluxograma base são mostrados e discutidos sob os critérios de avaliação já definidos.

5.1 Resultados das variáveis ajustáveis

Para otimização do fluxograma cujo gás de alimentação possui riqueza de 11,2 % de C_3^+ (“muito rico”) o comportamento das variáveis ajustáveis está expresso na Tabela 21. Observou-se que houve um aumento de temperatura nas correntes 01, 03 e 10 que são saídas dos trocadores de calor P-01, P-02 e P-03. Por fim, houve aumento da pressão de topo na coluna desmetanizadora em 26%. Observou-se comportamento similar ao encontrado por Chebbi e Kherbeck (2015) no aspecto de que a pressão da torre desmetanizadora é parâmetro crítico na otimização do processamento de gás natural.

Por sua vez, no caso de gás de alimentação “rico” (composição 2; 8,9% de C_3^+) os parâmetros que apresentaram mudança de valor foram os mesmos do caso anterior de maior riqueza, todavia acrescido da temperatura da corrente 05 que aumentou em 3%, ou seja, queda de 0,5°C. Os resultados podem ser observados na Tabela 22. Assim, os parâmetros que influenciaram a redução de gasto energético específico, no caso otimizado, foram as temperaturas das saídas dos trocadores de calor tipo placa e a pressão de topo da coluna desmetanizadora (T-01).

As maiores temperaturas das saídas desses trocadores implicaram melhor aproveitamento da energia contida na corrente de gás direcionada para a compressão. Quanto maior a pressão de operação de uma coluna de destilação, maior é o custo energético, todavia maiores níveis de pressão podem dificultar a separação dos componentes o que eleva a produção do gás de venda e reduz o gasto kWh/ kg de GV.

Para o caso de alimentação de gás “pobre” (5,5% de C_3^+ , composição 3), apenas três parâmetros contribuíram para a redução de gasto energético específico: temperaturas da corrente 01 e 05, e a pressão de topo da coluna desmetanizadora. Estas variáveis aumentaram, em relação ao caso base, em 3%, 17% e 25% respectivamente e atingiram os valores de 23°C, -25°C e 2549,8 kPag. Na Tabela 23 está descrito o comportamento das 21 variáveis para o caso de gás “pobre”.

Tabela 21 - Resultados das variáveis manipuladas na otimização para corrente do tipo “muito rico” – composição 1 (11,2% de C₃⁺).

Variável	Objeto	Descrição	caso base	caso otimizado	Variação	Unidade
x₁	Corrente 01	Temperatura	19,25	21,0	9%	°C
x ₂	Corrente 02	Temperatura	13,0	13,0	0%	°C
x₃	Corrente 03	Temperatura	1,0	2,0	100%	°C
x ₄	Corrente 04	Temperatura	-14,0	-14,0	0%	°C
x ₅	Corrente 05	Temperatura	-23,5	-23,5	0%	°C
x ₆	Corrente 07	Pressão	2250,6	2250,6	0%	kPag
x₇	Corrente 10	Temperatura	-69,2	-60,2	13%	°C
x ₈	Corrente 11	Pressão	2226,1	2226,1	0%	kPag
x ₉	Corrente 13	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x ₁₀	Corrente 24	Temperatura	70,0	70,0	0%	°C
x ₁₁	Corrente 27	Temperatura	91,4	91,4	0%	°C
x ₁₂	T-01, fundo	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x ₁₃	T-02, fundo	Pressão	2525,2	2525,2	0%	kPag
x ₁₄	T-03, fundo	Pressão	1130,7	1130,7	0%	kPag
x ₁₅	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,76	0%	-
x ₁₆	T-01, <i>reboiler</i>	Temperatura	67,0	67,0	0%	°C
x ₁₇	T-02, <i>reboiler</i>	Temperatura	90,5	90,5	0%	°C
x ₁₈	T-03, <i>reboiler</i>	Temperatura	148,0	148,0	0%	°C
x₁₉	T-01, topo	Pressão	2039,8	2575,1	26%	kPag
x ₂₀	T-02, topo	Pressão	2446,8	2446,8	0%	kPag
x ₂₁	T-03, topo	Pressão	1052,0	1052	0%	kPag

Fonte: Autor (2020).

Portanto, é possível sintetizar que as temperaturas de saída dos trocadores de calor tipo placa e a pressão de topo da coluna desmetanizadora são os parâmetros que interferem no consumo energético específico de produção de gás de venda. As condições de todas as correntes do diagrama de fluxo de processos podem ser visualizadas no Anexo E, de modo similar, as composições das correntes de saída da unidade podem ser visualizadas no Anexo F.

Tabela 22 – Resultados das variáveis manipuladas na otimização para corrente do tipo “rico” – composição 2 (8,9% de C₃⁺).

Variável	Objeto	Descrição	caso base	caso otimizado	Variação	Unidade
x₁	Corrente 01	Temperatura	20,5	22	7%	°C
x ₂	Corrente 02	Temperatura	19	19	0%	°C
x₃	Corrente 03	Temperatura	4,5	5	11%	°C
x ₄	Corrente 04	Temperatura	-9	-9	0%	°C
x₅	Corrente 05	Temperatura	-18,5	-18	3%	°C
x ₆	Corrente 07	Pressão	2250,6	2250,6	0%	kPag
x₇	Corrente 10	Temperatura	-63	-56,5	10%	°C
x ₈	Corrente 11	Pressão	2226,1	2226,1	0%	kPag
x ₉	Corrente 13	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x ₁₀	Corrente 24	Temperatura	70	70	0%	°C
x ₁₁	Corrente 27	Temperatura	79	79	0%	°C
x ₁₂	T-01, fundo	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x ₁₃	T-02, fundo	Pressão	2525,2	2525,2	0%	kPag
x ₁₄	T-03, fundo	Pressão	1130,7	1130,7	0%	kPag
x ₁₅	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,76	0%	-
x ₁₆	T-01, <i>reboiler</i>	Temperatura	67,0	67	0%	°C
x ₁₇	T-02, <i>reboiler</i>	Temperatura	80,0	80,0	0%	°C
x ₁₈	T-03, <i>reboiler</i>	Temperatura	148,0	148	0%	°C
x₁₉	T-01, topo	Pressão	2039,8	2549,75	25%	kPag
x ₂₀	T-02, topo	Pressão	2446,8	2446,8	0%	kPag
x ₂₁	T-03, topo	Pressão	1052	1052	0%	kPag

Fonte: Autor (2020).

A operação da unidade de processamento de gás natural é, basicamente, dependente da operação das unidades de destilação. Pelas análises realizadas observou que a coluna desmetanizadora é que possui maior sensibilidade ao procedimento de otimização por estar diretamente relacionada com a produção do gás de venda. Observou-se que as variáveis de maior impacto na otimização são temperatura e pressão, uma vez que, o processo como um todo é um sistema de equilíbrio L/V. Na Figura 9 e na Figura 10 pode ser analisado o perfil temperatura - pressão - composição da torre desmetanizadora T-01 para as três condições de alimentação após a otimização do processo.

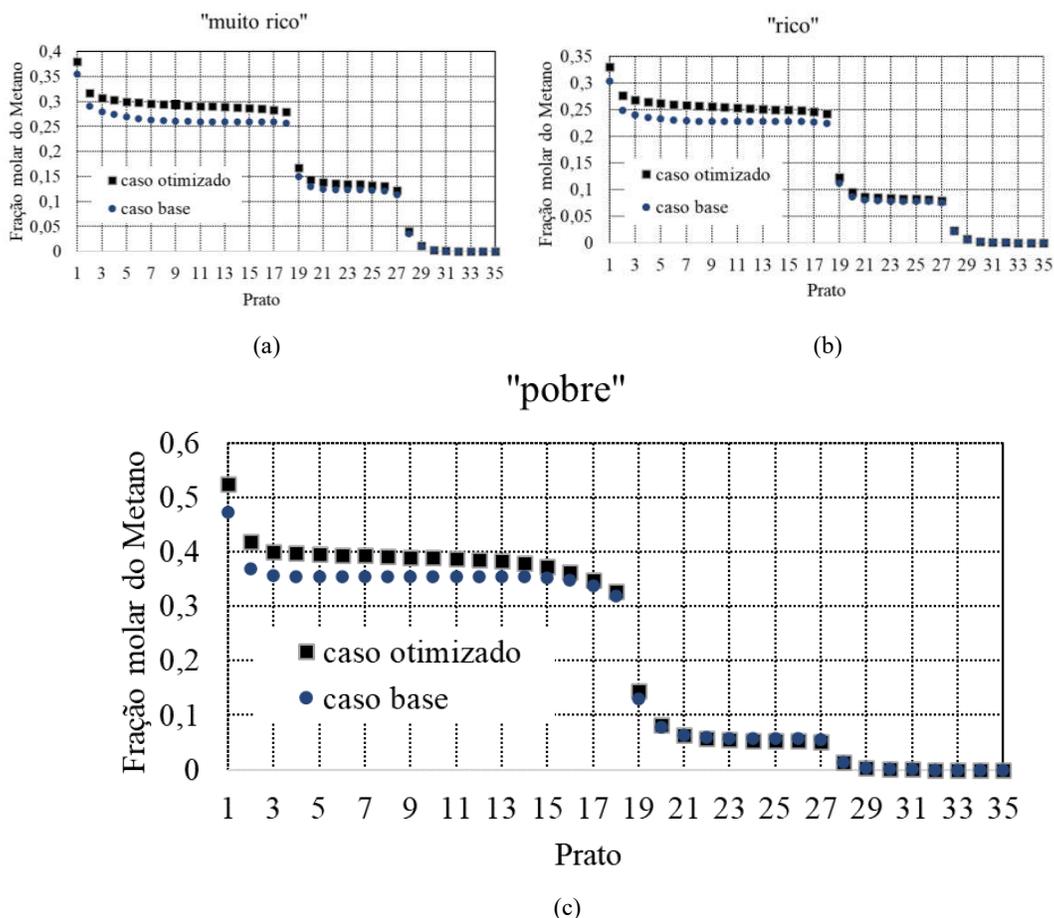
Tabela 23 – Resultados das variáveis manipuladas na otimização para corrente do tipo “pobre” – composição 3 (5,5% de C_3^+).

Variável	Objeto	Descrição	caso base	caso otimizado	Variação	Unidade
x_1	Corrente 01	Temperatura	22,35	23	3%	°C
x_2	Corrente 02	Temperatura	22	22	0%	°C
x_3	Corrente 03	Temperatura	3	3	0%	°C
x_4	Corrente 04	Temperatura	-8	-8	0%	°C
x_5	Corrente 05	Temperatura	-30	-25	17%	°C
x_6	Corrente 07	Pressão	2250,6	2250,6	0%	kPag
x_7	Corrente 10	Temperatura	-77	-77	0%	°C
x_8	Corrente 11	Pressão	2226,1	2226,1	0%	kPag
x_9	Corrente 13	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x_{10}	Corrente 24	Temperatura	70	70	0%	°C
x_{11}	Corrente 27	Temperatura	91,4	91,4	0%	°C
x_{12}	T-01, fundo	Pressão	2069,2	2069,2	0%	kPag
x_{13}	T-02, fundo	Pressão	2525,2	2525,2	0%	kPag
x_{14}	T-03, fundo	Pressão	1130,7	1130,7	0%	kPag
x_{15}	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	0,76	0,76	0%	-
x_{16}	T-01, <i>reboiler</i>	Temperatura	67,0	67,0	0%	°C
x_{17}	T-02, <i>reboiler</i>	Temperatura	90,5	90,5	0%	°C
x_{18}	T-03, <i>reboiler</i>	Temperatura	148,0	148,0	0%	°C
x_{19}	T-01, topo	Pressão	2039,8	2549,8	25%	kPag
x_{20}	T-02, topo	Pressão	2446,8	2446,8	0%	kPag
x_{21}	T-03, topo	Pressão	1052	1052	0%	kPag

Fonte: Autor (2020).

É possível perceber na Figura 9 que os três tipos de correntes de alimentação demonstraram comportamento similar no interior da torre desmetanizadora T-01. Do prato 01 ao prato 18 a fração molar de metano é a maior no interior da coluna fracionadora. Nesta parte da torre, a fração molar de metano do caso otimizado é maior que do caso base, para os três tipos de corrente de gás de alimentação (“muito rico”, “rico” e “pobre”); o que evidencia o melhor desempenho de produção de gás de venda do caso com otimização em relação ao caso base.

Figura 9 - Curvas perfil composição da torre desmetanizadora para gás de alimentação “muito rico”, “rico” e “pobre”, respectivamente.



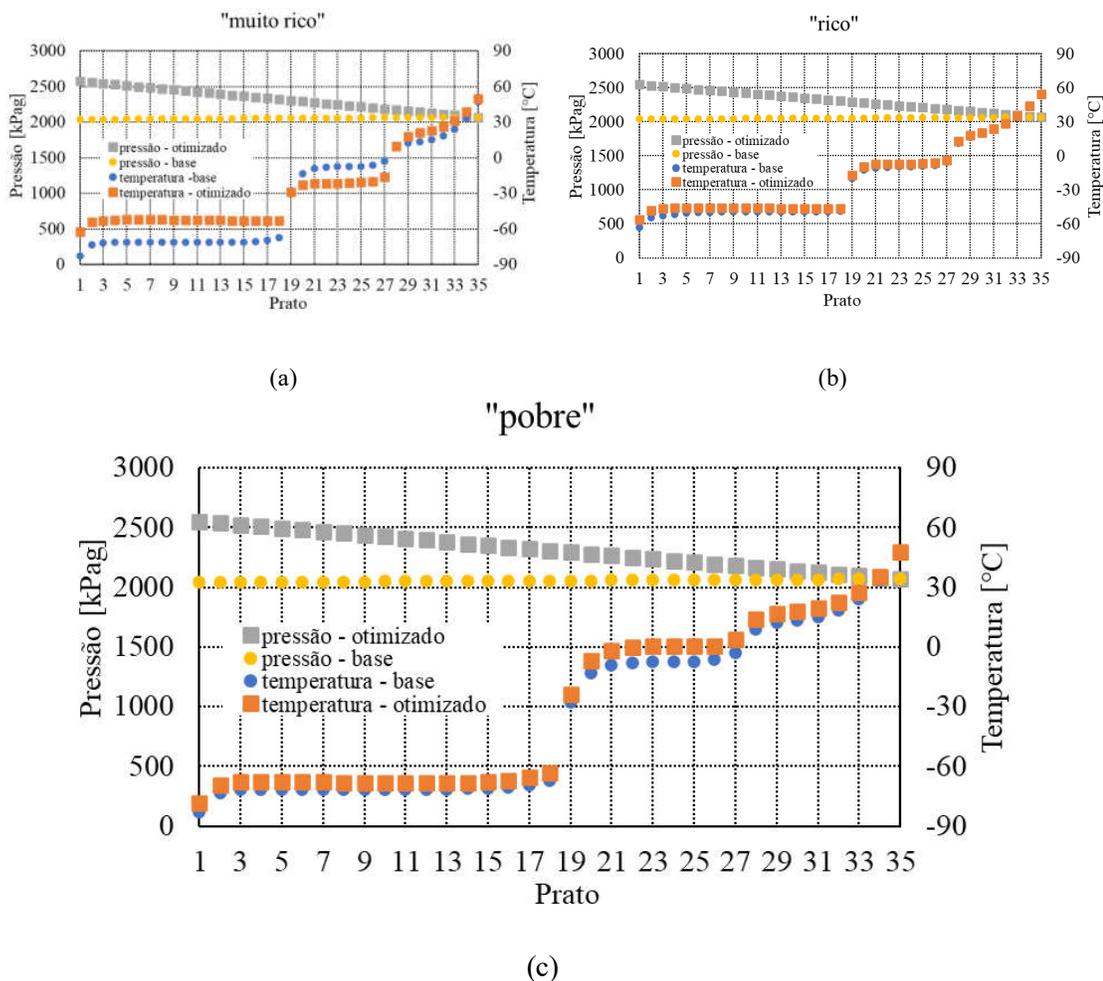
Fonte: Autor (2020).

A partir do prato 19 para todos os casos e correntes de alimentação a fração molar do metano atinge valores menores que 0,15 (uma redução por volta de metade do valor de fração molar do metano dos pratos anteriores). E a partir do prato 29 a fração molar de metano reduz para menos de 0,015 evidenciando a extração do metano das correntes que alimentam a coluna fracionadora para a corrente de topo da torre.

Para as três correntes de alimentação de gás de entrada no fluxograma, o caso otimizado apresentou um perfil de pressão diferente do caso base. Enquanto que no caso base a pressão na torre desmetanizadora permaneceu na mesma faixa de 2000 kPag ao longo dos pratos, já no caso otimizado houve uma inclinação do perfil no qual a pressão de topo da coluna fracionadora T-01 atingiu patamar de 2500 kPag e se reduziu ao longo dos pratos até no patamar de 2000 kPag. Isso se relaciona com o fato de que maior pressão no topo da torre desmetanizadora T-01

dificulta a separação de hidrocarbonetos de maior massa molecular o que permite que frações volumétricas desses passam a compor a corrente de topo de gás seco o que eleva a produção deste com diminuição do gasto energético e, por consequência, redução também do consumo energético específico.

Figura 10 - Curvas perfil temperatura-pressão da torre desmetanizadora para gás de alimentação “muito rico” (a), “rico” (b) e “pobre” (c), respectivamente.



Fonte: Autor (2020).

Em relação às temperaturas no interior da torre T-01, é possível perceber que foram atingidas as menores temperaturas na parte superior da coluna de modo que do prato 01 ao prato 18, para todas as três correntes de entrada do fluxograma, essas foram menores que -30°C . A partir do prato 19, para todos os casos estudados, a temperatura da torre desmetanizadora aumentou ao longo dos pratos seguintes até atingir o maior valor no último prato, cujo número é 35, na faixa de 55°C . Esse comportamento do perfil de temperatura da torre está relacionado com o fato de

que menores temperaturas na parte superior da coluna colaboram com a separação de hidrocarbonetos de maior massa molar, que, assim, possuem maior ponto de ebulição, da corrente de topo de gás seco e favorecem a produção de metano. Por isso no caso otimizado as temperaturas nessa parte da torre foram maiores que do caso base. Já as maiores temperaturas praticadas na parte inferior colaboram para extração do LGN evitando que frações volumétricas deste passem para a corrente de topo da torre.

5.2 Desempenho energético

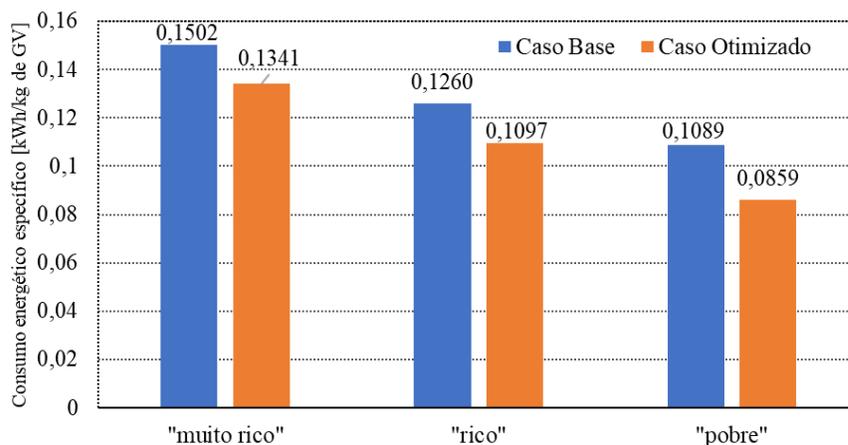
Para uma dada composição de gás de alimentação, é mostrado na Figura 11 o consumo energético específico, para o caso base e o caso otimizado, representado neste trabalho pela função objetivo $f(X)$. No caso base, para a corrente de entrada “muito rico”, o consumo energético específico foi de 0,1502 kWh/kg de GV. Depois do processo de otimização, o custo energético diminuiu para 0,1341 kWh/kg de GV, o que representa uma redução de 10,7% em relação ao caso base.

Já o desempenho do gás “rico” foi de 0,1260 kWh/kg de GV no caso base e 0,1097 kWh/kg de GV no caso otimizado. Isso representa uma diferença de 12,9% entre esses consumos. Por fim, no cenário de entrada de gás “pobre” na simulação base o consumo foi de 0,1089 kWh/kg de GV, enquanto na simulação otimizada o consumo foi de 0,0859 kWh/kg de GV (21,1% de redução do gasto energético específico). Além disso, é possível observar pela Figura 11 uma relação entre riqueza e consumo energético específico.

Quanto maior a riqueza do gás de alimentação, maior é o consumo específico kWh/kg de GV tanto para o caso base quanto para o caso otimizado. Dada a mesma vazão de entrada na unidade, correntes de gás de alimentação com menor riqueza possuem maior fração volumétrica de gás seco e isso contribui para um menor gasto energético específico em relação às correntes de maior riqueza.

Quanto ao desempenho dos equipamentos rotativos, na Tabela 24 estão descritos a razão de pressão (divisão da pressão de saída do equipamento pela pressão de entrada), a eficiência politrópica (representa o quanto o processo real se afasta do politrópico devido a perdas e atritos internos) e a potência para cada equipamento e por corrente de alimentação.

Figura 11 – Consumo energético específico para diferentes correntes de gás de alimentação.



Fonte: Autor (2020).

O aumento da potência do compressor C-01 foi decorrência do aumento da potência do turboexpansor (TE-01), uma vez que o trabalho gerado no TE-01 é reaproveitado em C-01. O segundo compressor, denominado C-02, apresentou redução da potência e da razão de pressão nos três casos de alimentação. A otimização gerou uma redução de 22%, 21% e 23% em relação a razão de pressão do caso base para gás “muito rico”, “rico” e “pobre”, respectivamente. A potência requerida do compressor C-02 decresceu com a otimização em 28%, 27% e 30% para gás “muito rico”, “rico” e “pobre”, respectivamente. Assim, os dados apontam que o C-02 como objeto crítico na composição do consumo energético específico. A energia de compressão economizada está relacionada com menores temperaturas na corrente 17 que alimenta correntes 18 e 19, antes dos compressores, devido ao melhor desempenho dos trocadores de calor e *chillers*. Isso pode ser observado na Tabela 25 ou no Anexo E.

Já o expansor TE-01 manteve os parâmetros de razão de pressão e potência invariáveis para alimentação “muito rico” e “rico”. Entretanto, a potência do caso otimizado com entrada “pobre” elevou-se para 1389 kW, o que representou um acréscimo de 7% em relação ao caso base. Isso está relacionado com os valores da corrente 5, depois dos trocadores de calor e *chillers*, que para gás de alimentação “muito rico” e “rico” não apresentaram mudanças significativas.

Tabela 24 – Desempenho dos equipamentos rotativos nos casos base e otimizado.

Corrente	Equipamento:	Compressores					
		C-01			C-02		
		Caso	Base	Otimizado	Variação	Base	Otimizado
“muito rico”	Razão de pressão	1,265	1,274	1%	2,866	2,227	-22%
	Eficiência politrópica (%)	75,629	75,669	0%	77,429	76,977	-1%
	Potência (kW)	1081	1081	0%	5785	4139	-28%
“rico”	Razão de pressão	1,300	1,311	1%	2,788	2,187	-21%
	Eficiência politrópica (%)	75,692	75,733	0%	77,347	76,905	-1%
	Potência (kW)	1253	1264	1%	5830,97	4236	-27%
“pobre”	Razão de pressão	1,300	1,310	1%	2,793	2,150	-23%
	Eficiência politrópica (%)	75,712	75,808	0%	77,424	76,936	-1%
	Potência (kW)	1299	1389	7%	6150	4320	-30%
Corrente	Equipamento:	Expansor			Bomba		
		TE-01			B-01		
		Caso	Base	Otimizado	Variação	Base	Otimizado
“muito rico”	Razão de pressão	0,300	0,300	0%	1,237	1,237	0%
	Eficiência politrópica (%)	73,094	73,094	0%	-	-	-
	Potência (kW)	1081	1081	0%	14,93	14,60	-2%
“rico”	Razão de pressão	0,300	0,300	0%	1,237	1,237	0%
	Eficiência politrópica (%)	73,211	73,213	0%	-	-	-
	Potência (kW)	1253	1264	1%	10,93	10,60	-3%
“pobre”	Razão de pressão	0,300	0,300	0%	1,237	1,237	0%
	Eficiência politrópica (%)	72,916	72,909	0%	-	-	-
	Potência (kW)	1299	1389	7%	7,54	7,50	-1%

Fonte: Autor (2020).

Todavia, para entrada “pobre” houve um aumento em 5 °C entre o caso base e o caso otimizado, e assim aumentou a temperatura da corrente de alimentação do turboexpansor. A bomba B-01 demonstrou uma redução de potência de 2%, 3% e 1% para as entradas de gás “muito rico”, “rico” e “pobre”, respectivamente. Para todas as configurações, a eficiência politrópica dos equipamentos rotativos não sofreu variação significativa entre caso base e caso otimizado.

Tabela 25 - Temperaturas [°C] das correntes 17, 18 e 19.

	Corrente	Caso base	Caso Otimizado
"muito rico"	17	12,4	9,3
	18	25,0	17,6
	19	25,0	17,6
"rico"	17	18,0	15,7
	18	24,9	20,0
	19	24,9	20,0
"pobre"	17	21,5	14,1
	18	24,9	16,5
	19	24,9	16,5

Fonte: Autor (2020).

Na Tabela 26 estão descritos os resultados da otimização referentes aos condensadores e refervedores das torres fracionadoras. Percebe-se que quanto menor a riqueza do gás de alimentação, menor a carga térmica dos refervedores (*reboilers*) e condensadores tanto no caso base quanto no otimizado para produção de GV. Isso se alinha ao fato de que componentes mais pesados possuem maiores pontos de ebulição. Sendo assim, a corrente de alimentação que possuir menor fração volumétrica de hidrocarbonetos mais pesados, demandará menor consumo energético no processo de fracionamento.

Tabela 26 – Carga Térmica [GJ/h] dos refervedores e condensadores das torres de fracionamento T-01, T-02 e T-03 para os casos base e otimizado.

Torre	Equipamento	caso base			caso otimizado		
		“muito rico”	“rico”	“pobre”	“muito rico”	“rico”	“pobre”
Desmetanizadora T-01	Refervedor	19,41	17,19	12,85	18,71	16,41	10,93
Desetinizadora T-02	Refervedor	7,447	2,021	3,342	7,020	1,886	3,300
	Condensador	4,902	1,174	2,06	4,534	0,957	2,026
Desbutanizadora T-03	Refervedor	14,31	14,10	7,495	14,08	13,73	7,459
	Condensador	18,60	17,30	9,627	18,22	16,85	9,574

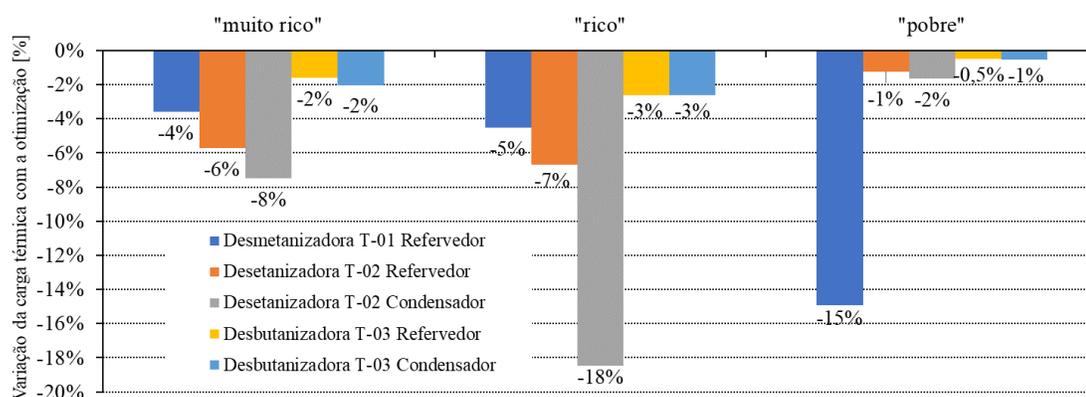
Fonte: Autor (2020).

Observa-se na Tabela 26 a influência da riqueza do gás de alimentação na torre desetanizadora (T-02). Quando o gás de alimentação era “rico”, as cargas térmicas exigidas no refervedor e no condensador foram valores menores do que aquelas para o gás “pobre”. Isso pode estar relacionado com a fração volumétrica de C₂ da corrente LGN. Para gás de alimentação “rico”

(composição 2), na etapa do fluxograma após a torre desmetanizadora, a corrente 24, que é entrada em T-02, possui fração volumétrica 37% menor de C_2 do que a corrente LGN do caso gás “pobre”. Outra possível causa é a temperatura de fundo da torre T-02 que, no caso de gás de entrada rico, é $10^{\circ}C$ menor, tanto no caso base quanto no otimizado, do que os dois outros cenários de composição 1 e 3.

Pela análise da Figura 12 é possível observar que houve, para todos os casos, uma diminuição das cargas térmicas exigidas no refeedor e no condensador das três torres de fracionamento

Figura 12 - Variação da carga térmica dos refeedores e condensadores com a otimização.



Fonte: Autor (2020).

Observou-se na Figura 12 que a maior redução da carga térmica ocorreu no condensador da torre desmetanizadora para gás rico e seguido do refeedor da coluna desmetanizadora para gás pobre. Um resumo do comportamento do fluxograma quanto a composição da corrente de alimentação pode ser visualizado na Tabela 27.

Observou-se, conforme já analisado, que houve uma diminuição da carga térmica exigida pelos refeedores e condensadores. Como consequência houve um aumento da carga térmica exigida nos *chillers*, sobretudo o primeiro *chiller* (P-02). No compressor C-02 houve uma redução da potência requerida de no mínimo de 27%. Dessa forma, o melhor desempenho energético dos trocadores de calor no início do processo permitiu uma redução na potência requerida na etapa de compressão do fluxograma. Portanto, percebeu-se que o compressor C-02 é o objeto com forte influência para redução do consumo energético específico para os três tipos de alimentação: “muito rico”, “rico” e “pobre”. Em seguida, o condensador da coluna

desmetanizadora para gás de entrada “muito rico” e “rico”; e o refervedor da coluna desmetanizadora quando se tratar de gás de entrada “pobre”.

Tabela 27 – Variação dos resultados energéticos por equipamento.

Corrente	Carga/Potência	Objeto	caso base		Variação
			Sem Otimização	Com Otimização	
“muito rico”	Carga Térmica (GJ/h)	Q_{P-02}	3,143	4,013	28%
		Q_{P-04}	8,493	9,042	6%
		E_{T-01}	19,41	18,71	-4%
		E_{T-02}	7,447	7,020	-6%
		E_{T-03}	14,31	14,08	-2%
		Q_{T-02}	4,902	4,534	-8%
		Q_{T-03}	18,60	18,22	-2%
		Total	76,31	75,62	-1%
	Potência (kW)	E_{B-01}	14,93	14,6	-2%
		E_{C-02}	5785	4139	-28%
		E_{C-01}	1081	1081	0%
		W_{TE-01}	1081	1081	0%
		Total	7962	6315,6	-21%
		“rico”	Carga Térmica (GJ/h)	Q_{P-02}	0,530
Q_{P-04}	7,608			7,875	4%
E_{T-01}	17,19			16,41	-5%
E_{T-02}	2,021			1,886	-7%
E_{T-03}	14,10			13,73	-3%
Q_{T-02}	1,174			0,957	-18%
Q_{T-03}	17,30			16,85	-3%
Total	59,92			58,81	-2%
Potência (kW)	E_{B-01}		10,93	10,60	-3%
	E_{C-02}		5831	4236	-27%
	E_{C-01}		1253	1264	1%
	W_{TE-01}		1253	1264	1%
	Total		8348	6775	-19%
	“pobre”		Carga Térmica (GJ/h)	Q_{P-02}	0,084
Q_{P-04}		4,424		4,424	0%
E_{T-01}		12,85		10,93	-15%
E_{T-02}		3,342		3,300	-1%
E_{T-03}		7,495		7,459	0%
Q_{T-02}		2,06		2,026	-2%
Q_{T-03}		9,627		9,574	-1%
Total		39,882		38,007	-5%
Potência (kW)		E_{B-01}	7,54	7,50	-1%
		E_{C-02}	6150	4320	-30%
		E_{C-01}	1299	1389	7%
		W_{TE-01}	1299	1389	7%
		Total	8756	7106	-19%

Fonte: Autor (2020).

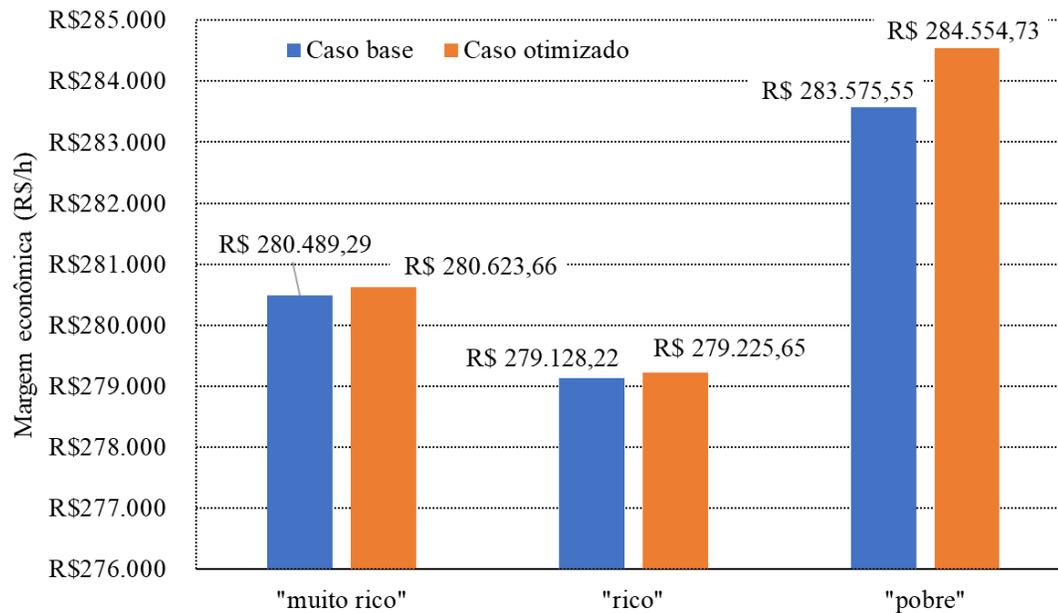
Todavia, esses ajustes se tornaram possíveis porque foram acompanhados pelo aumento da carga térmica exigida para o primeiro ciclo de refrigeração a propano (P-02). Isso ocorreu a fim de que a corrente de entrada do diagrama passasse por uma redução de temperatura pelo referido ciclo para que nas etapas posteriores as exigências energéticas fossem menores e, assim, o consumo de energia total fosse reduzido.

É importante notar que, quanto maior a riqueza da corrente gás de alimentação, maior é a soma exigida de carga térmica dos refulvedores, condensadores e *chillers*. O motivo desse comportamento está relacionado com o fato de que, no processamento de gás natural, misturas com maiores frações volumétricas de hidrocarbonetos mais pesados exigem mais energia no processo. De outro modo, pela análise da Tabela 27, quanto maior a riqueza do gás de alimentação menor é a energia requerida dos equipamentos rotativos. Isso devido ao gás de alimentação com menor riqueza gerar maior quantidade de gás (maior produção de gás seco) que passa pelo processo de compressão para atingir a condição de gás de venda. Ou seja, misturas de alimentação com menor teor de frações mais pesadas geram maior volume a ser comprimido no processo do que uma corrente de gás com maior riqueza de C_3^+ em mesmas condições, visto o princípio de conservação da massa.

5.3 Desempenho econômico

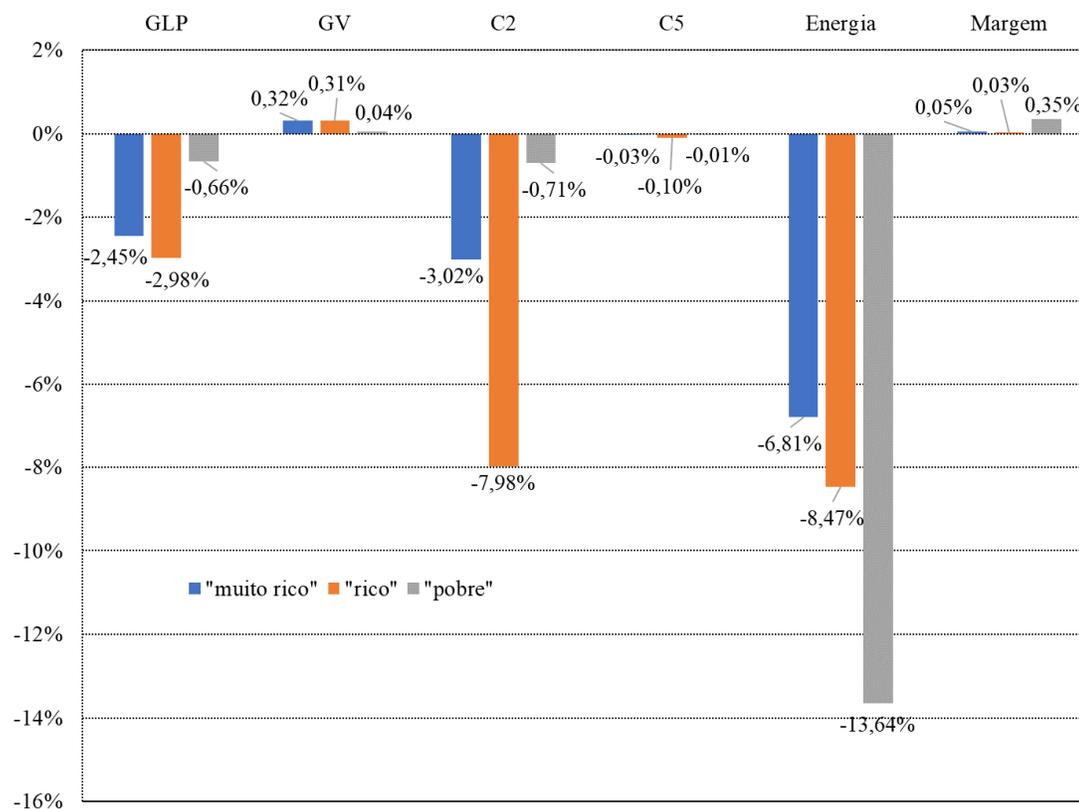
Na Figura 13 é possível observar a margem econômica entre o caso base e o caso otimizado com diferentes composições da corrente de alimentação. Para todas as correntes de alimentação, a redução do consumo energético específico resultou em aumento da margem econômica. Isso demonstrou que a característica mercadológica atual (precificação dos produtos de saída da UPGN) incentiva medidas de eficiência energética no processo para esses tipos de composição de corrente de gás de alimentação e corroborou que é vantajoso o aumento da produção de GV. Para se extrair LGN do gás natural não processado e assim produzir gás de venda é necessário avaliar a demanda de mercado, uma vez que os preços atuais se mostram favoráveis a tomada de decisão por redução do consumo energético visto a dinâmica do preço da energia e do gás natural não processado, além do alto preço do gás seco no Brasil em relação ao praticado em outros mercados no mundo. Com a finalidade de se observar o faturamento da unidade de processamento de gás natural com relação aos principais produtos comerciáveis e os custos do gás de alimentação e o custo energético, a Tabela 28 foi elaborada. Os resultados foram graficados na Figura 14.

Figura 13 – Margem Econômica (R\$/h) por tipo de corrente para os casos base e otimizado.



Fonte: Autor (2020).

Figura 14 - Variação dos custos, faturamentos e margem econômica do processo com a otimização.



Fonte: Autor (2020).

Observa-se pela análise da Figura 14 o comportamento do faturamento de cada corrente de saída do diagrama, dos custos com GV e energia, e da Margem econômica. Percebeu-se que no caso do gás de alimentação “pobre” (composição 3), a redução do custo energético somado a um aumento do faturamento com gás de venda compensou a diminuição de faturamento das demais correntes de saída do fluxograma, o que provocou o maior aumento da margem econômica entre os três tipos de corrente.

Tabela 28 – Faturamento (R\$/h) com a Produção de etano petroquímico, GLP, gás seco (GV), gasolina natural e custo (R\$/h) de energia e do gás natural não processado dos casos base e otimizado.

caso base			
Corrente	“muito rico”	“rico”	“pobre”
GLP	R\$ 63.228,02	R\$ 56.235,15	R\$ 32.139,92
GV	R\$ 287.611,57	R\$ 298.329,28	R\$ 307.742,44
C₂	R\$ 1.899,44	R\$ 288,15	R\$ 930,84
C₅⁺	R\$ 29.830,24	R\$ 4.529,44	R\$ 15.225,79
Energia	R\$ 12.382,28	R\$ 10.313,58	R\$ 7.905,94
Gás de alimentação	R\$89.697,71	R\$69.940,21	R\$64.557,50
caso otimizado			
Corrente	“muito rico”	“rico”	“pobre”
GLP	R\$ 61.679,52	R\$ 54.561,61	R\$ 31.927,72
GV	R\$ 288.519,03	R\$ 299.254,52	R\$ 307.863,26
C₂	R\$ 1.842,11	R\$ 265,16	R\$ 924,26
C₅⁺	R\$ 29.820,20	R\$ 4.525,03	R\$ 15.224,26
Energia	R\$ 11.539,50	R\$ 9.440,47	R\$ 6.827,26
Gás de alimentação	R\$89.697,71	R\$69.940,21	R\$64.557,50

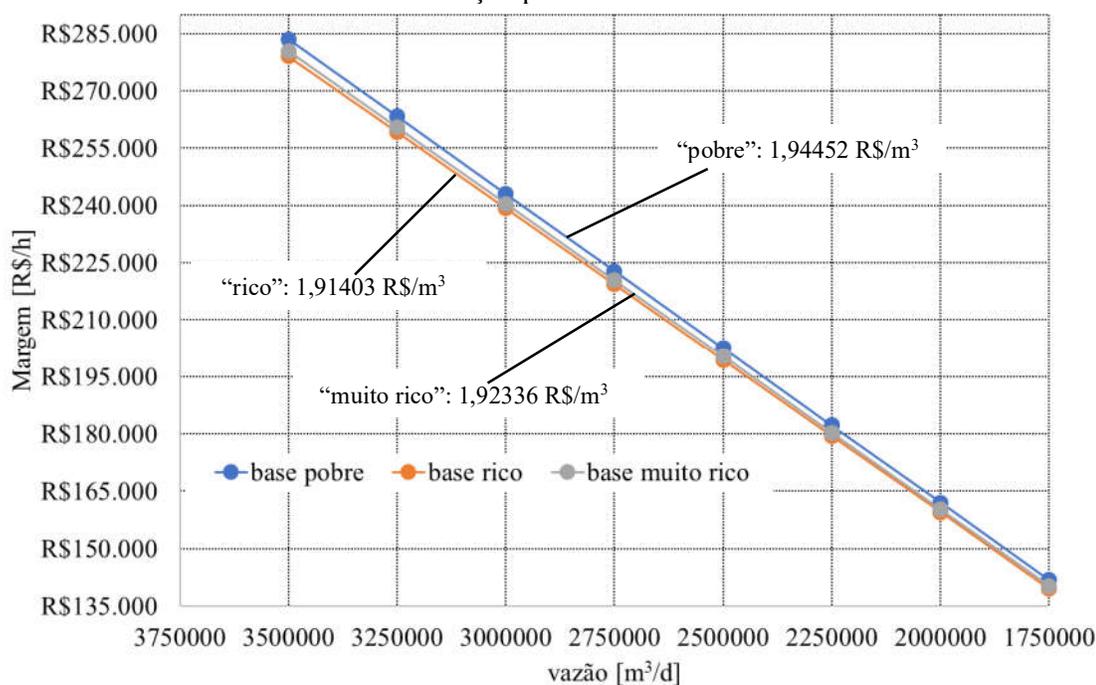
Fonte: Autor (2020).

Essa posição de destaque do gás “pobre” foi corroborada pela composição do gás que permitiu a significativa redução do custo energético, porém com uma redução de GLP aquém das demais correntes. Ou seja, a redução do custo com energia foi suficiente para compensar o menor faturamento de GLP e outros e, então, atingir uma margem econômica, maior entre as três correntes de alimentação, com a otimização. As arrecadações com gasolina natural obtiveram a menor variação entre caso base e caso otimizado quando comparadas com as das demais correntes de saída do fluxograma. Isso devido ao fato de serem as frações mais pesadas da corrente de gás de maneira que no fracionamento formam a corrente de fundo da torre desbutanizadora.

5.3.1 Análise de sensibilidade

Com o objetivo de verificar o comportamento da unidade em seus limites máximo e mínimo de capacidade operacional realizou-se a otimização nas vazões de gás de alimentação de 3,5 milhões de m^3/d até 1,75 milhões de m^3/d . Nestes casos observou-se o comportamento da margem econômica. Na Figura 15 e na Figura 16 é possível visualizar o comportamento da margem econômica diante da redução da vazão de gás de alimentação para o caso base e otimizado, respectivamente.

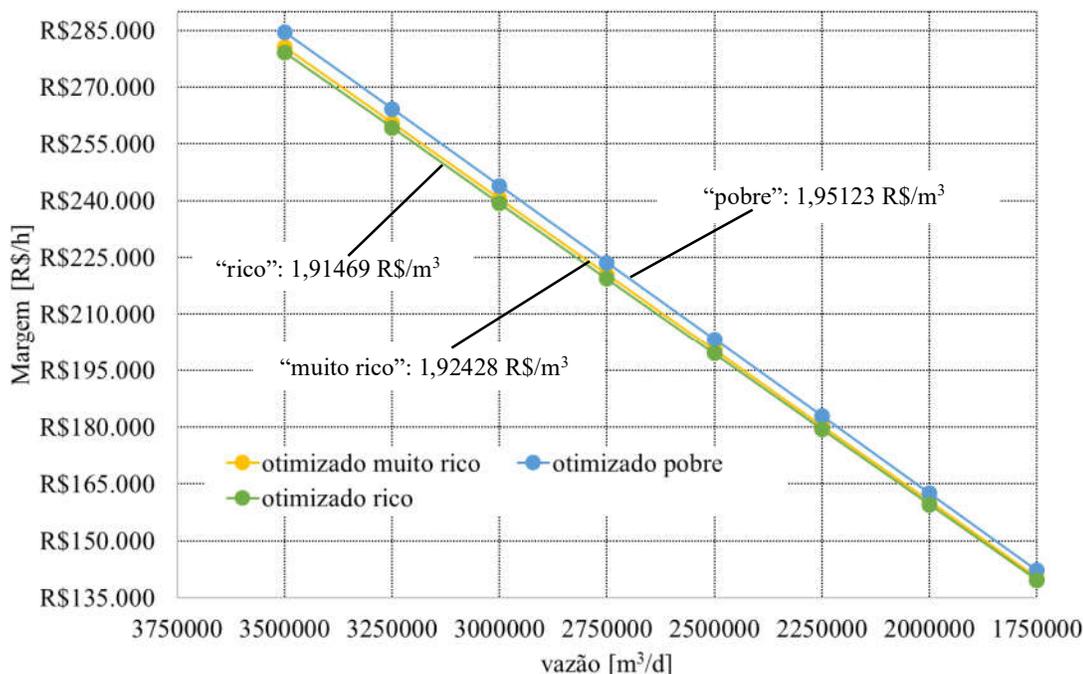
Figura 15 - Comportamento da margem econômica diante da redução da vazão de gás de alimentação para o caso base.



Fonte: Autor (2020).

Para os casos base e otimizado e para todos tipos correntes de alimentação estudadas neste trabalho, a redução da vazão do gás de entrada no fluxograma significou redução proporcional da margem econômica. A constante de proporcionalidade (margem econômica por vazão de gás de alimentação) para cada linha está descrita respectivamente na Figura 15 e na Figura 16. Observou-se que o caso otimizado apresentou maior constante de proporcionalidade do que o caso base para uma mesma riqueza de gás de alimentação.

Figura 16 - Comportamento da margem econômica diante da redução da vazão de gás de alimentação para o caso otimizado.



Fonte: Autor (2020).

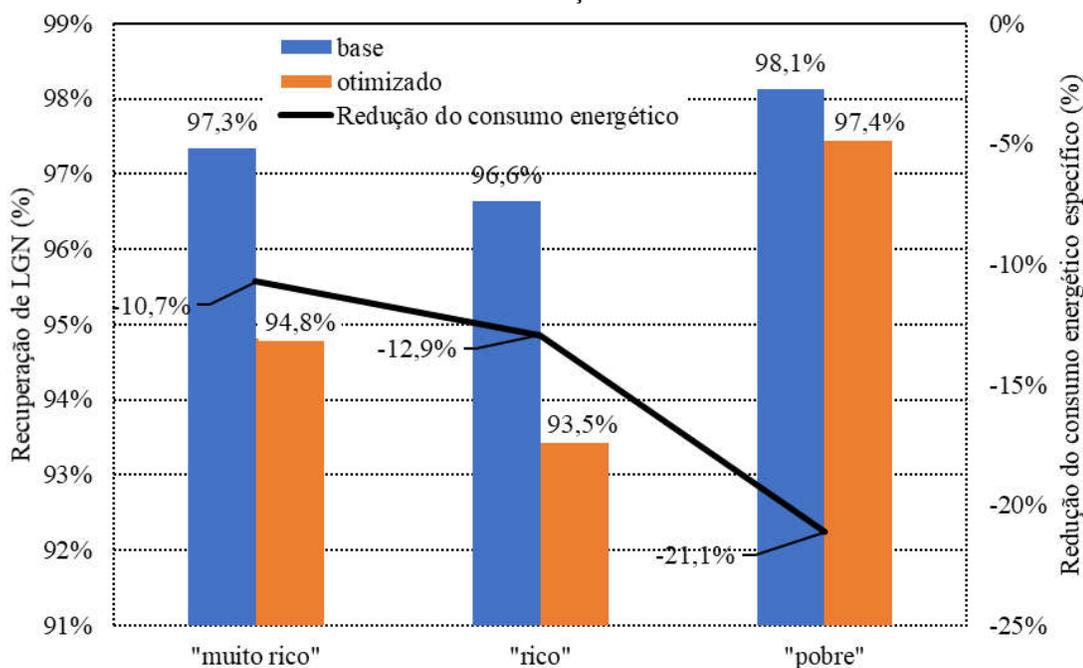
Percebeu-se que o gás de alimentação "pobre" possuiu a melhor relação de proporcionalidade entre margem econômica e vazão de entrada entre as três composições de alimentação. Essa vantagem está relacionada com o contexto de preços do gás de venda e preço da energia elétrica, visto que para essa corrente de entrada, para uma mesma vazão de alimentação, maior é a produção de gás seco devido à menor riqueza da composição e menor o gasto energético de extração devido à menor quantidade de hidrocarbonetos de maior massa molecular.

5.4 Desempenho de recuperação

A redução do consumo energético específico, objetivo deste trabalho, implicou redução da produção de LGN para os três casos de gás de alimentação. Para cada corrente de alimentação, observa-se na Figura 17 a eficiência de recuperação de LGN (C_3^+) dos casos base e otimizado. O gás "muito rico" (11,2% de riqueza) apresentou diminuição de 2,6% da eficiência de recuperação de LGN com a otimização enquanto reduziu o consumo energético em 10,7%. Dessa forma, a redução do consumo energético específico implicou redução do desempenho de recuperação de LGN. Para a corrente de entrada tipo "rico" a recuperação de LGN diminuiu

em 3,3% entre caso base e otimizado. Logo, o gás “rico” apresentou a maior redução da recuperação de LGN entre os três tipos de corrente de entrada.

Figura 17 – Recuperação obtida dos casos base e otimizado em relação ao tipo de corrente de alimentação.

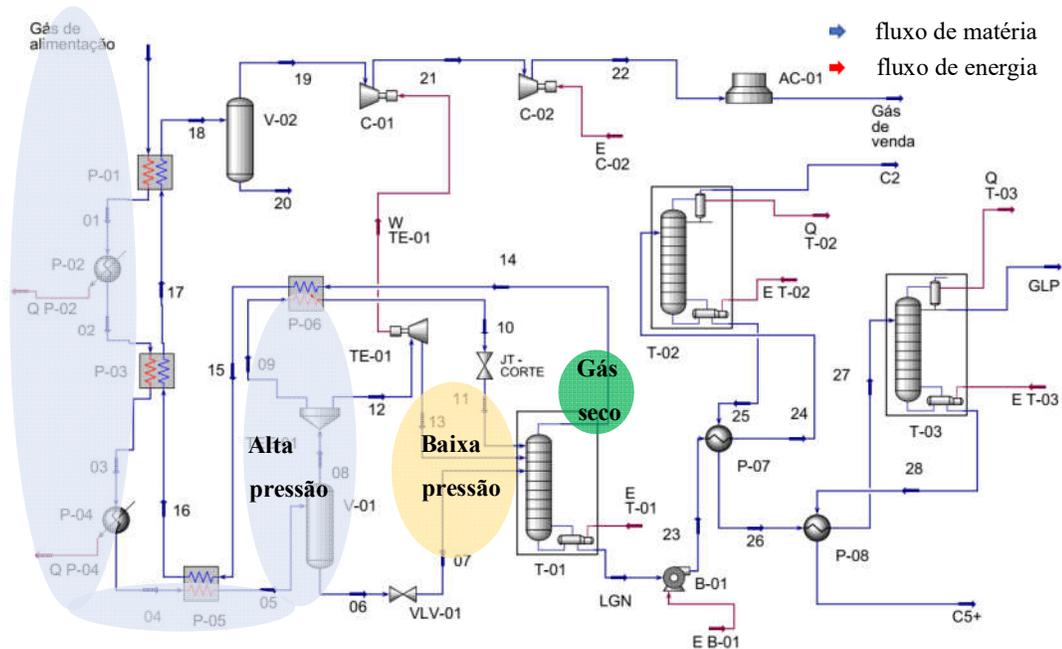


Fonte: Autor (2020).

Já o para gás “pobre” (5,5% de riqueza), a recuperação foi reduzida em 0,7%, a menor redução de recuperação entre caso base e caso otimizado para as três correntes de entrada simuladas. Isso está relacionado à composição do gás “pobre” (menor riqueza) de permitir redução do gasto energético com menor impacto na recuperação, visto que possui menor riqueza C_3^+ que as demais correntes. Quanto mais pesada for a molécula de hidrocarboneto (maior número de carbonos) maior é o gasto energético necessário para sua recuperação.

Na Figura 19, na Figura 20 e na Figura 21 apresentam-se os diagramas P x T (envelope de fases) para as três correntes diferentes de gás de alimentação e o comportamento para cada caso base e otimizado na zona de baixa (após expansão, antes de T-01) e alta pressão do processo (entrada do diagrama e antes da expansão, ou seja, antes do turboexpansor/válvula). Essas zonas podem ser visualizadas na Figura 18. Quanto mais próximo do ponto de bolha (curva a esquerda do diagrama) o estado após a expansão estiver, na zona de baixa pressão do processo e para determinado caso, maior é a eficiência recuperação na torre T-01.

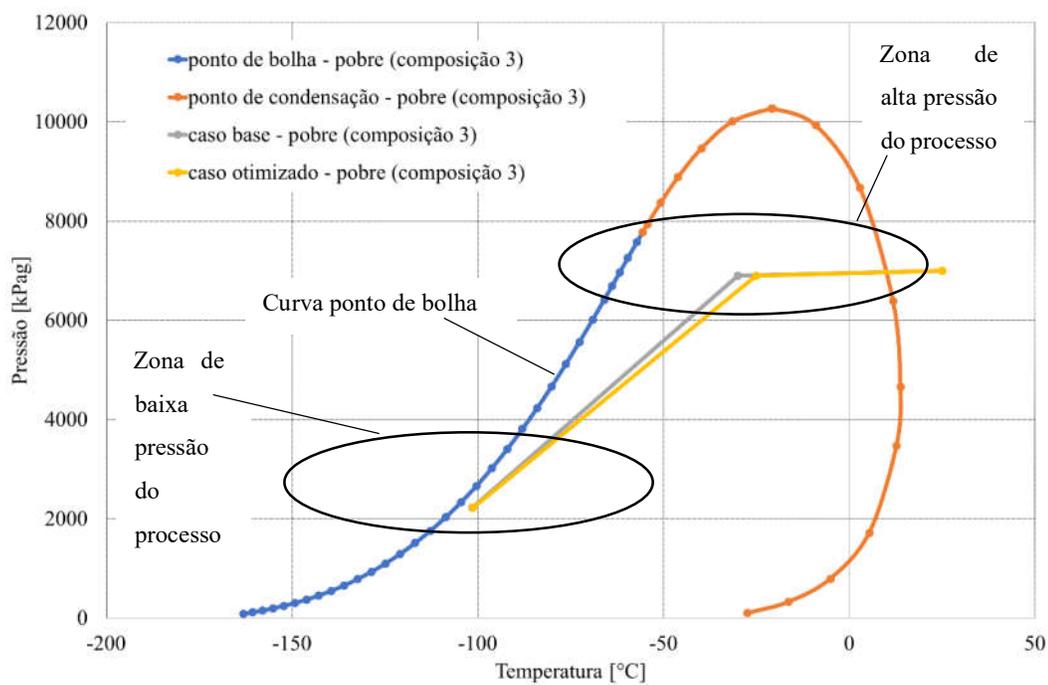
Figura 18 – Zonas de baixa e alta pressão antes da produção gás seco no Fluxograma.



Fonte: Modificado de Amaral Júnior (2018)

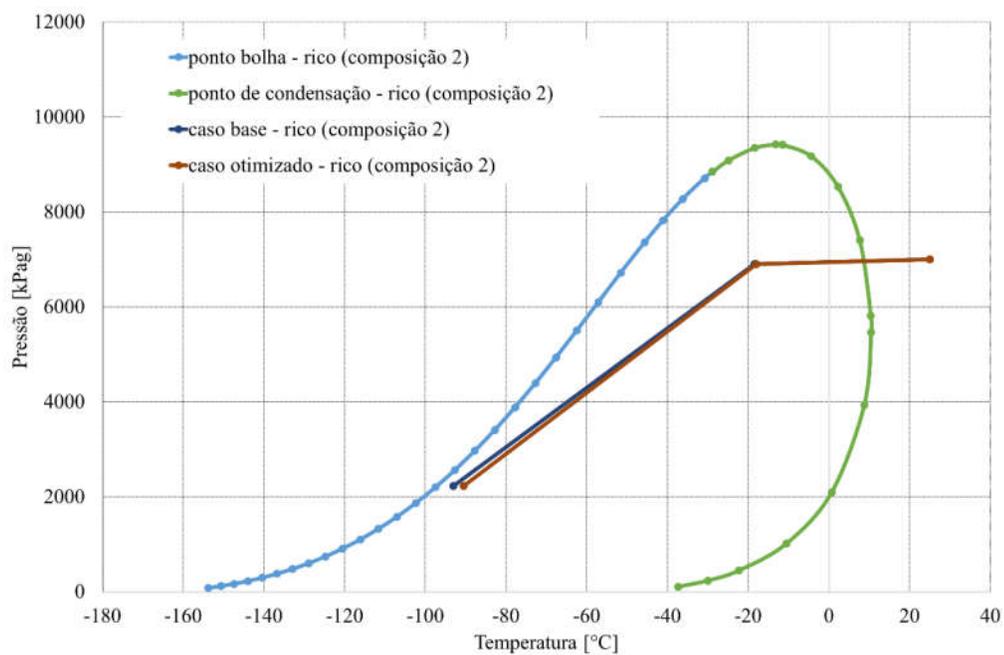
O comportamento do processo tanto no caso base quanto no caso otimizado na zona de alta pressão é similar visto que a pressão de entrada no fluxograma é constante e igual para ambos os casos (7000 kPag). Por outro lado, na zona de baixa pressão, que ocorre na faixa de pressão de 2000 kPag, o caso base para todas as composições de corrente de alimentação se aproxima mais da curva ponto de bolha do que o caso otimizado. Quanto mais próximo da curva ponto de bolha, menores as temperaturas atingidas no processo e por conseguinte maior é a capacidade do processo de condensar as frações de hidrocarbonetos mais pesados contidos na corrente de gás natural e assim, o processo de fracionamento que ocorre da torre desmetanizadora é beneficiado por essa melhor condição termodinâmica. A consequência disso é o melhor desempenho de recuperação (extração de hidrocarbonetos de maior massa molecular) da torre desmetanizadora T-01 e maior é a produção de LGN.

Figura 19 - Diagramas P x T para gás de alimentação “pobre”.



Fonte: Autor (2020).

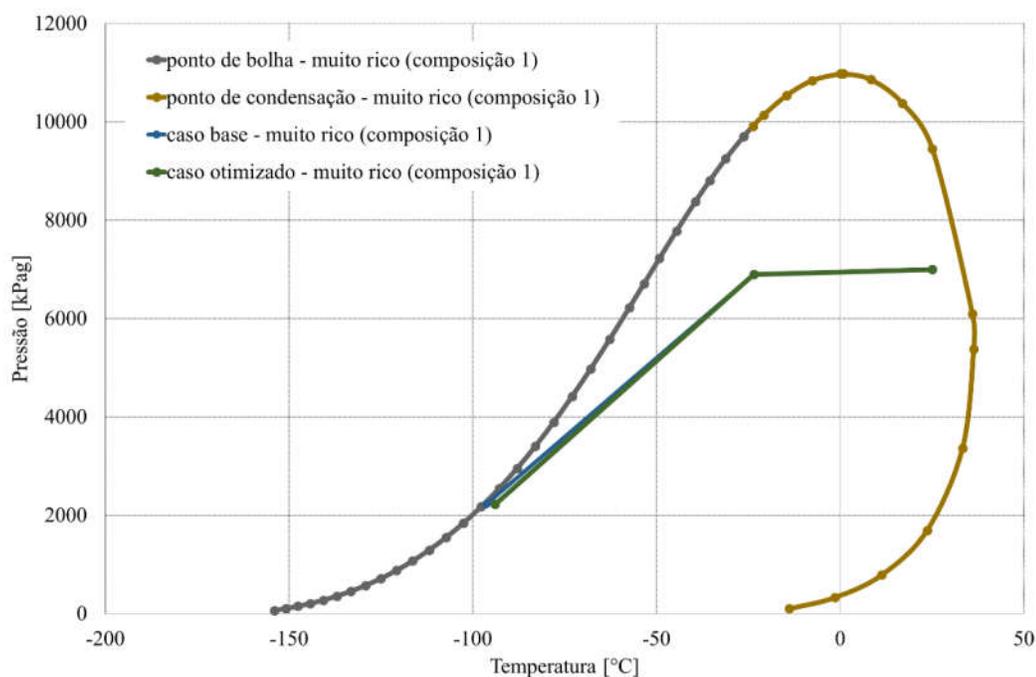
Figura 20 - Diagramas P x T para gás de alimentação “rico”.



Fonte: Autor (2020).

Todavia, neste contexto, devido ao princípio de conservação da massa, quando a produção de LGN aumenta, por uma maior eficiência de recuperação do processo e dada uma vazão de gás de alimentação constante, diminui a produção de gás seco. Quanto menor a produção de gás seco, maior o consumo energético específico por produção de gás de venda mantendo-se as demais condições constantes. É importante notar que entre as diferentes composições de alimentação, o gás “pobre” apresentou maior aproximação da curva de bolha e, assim, melhor desempenho de recuperação. Dessa forma, todos os diagramas ratificaram que o caso base, para todos os tipos de gás de alimentação, apresentou melhor eficiência de extração de LGN na torre T-01 (mais próximos do ponto de bolha na zona de baixa pressão) que o caso otimizado.

Figura 21 - Diagramas P x T para gás de alimentação “muito rico”.



Fonte: Autor (2020).

Disso é possível concluir que a diminuição do consumo energético específico implicou diminuição do desempenho de recuperação do fluxograma.

5.5 Qualidade

Quanto ao critério de qualidade, ambos os casos obtiveram desempenho satisfatório e similares: atenderam às especificações de comercialização da região Sudeste mostradas na Tabela 29.

Tabela 29 – Características do gás de venda para os casos base e otimizado por corrente de alimentação.

Característica	Unidade	Limite	Corrente de alimentação	Corrente Gás de venda		Variação (%)
				caso base	caso otimizado	
Poder calorífico superior (20°C e 1atm)	kJ/ m ³	35.000 a 43.000	“muito rico”	40.172	40.350	0,4
			“rico”	41.103	41.276	0,4
			“pobre”	37.509	37.533	-
Índice de Wobbe	kJ/m ³	46.500 a 53.500	“muito rico”	51.273	51.374	0,2
			“rico”	51.777	51.875	0,2
			“pobre”	48.330	48.345	-
Número de metano, mín.	-	65	“muito rico”	80	79	-1,2
			“rico”	74	74	-
			“pobre”	82	81	-1,2
Metano, min.	% mol.	85	“muito rico”	89	89	-
			“rico”	86	85	-1,2
			“pobre”	90	90	-
Etano, máx.	% mol.	12	“muito rico”	9	9	-
			“rico”	12	12	-
			“pobre”	5	5	-
Propano, máx.	% mol.	6	“muito rico”	0,33	0,64	93,9
			“rico”	0,54	0,85	57,4
			“pobre”	0,10	0,14	40,0
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	3	“muito rico”	0,02	0,02	-
			“rico”	0,02	0,02	-
			“pobre”	0,01	0,01	-
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx.	°C	-45	“muito rico”	-58	-55	5,2
			“rico”	-52	-48	7,7
			“pobre”	-71	-71	-

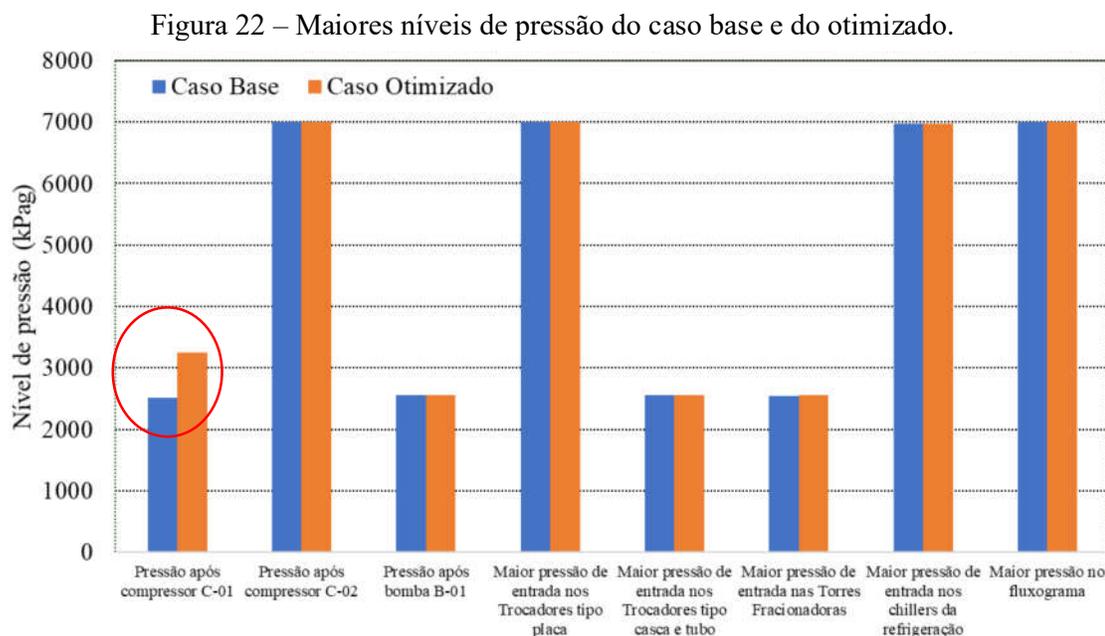
Fonte: Autor (2020), com informações da ANP (2008).

Sobre o índice de Wobbe, para os três tipos de corrente e tanto caso base quanto caso otimizado, o gás de venda atendeu a exigência governamental para a região Sudeste. A quantidade máxima de butano e mais pesados regulamentada não foi ultrapassada em nenhum caso. O ponto de orvalho de hidrocarbonetos da corrente de gás de venda não violou a regulamentação de máximo igual a 15 °C independente da corrente de alimentação.

Pela análise da Tabela 29, verifica-se que o valor de propano máximo foi o item que obteve maior variação com a otimização. Logo, a redução do consumo energético específico implicou aumento da quantidade de propano no gás de venda. O aumento da produção gás de venda minimizou a função objetivo, além do fato que houve uma economia energética visto a menor necessidade de fracionamento. Como é necessária mais energia para fracionar moléculas de maior peso, ao deixar de fracioná-las para comporem o gás de venda, menor é o gasto energético do processo. Ou seja, mais propano no GV significou gasto energético menor. No entanto, isso significou menor geração de GLP e um impacto no faturamento deste que não foi suficiente para diminuir a margem econômica do processamento de gás natural devido ao preço atual do gás de venda e a economia obtida nos custos de energia.

5.6 Segurança

Na Figura 22 são apresentados os níveis de pressão no processo. Maiores níveis de pressão significam maior risco quanto a segurança e integridade das instalações, equipamentos e pessoas.



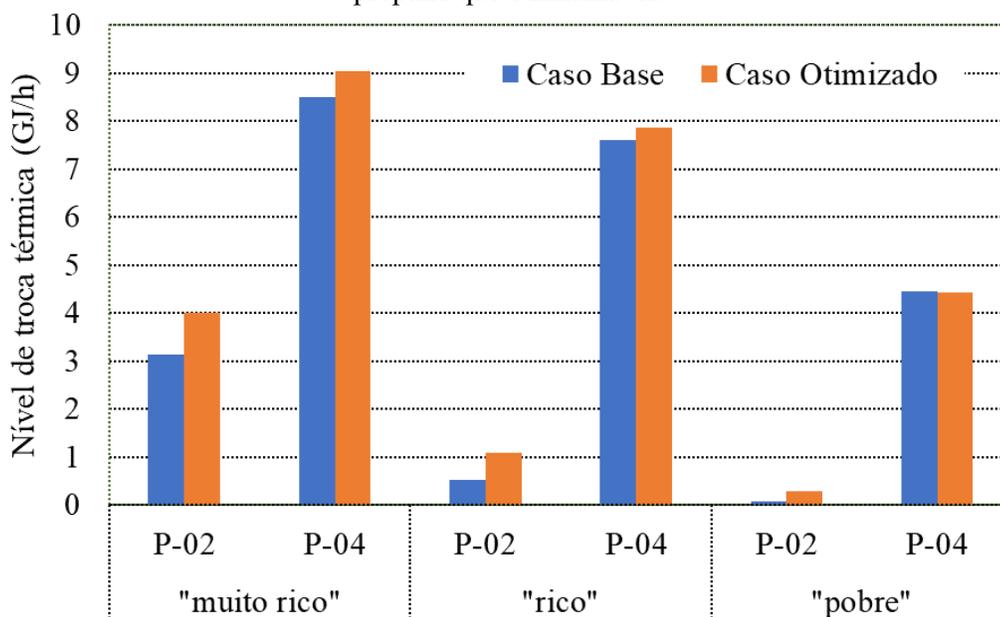
Fonte: Autor (2020).

Quanto aos maiores níveis de pressão registrados no caso base e no otimizado, foi registrado os mesmo níveis de pressão após compressor C-02 (7000 kPag), após bomba B-01 (2560 kPag),

entrada nos trocadores de calor tipo placas (7000 kPag), entrada nos trocadores de calor tipo casca e tubo (2560 kPag), entrada nas Torres Fracionadoras (2550 kPag), entrada nos *chillers* (ciclo refrigeração a propano) (6980 kPag), no fluxograma em geral (7000 kPag). Vale ressaltar que o nível de pressão após segundo compressor não pode ser modificado porque é condição de escoamento do gás, bem como a pressão de entrada da UPGN que se inicia nos trocadores de calor. No entanto, o nível de pressão após compressor C-01 registrou um aumento de 29,7% no caso otimizado (3256 kPag) em relação ao caso base (2511 kPag).

Pela análise da Figura 23 percebe-se que os níveis de troca térmica dos *chillers* que representam os circuitos de refrigeração a propano aumentaram, exceto para P-04 para entrada “pobre”. Para corrente “muito rico”, a troca térmica aumentou em 27,7% entre o caso base e o caso otimizado em P-02 e aumentou 6,5% em P-04.

Figura 23 – Nível de troca térmica (GJ/h) dos *chillers* que significa maior volume de fluido propano que é inflamável.



Fonte: Autor (2020).

Quando a alimentação é gás “rico”, a troca térmica aumentou 107,4% em P-02 e 3,5% em P-04. Para corrente de entrada “pobre”, a troca térmica aumentou 250% em P-02, por outro lado, reduziu-se em 0,7% em P-04.

Para reduzir o consumo energético específico representado na função objetivo $f(X)$, houve a necessidade de aumentar o troca térmica nos ciclos de refrigeração a propano. Apesar de ser uma medida a favor da eficiência energética do processo, acarretou piora da condição de segurança da unidade, visto o provável maior volume de propano (inflamável) necessário para esse desempenho. Contudo, esse aspecto é apenas relativo (comparação entre os casos base e otimizado), visto que esses aumentos de pressão e carga térmica não significam impedir o funcionamento do processo em termos absolutos.

Comparou-se também as condições de temperatura e pressão em que os equipamentos estão submetidos em relação ao descrito por Mehrpooya *et al.* (2016). Na Tabela 30 descreve-se os valores destes autores, da simulação do caso base de Amaral Júnior (2018) e a otimização deste trabalho.

Observou-se que três tipos de equipamentos extrapolaram, para ambos os casos, os limites operacionais conforme Mehrpooya *et al.* (2016). Esses equipamentos foram compressor, *air cooler* e trocador de calor tipo casca e tubo. Os compressores ultrapassaram o limite de 40 barg e atingiram o valor de operação de 70 barg para todos os casos e correntes. Esta pressão de 70 barg foi o mesmo valor de pressão de saída e entrada adotada no caso base e mantido no caso otimizado, ou seja, como condição tanto na simulação quanto na otimização deste trabalho. O *air cooler* ultrapassou a condição de operação tanto para pressão quanto para temperatura, apesar da otimização reduzir a faixa de temperatura superior.

De modo similar, esse valor de pressão está relacionado com a condição adotada pela metodologia do trabalho visto que esse equipamento recebe essa pressão da descarga do compressor. Quanto a temperatura, trata-se de um ponto de melhoria no desempenho do processo, mas não deixa de estar relacionada às condições de pressão e temperatura adotadas. Os trocadores tipo casca e tubo também extrapolaram a condição operacional de temperatura e pressão.

As causas relacionadas a esse comportamento dos três tipos de equipamentos foram as condições de temperatura e pressão adotadas para entrada e saída do fluxograma tanto do caso base quanto do caso otimizado que são pressões e temperaturas normais de condutos de transporte de gás natural.

Tabela 30 – Comparação das condições de operação dos equipamentos.

Equipamento	Referência:	Mehrpooya <i>et al.</i> (2016)	Amaral Júnior (2018)			Autor (2020)		
	Caso:	operação	caso base			caso otimizado		
	Corrente:	todas	“muito rico”	“rico”	“pobre”	“muito rico”	“rico”	“pobre”
Compressor	Temperatura (°C):	-14/85 (sucção)	25/45	25/47	25/48	17/38	20/43	16/42
	Pressão (barg):	47	70	70	70	70	70	70
Expansor	Temperatura (°C):	-130/85	-69/ -23,5	-62/ 18	-30/ 78	-69/ 23,5	-62/ 18	-73/ 25
	Pressão (barg):	82	69	69	69	69	69	69
Air cooler	Temperatura (°C):	-41/100	25/145	25/144	25/150	25/113	25/116	25/116
	Pressão (barg):	28	70	70	70	70	70	70
Trocador tipo placa	Temperatura (°C):	-135/55	-70/25	-63/25	-83/25	-63/25	-56/25	-79/25
	Pressão (barg):	82	70	70	70	70	70	70
Vaso separador	Temperatura (°C):	-95/55	-23/25	-18/25	-30/25	-23/17	-18/20	-25/16
	Pressão (barg):	82	69	69	69	69	69	69
Trocador casca e tubo	Temperatura (°C):	-40/85	-14/148	-9/148	-8/148	-14/148	-9/148	-8/148
	Pressão (barg):	39	70	70	70	70	70	70
Bomba criogênica	Temperatura (°C):	-135/115	67	67	67	67	67	68
	Pressão (barg):	46,5	21	26	26	26	26	26
Coluna fracionadora	Temperatura (°C):	-135/155	-70/148	-63/148	-83/148	-62/148	-56/148	-78/148
	Pressão (barg):	39	25	25	25	25	25	25

Fonte: Autor (2020).

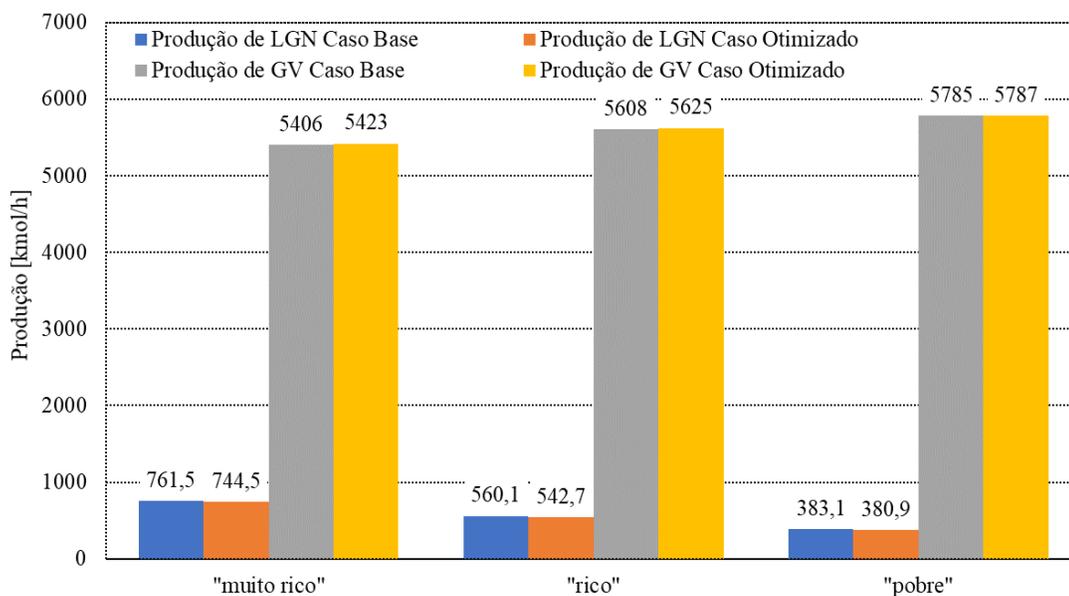
Vale ressaltar que essa comparação adotada serve apenas como referência para balizar e julgar os casos base e otimização e obter uma visão mais lata do processo, não significando, portanto,

uma inviabilização operacional do processo sobretudo porque as condições dos equipamentos da operação de referência não foram simulados em mesmo esquema de processamento de gás natural nem composição de gás de alimentação em relação aos casos base e otimizado.

5.7 Produção

A comparação entre a produção de GV no caso base e otimizado, observada na Figura 24, mostra aumento de 0,31%, 0,30% e 0,03% para corrente “muito rico”, “rico” e “pobre”, respectivamente. A produção de LGN pode ser observada na Figura 24. A partir do LGN, há a obtenção dos produtos que pode ser visualizada na Figura 25.

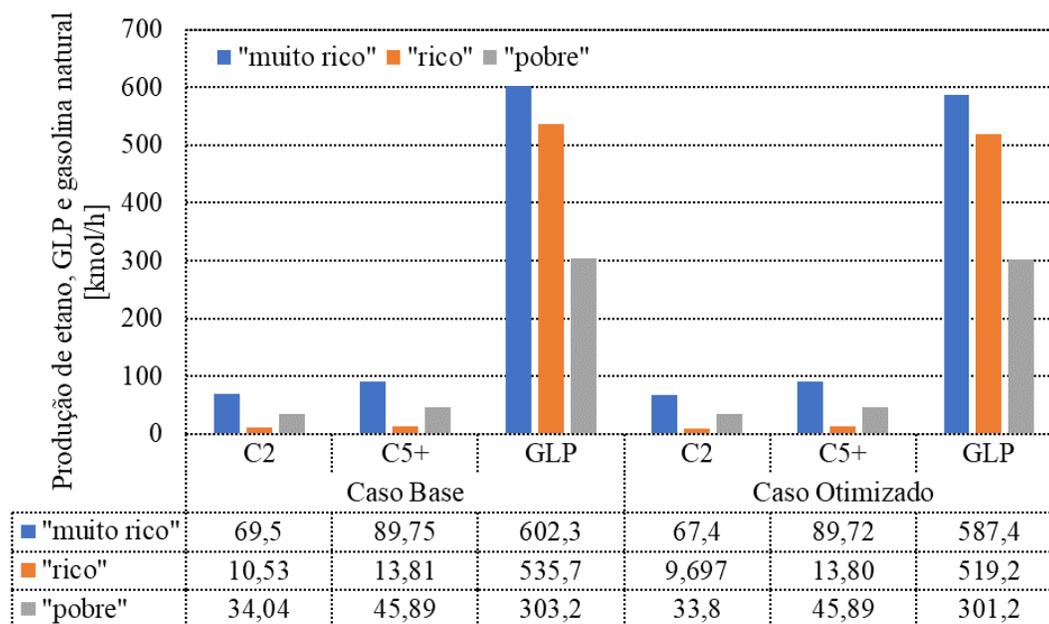
Figura 24 – Produção de gás de venda (GV) e de LGN [kmol/h] por tipo de corrente de alimentação.



Fonte: Autor (2020).

A influência da otimização na produção de LGN, GLP e gasolina natural pode ser observada na Figura 25. É possível verificar pela Figura 25 que o produto principal extraído do LGN em termos de produção em [kmol/h] é o GLP.

Figura 25 – Produção dos produtos do LGN: etano petroquímico, GLP e gasolina natural.



Fonte: Autor (2020).

Vale ressaltar que o fator preponderante para análise é a produção de GV, devido ao fato de que maior produção de GV implica menor produção de LGN e, por conseguinte, menor produção de produtos extraídos do LGN. Isso está relacionado ao princípio de conservação de massa, já que tanto para o caso base quanto para o caso otimizado, independente de tipo de corrente, a corrente de entrada foi fixada em 6168 kmol/h.

5.8 Balanço dos desempenhos

Atribuindo (+) para o melhor desempenho obtido no respectivo critério, (0) como representação de menor desempenho em relação ao outro caso ou aquém à especificação, tem-se um balanço demonstrado na Tabela 31. Quando ambos os casos atendem ao especificado foi atribuído (+) para os dois.

O desempenho energético do caso otimizado foi superior ao do caso base. A margem econômica do caso otimizado para os três tipos de corrente de alimentação foi maior do que a do caso base. Portanto, fica atribuído o melhor desempenho econômico ao caso otimizado. Quanto a eficiência de recuperação, para todos os tipos de corrente de alimentação, o caso base

foi superior, visto que menor consumo energético específico significou menores recuperações para um mesmo fluxograma e condições.

Tabela 31 - Balanço dos resultados obtidos em relação aos critérios de avaliação.

Crítérios de Avaliação	caso base	caso otimizado
Desempenho energético	(0)	(+)
Desempenho econômico	(0)	(+)
Desempenho recuperação	(+)	(0)
Qualidade	(+)	(+)
Segurança	(+)	(0)
Produção	(0)	(+)

Fonte: Autor (2020).

Já quanto a qualidade do gás de venda, ambos os casos cumpriram os requisitos da agência regulamentadora de maneira similar. No aspecto da segurança, devido ao aumento das trocas térmicas nos *chillers* (circuitos de refrigeração a propano) e as pressões mais altas atingidas pelo compressor C-01 no caso otimizado em relação ao caso base, este se mostrou melhor nesse requisito. Enfim, quanto a produção, devido maior produção de gás de venda, foi atribuído ao caso otimizado o melhor desempenho nesse critério.

Assim, para os critério essenciais (energético e econômico) houve superioridade do caso otimizado, enquanto que para critérios secundários (relativos) de segurança e recuperação houve superioridade do caso base e ambos atenderam às especificações do órgão regulamentador. É importante destacar que é preferível para um unidade possuir menor recuperação compensado por um melhor ganho financeiro. Além do mais, quando a unidade possui uma carga térmica maior nos *chillers* e uma maior pressão nos compressores não significam inviabilizar o processo. Por tudo isso, no cenário estudado por este trabalho, é pertinente a tomada de decisão por menor consumo energético específico de uma planta de processamento de gás natural.

6 CONCLUSÕES

Baseado no que foi desenvolvido neste trabalho, expressa-se as seguintes conclusões:

- i. As temperaturas de saída dos trocadores de calor tipo placa e a pressão de topo da coluna desmetinizadora foram os parâmetros cruciais que influenciaram no consumo energético específico de produção de gás de venda [kWh/kg de GV].
- ii. O uso da metodologia adotada neste trabalho é eficiente para reduzir o consumo energético específico da UPGN entre 10,7% a 21,1%, a depender da composição do gás de entrada.
- iii. Para todas as composições de gás de alimentação houve aumento da margem econômica. Assim, a redução do consumo energético específico resultou em aumento da margem econômica, sobretudo devido aos atuais preços da energia elétrica e do gás de venda (cenário do mercado de gás natural no Brasil).
- iv. Observa-se que o compressor C-02 foi o equipamento com forte influência na redução do consumo energético específico para os três tipos de alimentação: “muito rico”, “rico” e “pobre”. Em seguida, pode-se considerar o condensador da coluna desmetinizadora se o gás de entrada for “muito rico” e “rico”; e o refulvedor da coluna desmetinizadora quando se tratar de gás “pobre”.
- v. A diminuição do consumo energético específico, realizada pela otimização deste trabalho, implicou aumento de propano no gás de venda, o que aumentou a produção deste em relação a um gasto energético menor. Contudo, a menor geração de GLP gerou impacto no faturamento, mas não o suficiente para diminuir a margem econômica.
- vi. A composição do gás “pobre” (menor riqueza) permitiu redução do gasto energético com menor impacto na recuperação.
- vii. Redução do consumo energético específico acarretou diminuição do desempenho de recuperação de LGN da unidade e dos aspectos de segurança; e acatou as características regulamentadas do gás de venda.
- viii. As condições de pressão adotadas (condições de escoamento) na entrada e saída do fluxograma interferiram substancialmente nas condições operacionais ideais de pressão e temperatura nos trocadores tipo casca e tubo, compressores e *air cooler*.

7 SUGESTÕES DE PESQUISAS FUTURAS

- i. Alteração do projeto Coluna Fracionadora: número de pratos, pressão, fração molar de vapor de alimentação, prato de alimentação. Essa investigação pode representar uma possibilidade de otimização e avaliação da eficiência energética.
- ii. Alteração do ciclo de refrigeração a propano, seja na quantidade dos estágios ou em cascata ou mudança no tipo de fluido refrigerante ou mistura de fluidos refrigerantes. Isso gera uma possibilidade de comparação entre a alteração e o caso base.
- iii. Adicionar um equipamento ou equipamentos ao esquema. Isso geraria uma possibilidade de estudo de comparação por vários critérios de avaliação entre o fluxograma modificado e o fluxograma base. Além disso, um estudo do equipamento adicional quanto a capacidade de produção e eficiência do processo.
- iv. Uma análise de sensibilidade, testando o otimizador, com diferentes composições de gás de alimentação, temperaturas de processo, vazões, restrições de recuperação de produto ou outras informações importantes.
- v. Uma abordagem de Simulação Dinâmica do referido Diagrama de Fluxo de Processo (DFP) não é interessante, visto que normalmente as UPGN's operam em modo estacionário. No entanto, pode ser interessante mudar o modo do *Optimizer* utilizado, ou fazer uma comparação entre os modos do *software*, ou aferir outras configurações do *software* para o mesmo problema.
- vi. Acrescentar uma vertente exergética ou ambiental ao trabalho.
- vii. Outro enfoque de função objetivo ou maximizar a função econômica (margem) primeiro e depois verificar o desempenho energético.
- viii. Comparar o caso otimizado com o esquema IPSI-1 ou outro.

REFERÊNCIAS

ABDULRAHMAN, R. K.; ZANGANA, M. H. S.; SEBASTINE, I. M. Optimal NGL Recovery from natural gas using Turboexpander: a case study and simulation. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*, v. 51, n. 5, 2015.

AEO2018, *Annual Energy Outlook 2018*. U.S. Energy Information Administration. Disponível em: <www.eia.gov/aeo>. Acesso em: 07 out. 2018.

AKMAN, U.; KONUKMAN, A. E. S. Flexibility and operability analysis of a HEN-integrated natural gas expander plant. *Chemical Engineering Science*, v. 60, p. 7057 – 7074, 2005.

ALMEIDA, E.F.; FERRARO, M.C. Indústria do Gás Natural: Fundamentos Técnicos e Econômicos. Rio de Janeiro: Synergia, 2013.

ALNOUSS, A.; IBRAHIM, M.; AL-SOBHI, S. A. Potential energy savings and greenhouse gases (GHGs) emissions reduction strategy for natural gas liquid (NGL) recovery: Process simulation and economic evaluation. *Journal of Cleaner Production*, v. 194, p. 525-539, 2018.

AMARAL JÚNIOR, S. M. *Otimização estrutural do processamento de gás natural empregando diferentes técnicas de condensação*. 2018. Dissertação (Mestrado em Energia) – PPGEN, Universidade Federal do Espírito Santo, São Mateus – ES.

ANDRADE, T. A. *Otimização de Ciclos de Refrigeração para a produção de Gás Natural Liquefeito*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2014.

ANP – AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). Resolução ANP N° 16, de 18 de junho de 2008. Diário Oficial da União, 2008. Seção 4.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). *Evolução da Indústria Brasileira de Gás Natural: Aspectos Técnicoeconômicos e Jurídicos. Nota Técnica n° 013/2009-SCM*. 2009. Disponível em <<http://www.anp.gov.br/images/central-de-conteudo/notas-estudos-tecnicos/estudos-tecnicos/evolucao-industrial-gas-natural-2009.pdf>>. Acesso em: 03 de jun. 2019.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). *Publicação da ANP apresenta oportunidades para o setor de combustíveis*. 2017.

Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/noticias/4164-publicacao-da-anp-apresenta-oportunidades-para-o-setor-de-combustiveis>>. Acesso em: 26 dez. 2018.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). *Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis : 2019*. 2019a. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br>>. Acesso em: 10 set. 2019.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). *Preço de Referência do Gás Natural*. 2019b. Disponível em:<http://www.anp.gov.br/arquivos/royalties-outras-participacoes/preco_referencia_gas/preco_referencia_gas_natural/2019/prgn-jul-2019.pdf>. Acesso em: 10 set. 19.

ANSARINASAB, H.; MEHRPOOYA, M. Evaluation of novel process configurations for coproduction of LNG and NGL using advanced exergoeconomic analysis. *Applied Thermal Engineering*, 2017.

ASPENTECH. *Operations Guide*. Aspen Technology, Inc. USA, 2005. Disponível em: <<http://www.aspentech.com>>. Acesso em: 29 dez 2018.

ASPENTECH. *Aspen Process Economic Analyzer*. Disponível em: <<http://www.aspentech.com/products/economic-evaluation/aspn-process-economic-analyzer>>. Acesso em: 15 out. 2018.

ASPEN TECHNOLOGY. *A User Guide Manual for Aspen Physical Property V7.1*. Aspen Tech HYSYS. Operation Guide. Cambridge: [s.n.], 2009.

BARSE, K. A.; MANN, M. D. Maximizing ORC performance with optimal match of working fluid with system design. *Applied Thermal Engineering*, v. 100, p. 11–19, 2016.

BORGES, P. R. *Propriedades termodinâmicas do gás natural*. Publicações Petrobras - Publicação autorizada pela Petrobras - Gerência Executiva de Abastecimento-Logística - Documento AB-LO 08/2009, Rio de Janeiro, 29 Setembro 2003.

BOX, M. J. A New method of Constrained Optimization and a Comparison with other Methods. *Computer J.*, v. 8, p. 42-45, 1965.

BRASIL. *Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural*. Ministério de Minas e Energia; Secretaria de Petróleo, Gás Natural e Combustíveis Renováveis Departamento de Gás Natural. Brasília, p. 42, 2017.

BRASKEM. *Setor petroquímico*. Disponível em: <<http://www.braskem-ri.com.br/o-setor-petroquimico>>. Acesso em: 31 dez. 2018.

BRASKEM. *Formulário de Referência – 2019*. Disponível em: <<http://www.braskem-ri.com.br/relatorios-anuais>>. Acesso em: 14 set. 2019.

CAMPBELL, J. M. *Gas Conditioning and Processing*. [S.l.]: Campbell Petroleum Series, v. 2, 2000.

CAMPBELL R. E.; WILKINSON J. D. *Hydrocarbon gas processing*. U.S. Patent 4,278,457. 1981.

CAMPBELL R. E.; WILKINSON J. D.; HUDSON H. M. *Hydrocarbon gas processing*. U.S. Patent 4,889,545. 1989.

CAMPOS, A. F. *et al.* A review of Brazilian natural gas industry: Challenges and strategies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 2, 2016.

CAO *et al.* Parameter comparison of two small-scale natural gas liquefaction processes in skid-mounted packages. *Applied Thermal Engineering*, v. 26, p. 898–904, 2006.

CHAMBERLAIN R. M.; POWELL, M. J. D. The Watchdog Technique for Forcing Convergence in Algorithms for Constrained Optimization. *Mathematical Programming Study*, n. 16, p. 1-17, 1982.

CHEBBI, R. *et al.* Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. *Chemical Engineering Research and Design*, n. 88, p. 779–787, 2010.

CHEBBI, R.; KHERBECK, L. Optimizing ethane recovery in turboexpander processes. *Journal of industrial and Engineering Chemistry*, n. 21, p. 292–297, 2015.

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

DIAZ, S.; BRIGNOLE, E. A.; BANDONI, A. Flexibility study on a dual mode natural gas plant in operation. *Chemical Engineering Communications*, 2002.

EDP. *Tarifas*. Disponível em: <[http://www.edp.com.br/distribuicao-es/saiba-mais/informativos/tarifas-aplicadas-a-clientes-atendidos-em-alta-e-media-tensao-\(grupo-a\)](http://www.edp.com.br/distribuicao-es/saiba-mais/informativos/tarifas-aplicadas-a-clientes-atendidos-em-alta-e-media-tensao-(grupo-a))>. Acesso em: 13 set. 2019.

EIA – U. S. Energy Information Administration. *Natural Gas Weekly Update*. Disponível em: <<https://www.eia.gov/naturalgas/weekly/#tabs-prices-4>>. Acesso em: 14 set. 2019.

ELLIOT, D. *et al.* Benefits of integrating NGL extraction and LNG liquefaction technology. In: *AIChE Spring National Meeting*, Conference Proceedings, p. 1943–1958, 2005.

EPE - EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. Calculadora 2050. 2019a. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/calculadora-2050>>. Acesso em: 21 set. 2019.

EPE - EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. *Balanço Energética Nacional (BEN)*. 2019b. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-377/topico-470/Relat%C3%B3rio%20S%C3%ADntese%20BEN%202019%20Ano%20Base%202018.pdf>>. Acesso em: 21 set. 2019.

EPE - EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. Metodologia para Cálculo da Oferta de Gás Natural Seco e Derivados. Rio de Janeiro, 2016b. Disponível em: <<http://epe.gov.br>>. Acesso em: 15 out. 2018.

EWAN, D. N. *et al.* Why cryogenic processing (investigating the feasibility of a cryogenic turbo-expander plant). In: *54th GPA Annual Convention*, Houston, TX, USA, 1975.

FARAMAWY, S.; ZAKI, T.; SAKR, A. A. Natural gas origin, composition and processing: A review. *Journal of a Natural Gas Science and Engineering*, n. 34, p. 34-54. 2016.

GAMS. General Algebraic Modeling System: Integrated Development Environment. Washington, DC. *GAMS Development Corporation*, 2007.

GASMIG. *Composição típica*. Disponível em: <<http://www.gasmig.com.br/GasNatural/Paginas/Composicao.aspx>>. Acesso em: 04 jun. 2019.

GASNET. *Gás Natural*. 2013. Disponível em: <http://www.gasnet.com.br/gasnatural/gas_completo.asp>. Acesso em: 09 out. 2018.

GASNET. *Gás Natural Glossário*. Disponível em: <http://www.gasnet.com.br/gasnatural/glossario_gas.asp>. Acesso em: 26 dez. 2018.

- GETU, M. *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design J.*, v. 91, n.7, p. 1272-1283, 2013.
- GETU, M. *et al.* Risk-based optimization for representative natural gas liquid (NGL) recovery processes by considering uncertainty from the plant inlet. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2015.
- GHORBANI, B. *et al.* A comprehensive approach toward utilizing mixed refrigerant and absorption refrigeration systems in an integrated cryogenic refrigeration process. *Journal of Cleaner Production*, 2018.
- GHORBANI, B. *et al.* Cascade refrigeration systems in integrated cryogenic natural gas process (natural gas liquids (NGL), liquefied natural gas (LNG) and nitrogen rejection unit (NRU)). *Energy*, 2016.
- GHORBANI, B. *et al.* Implementing absorption refrigeration cycle in lieu of DMR and C3MR cycles in the integrated NGL, LNG and NRU unit. *International Journal of Refrigeration*, 2017.
- GHORBANI, B. *et al.* Simulation and optimization of refrigeration cycle in NGL recovery plants with exergy-pinch analysis. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, v. 7, p. 35-43, 2012.
- GHORBANI, B.; HAMED, M. H.; AMIDPOUR, M. Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU). *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2016.
- GOMES, W. *Curso de Processamento de Gás Natural*. Rio de Janeiro: IBP, 2013.
- GPSA - GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. *Engineering Data Book*. 12. ed. Tulsa: [s.n.], v. 1, 2, 2004.
- HARWELL SUBROUTINE LIBRARY. *Release 10*. Advanced Computing Dept., AEA Industrial Technology, Harwell laboratory, England, 1990.
- HATCHER, P.; KHALIPOUR, R.; ABBAS, A. Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives. School of Chemical and Biomolecular Engineering University of Sydney, Australia. *Computers & Chemical Engineering*, v. 41, p. 123 – 133, 2012.

- JIBRIL, K. L. *et al.* Simulation study determines optimum turboexpander process for NGL recovery. *Oil Gas J.*, v. 104, p. 58–62, 2006.
- JIN, C.; LIM, Y. Economic evaluation of NGL recovery process schemes for lean feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, n. 129, p. 297–305, 2018.
- KHAN, M. S. *et al.* Energy saving opportunities in integrated NGL/LNG schemes exploiting: Thermal-coupling common-utilities and process knowledge. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, n. 82, p. 54-64, 2014.
- KUESTER, J. L.; MIZE, J. H. *Optimization Techniques with FORTRAN*. McGraw-Hill Book Co., 1973.
- LEE, R. J. *et al.* Internal refrigeration for enhanced NGL recovery. U.S. Patent 2006/0,150,672 A1. 2006.
- LYNCH, J. T. *et al.* Unique Design Challenges in the Aux Sable NGL Recovery Plant. In: *81st Annual Convention of the Gas Processors Association*, Dallas, TX. 2002.
- MAHABADIPOUR, H.; GHAEBI, H. Development and comparison of two expander cycles used in refrigeration system of olefin plant based on exergy analysis, Iran. *Applied Thermal Engineering*, v. 50, n. 1, p. 771 – 780, 2013.
- MEHRPOOYA, M. *et al.* Energy and advanced exergy analysis of an existing hydrocarbon recovery process. *Energy Conversion and Management*, 2016.
- MEHRPOOYA, M.; GHORBANI, B.; SHIRMOHAMMADI, R. A novel energy efficient LNG/NGL recovery process using absorption and mixed refrigerant refrigeration cycles – Economic and exergy analyses. *Applied Thermal Engineering*, v. 132, p. 283–295, 2018.
- MEHRPOOYA, M.; TIRANDAZI, B.; VATANI, A. A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement. *Chemical Engineering and Processing*, v. 63, p. 16 – 24, 2013.
- MEHRPOOYA, M.; VATANI, A.; MOUSAVIAN, S. M. A. Introducing a novel integrated NGL recovery process configuration (with a self-refrigeration system (open/closed cycle)) with minimum energy requirement. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, v. 49, n. 4, p. 376-388, 2010.

MEHRPOOYA, M.; VATANI, A.; MOUSAVIAN, S. M. A. Introducing a new parameter for evaluating the degree of integration in cryogenic liquid recovery processes. *Chemical Engineering and Processing*, v. 50, p. 916-930, 2011.

MELHOR CAMBIO. *Cotação do dólar*. Disponível em: <<https://www.melhorcambio.com/dolar-hoje>>. Acesso em: 07/01/19.

MME – MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (Brasil). Boletim Mensal De Acompanhamento da Indústria de Gás Natural. Ed. 131. Departamento de Gás Natural. 2018.

MME – MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (Brasil). Boletim Mensal De Acompanhamento da Indústria de Gás Natural. Ed. 1528. Departamento de Gás Natural. 2019. Disponível em: < <http://www.mme.gov.br/web/guest/secretarias/petroleo-gas-natural-e-biocombustiveis/publicacoes/boletim-mensal-de-acompanhamento-da-industria-de-gas-natural/> >. Acesso em: 19 jan. 2020.

MOKHATAB, S.; MEYER, P. Selecting best technology lineup for designing gas processing units. In: *Gas Processors Association (GPA) Europe Sour Gas Processing Conference*, 2009. Barcelona, Gas Processors Association - Europe, 2009.

MOKHATAB, S.; POE, W. A. Modeling, Control, and Optimization of Natural Gas Processing Plants. United States. Elsevier Inc. 2017.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; MAK, J. Y. *Basic Concepts of Natural Gas Processing, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. 3. ed. Oxford: GPP, 2015.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; SPEIGHT, J. G. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publ., Elsevier Inc., 2006.

MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. *Princípios de termodinâmica para engenharia*. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013.

MINH *et al.* A cost-effective retrofit of conventional distillation sequence to dividing-wall prefractionator configuration. *Computers and Chemical Engineering*, v. 110, p. 93–105, 2018.

ORDOÑEZ, R.; ROSA, B. *Oferta de gás crescerá 68%, mas faltam gasodutos*. O Globo, 17 de junho de 2014. Disponível em: <<http://oglobo.globo.com/economia/oferta-de-gas-crescera-68-mas-faltam-gasodutos-12890628>>. Acesso em: 20 de jan. 2019.

PENG, D. Y.; ROBINSON, D. B. A New Two-Constant Equation of State. *Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals*, p. 59-64, 1976.

POWELL, M. J. D. *A Fast Algorithm for Non-Linearly Constrained Optimization Calculations*. Numerical Analysis, Dundee, 1977, Lecture Notes in Math. 630, Springer-Verlag, 1978.

PRESS, W.H., *et al.* *Numerical Recipes in C*. Cambridge university Press, 1988.

PUC - PONTIFÍCIA UNIVERSIDADE CATÓLICA. *Principais conceitos envolvidos na simulação da injeção de CO₂ em aquíferos salinos*. Disponível em: <https://www.maxwell.vrac.puc-rio.br/15354/15354_5.PDF>. Acesso em: 05 jan. 19.

RAHAMAN, A. A. *et al.* Improving ethane extraction at the PETRONAS gas GPP-A facilities in Malaysia. In: *83rd Annual Convention of the Gas Processors Association*, New Orleans, LA. 2004.

RØDSTØL, E. *Optimization of FLNG processes*. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Institute for Energy and Process Technology, NTNU, Trondheim, Norway.

SAGERS, M. J. Natural Gas Liquids and the Soviet Gas Processing Industry. *Soviet Economic Studies Branch*, Moscow, 1986.

SANTOS, E. M. *Gás natural: estratégias para uma energia nova no Brasil*. 1. ed. São Paulo: Annablume, Fapesp, Petrobras, 2002.

SAYED, A.; ASHOURB, I.; GADALLA, M. Integrated process development for an optimum gas processing plant. *Chemical Engineering Research and Design*, 2017.

SÆTRE, D. *Optimization of NGL Extraction Processes for Floating LNG Processes*. 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Department of Energy and Process Engineering. Norwegian University of Science and Technology.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, D. K. *Separation Process Principles: chemical and biochemical operations*. 3. ed. New Jersey: Wiley, 2010.

SIMÕES, D. *Método de Nelder-Mead (n dimensões) - Downhill Simplex*. Disponível em: <https://www.authorea.com/users/62989/articles/146094-m%C3%A9todo-de-nelder-mead-n-dimens%C3%B5es-downhill-simplex/_show_article>. Acesso em: 10 dez. 2018.

SOUZA, M. M. D. Análise da viabilidade técnica e econômica de processar o gás natural para venda em plataformas de campos de gás retrógrado offshore. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia, 2017.

SPEIGHT, J. G. *Handbook of Industrial Hydrocarbon Processes*. Gulf Professional Publ., Oxford, 2011.

SPEIGHT, J. G. *The Chemistry and Technology of Petroleum*, 4 Ed., CRC Press, Boca Raton, 2006.

STEWART, M.; ARNOLD, K. *Gas Sweetening and Processing Field Manual*, Gulf Professional Publ., Waltham, 2011.

USP - UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO. *Propriedades das Substâncias*. Disponível em: <https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/4092814/mod_resource/content/1/Mercier%20superf%C3%ADcies%20termodin%C3%A2micas.pdf>. Acesso em: 05 jan. 19.

UWITONZE, H.; LEE, I.; HWANG, K. S. Alternatives of integrated processes for coproduction of LNG and NGLs recovery. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, n. 107, p. 157-167, 2016.

VAZ, C. E.; MAIA, J. L.; SANTOS, W. G. *Tecnologia da indústria do Gás Natural*. 1. ed. São Paulo: Blucher, 2008.

WANG, W.B. *Optimization of Expander Plants*. PhD dissertation, University of Tulsa. 1985.

WANG, M.; KHALILPOUR, R.; ABBAS, A. Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes. School of Chemical and Biomolecular Engineering, The University of Sydney, Australia. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, v. 15, p. 93 – 105, 2013.

WANG M.; KHALILPOUR R.; ABBAS A. Thermodynamic and economic optimization of LNG mixed refrigerant processes. *Energy Convers Manage*, v. 88, p. 947–61, 2014.

YAO J.; CHEN J. J.; ELLIOT, D. G. *Enhanced NGL recovery processes*. United States. Patent number: 5,992,175. 1999.

ANEXOS

ANEXO A - Módulo termodinâmico de Peng–Robinson

O módulo termodinâmico de Peng–Robinson (PENG; ROBINSON, 1976) são equações de estado cujas propriedades termodinâmicas são expressas pelas equações Eq. (27) a Eq. (30). Com isso, outras variáveis como entalpia, energia interna e entropia que descrevem o equilíbrio líquido-vapor puderam ser determinadas (MORAN; SHAPIRO, 2014).

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (27)$$

$$a = \frac{0,45724R^2T_c^2}{p_c} \quad (28)$$

$$b = \frac{0,07780RT_c}{p_c} \quad (29)$$

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5})]^2 \quad (30)$$

Sendo p pressão absoluta, R constante dos gases ideais, T temperatura, V_m volume molar (razão entre volume e número de moles), T_c temperatura crítica, p_c pressão crítica, temperatura reduzida $T_r = T/T_c$ e ω é o fator acêntrico. Este último parâmetro se objetiva a representar o comportamento termodinâmico de estruturas moleculares complexas e permite avaliar o quanto determinado fluido se desvia do princípio dos estados correspondentes. O Teorema dos estados correspondentes mostra que os fluidos, em relação a mesmas temperatura e pressão reduzidas, possuem aproximadamente o mesmo fator de compressibilidade (Z) – representado na Eq. (31) - e o mesmo grau de desvio relativo ao comportamento de gás ideal. Todavia, esse teorema não é exato e, então, são propostas correções entre as quais a mais reconhecida é o fator acêntrico de Pitzer ω descrito na Eq. (32) (USP, PUC, 2019).

$$Z \equiv \frac{pV}{RT} \quad (31)$$

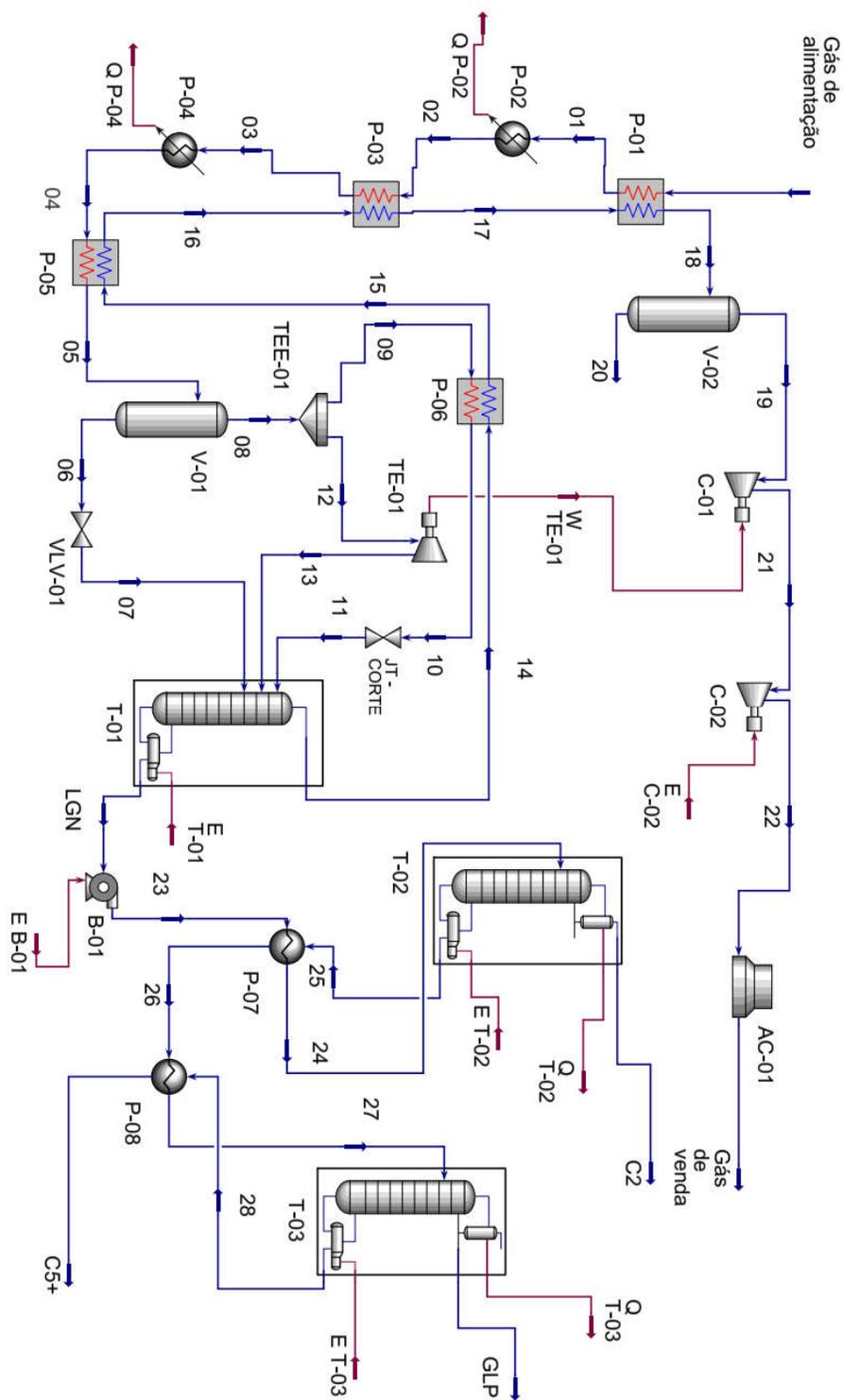
$$\omega = -\log \frac{p_v(T=0,7T_c)}{p_c} - 1 \quad (32)$$

De modo que $p_v(T = 0,7T_c)$ é a pressão de vapor do fluido a uma temperatura de $0,7T_c$, p_c é a pressão crítica e T_c é a temperatura crítica. Já na Eq. (31) p é a pressão do gás, V é o volume, R é a constante dos gases ideais, T é a temperatura.

ANEXO B – Relação de TAG's dos equipamentos.

TAG	Equipamento
AC-01	<i>Air cooler</i>
B-01	Bomba criogênica.
C-01	Primeiro Compressor.
C-02	Segundo Compressor.
JT-corte	Válvula Joule-Thomson.
P-01	Primeiro trocador de calor. É tipo placas.
P-02	Segundo Trocador de calor. É tipo <i>chiller</i> do circuito de propano.
P-03	Terceiro trocador de calor. É tipo placas.
P-04	Quarto Trocador de calor. É segundo do tipo <i>chiller</i> do circuito de propano.
P-05	Quinto trocador de calor. É do tipo placas.
P-06	Sexto trocador de calor. É tipo placas.
P-07	Sétimo Trocador de calor. É tipo casca e tubo.
P-08	Oitavo Trocador de calor. É do tipo casca e tubo.
TE-01	Turboexpansor
TEE-01	Divisor
V-01	Primeiro vaso separador.
V-02	Segundo vaso separador.
VLV-01	Válvula Joule-Thomson.
T-01	Torre desmetanizadora
T-02	Torre desetanizadora
T-03	Torre desbutanizadora.

ANEXO C – Fluxograma TERM no ambiente de simulação em Aspen HYSYS®.



ANEXO D – Problema geral de otimização.

<i>Problema de otimização</i>			
<i>Variáveis manipuladas</i>			
Variável	Objeto	Descrição	
x_1	Corrente 01	Temperatura	
x_2	Corrente 02	Temperatura	
x_3	Corrente 03	Temperatura	
x_4	Corrente 04	Temperatura	
x_5	Corrente 05	Temperatura	
x_6	Corrente 07	Pressão	
x_7	Corrente 10	Temperatura	
x_8	Corrente 11	Pressão	
x_9	Corrente 13	Pressão	
x_{10}	Corrente 24	Temperatura	
x_{11}	Corrente 27	Temperatura	
x_{12}	T-01, fundo	Pressão	
x_{13}	T-02, fundo	Pressão	
x_{14}	T-03, fundo	Pressão	
x_{15}	TEE-100 (divisor)	Razão de fluxo	
x_{16}	T-01, reboiler	Temperatura	
x_{17}	T-02, reboiler	Temperatura	
x_{18}	T-03, reboiler	Temperatura	
x_{19}	T-01, topo	Pressão	
x_{20}	T-02, topo	Pressão	
x_{21}	T-03, topo	Pressão	
<i>Restrições</i>			
Recuperação de C ₃ + maior que 90%.			
<i>Condições</i>			
Parâmetro	Valor	Unidade	
Vazão de entrada	3.500.000	m ³ /d	
Pressão na entrada e saída	7000	kPag	
Temperatura na entrada	25	°C	
Temperatura na saída	25	°C	
Eficiência das máquinas de fluxo (expansor, compressor e bomba)	75	%	
Perda de carga nos trocadores de calor	20	kPa	
<i>Função objetivo</i>			
Minimizar consumo energético específico $f(X)$ [kWh/ kg de GV]			

ANEXO E – Condições das correntes.

Corrente	caso base			caso otimizado		
	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)
“muito rico” Gás de alimentação	25,0	7000,0	133907,0	25,0	7000,0	133907,0
01	19,3	6980,4	133907,0	21,0	6980,4	133907,0
02	13,0	6960,8	133907,0	13,0	6960,8	133907,0
03	1,0	6941,2	133907,0	2,0	6941,2	133907,0
04	-14,0	6921,6	133907,0	-14,0	6922,0	133907,0
05	-23,5	6902,0	133907,0	-23,5	6902,0	133907,0
06	-23,5	6902,0	46766,5	-23,5	6902,0	46766,5
07	-47,8	2250,6	46766,5	-47,8	2250,6	46766,5
08	-23,5	6902,0	87140,5	-23,5	6902,0	87140,5
09	-23,5	6902,0	20652,3	-23,5	6902,0	20652,3
10	-69,2	6882,4	20652,3	-60,2	6882,4	20652,3
11	-96,3	2226,1	20652,3	-93,9	2226,1	20652,3
12	-23,5	6902,0	66488,2	-23,5	6902,0	66488,2
13	-68,9	2069,2	66488,2	-68,9	2069,2	66488,2
14	-69,9	2039,8	95919,7	-62,4	2575,1	96690,8
15	-43,2	2020,2	95919,7	-41,7	2555,5	96690,8
16	-17,0	2000,6	95919,7	-16,7	2535,9	96690,8
17	12,4	1981,0	95919,7	9,3	2516,3	96690,8
18	25,0	1931,4	95919,7	17,6	2466,7	96690,8
19	25,0	1931,4	95919,7	17,6	2466,7	96690,8
20	-	-	0,0	-	-	0,0
21	45,2	2442,6	95919,7	38,4	3143,3	96690,8
22	145,7	7000,0	95919,7	113,4	7000,0	96690,8
23	67,8	2559,5	37987,2	67,8	2559,5	37216,2
24	70,0	2539,9	37987,2	70,0	2539,9	37216,2
25	90,5	2525,2	35894,0	90,5	2525,2	35186,2
26	88,4	2505,6	35894,0	88,4	2505,6	35186,2
27	91,4	2486,0	35894,0	91,4	2486,0	35186,2
28	148,0	1130,7	7088,5	148,0	1130,7	7086,2
LGN	67,0	2069,2	37987,2	67,0	2069,2	37216,2
C ₂	3,0	2446,8	2093,2	3,0	2446,8	2030,0
C ₅ ⁺	92,2	1111,1	7088,5	95,4	1111,1	7086,2
GLP	39,7	1052,0	28805,5	39,3	1052,0	28100,0
Gás de venda	25,0	7000,0	95919,7	25,0	7000,0	96690,8

	Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)
“rico”	Gás de	25,0	7000,0	129137,2	25,0	7000,0	129137,2
	alimentação						
	01	20,5	6980,4	129137,2	22,0	6980,4	129137,2
	02	19,0	6960,8	129137,2	19,0	6960,8	129137,2
	03	4,5	6941,2	129137,2	5,0	6941,2	129137,2
	04	-9,0	6921,6	129137,2	-9,0	6921,6	129137,2
	05	-18,5	6902,0	129137,2	-18,0	6902,0	129137,2
	06	-18,5	6902,0	27706,4	-18,0	6902,0	27069,1
	07	-43,5	2250,6	27706,4	-42,9	2250,6	27069,1
	08	-18,5	6902,0	101430,8	-18,0	6902,0	102068,1
	09	-18,5	6902,0	24039,1	-18,0	6902,0	24190,1
	10	-63,0	6882,4	24039,1	-56,5	6882,4	24190,1
	11	-93,1	2226,1	24039,1	-90,5	2226,1	24190,1
	12	-18,5	6902,0	77391,7	-18,0	6902,0	77878,0
	13	-62,1	2069,2	77391,7	-61,6	2069,2	77878,0
	14	-63,2	2039,8	102125,7	-56,5	2549,8	102914,5
	15	-34,4	2020,2	102125,7	-32,3	2530,2	102914,5
	16	-9,3	2000,6	102125,7	-9,6	2510,5	102914,5
	17	18,0	1981,0	102125,7	15,7	2490,9	102914,5
	18	24,9	1931,4	102125,7	20,0	2441,3	102914,5
	19	24,9	1931,4	102125,7	20,0	2441,3	102914,5
	20	-	-	0,0	-	-	0,0
	21	47,3	2510,9	102125,7	43,1	3200,4	102914,5
	22	143,8	7000,0	102125,7	115,8	7000,0	102914,5
	23	67,9	2559,5	27011,6	67,9	2559,5	26222,8
	24	70,0	2539,9	27011,6	70,0	2539,9	26222,8
	25	80,0	2525,2	26694,0	80,0	2525,2	25930,5
	26	78,1	2505,6	26694,0	78,0	2505,6	25930,5
	27	79,0	2486,0	26694,0	79,0	2486,0	25930,5
	28	148,0	1130,7	1074,4	148,0	1130,7	1073,3
	LGN	67,0	2069,2	27011,6	67,0	2069,2	26222,8
	C ₂	3,1	2446,8	317,5	3,0	2446,8	292,2
	C ₅ ⁺	118,2	1111,1	1074,4	117,5	1111,1	1073,3
	GLP	36,2	1052,0	25619,7	35,9	1052,0	24857,2
	Gás de venda	25,0	7000,0	102125,7	25,0	7000,0	102914,5

	Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)	Temperatura (°C)	Pressão (kPag)	Vazão mássica (kg/h)
“pobre”	Gás de alimentação	25,0	7000,0	120023,5	25,0	7000,0	120023,5
	01	22,4	6980,4	120023,5	23,0	6980,4	120023,5
	02	22,0	6960,8	120023,5	22,0	6960,8	120023,5
	03	3,0	6941,2	120023,5	3,0	6941,2	120023,5
	04	-8,0	6921,6	120023,5	-8,0	6921,6	120023,5
	05	-30,0	6902,0	120023,5	-25,0	6902,0	120023,5
	06	-30,0	6902,0	14476,5	-25,0	6902,0	11905,5
	07	-52,2	2250,6	14476,5	-45,4	2250,6	11905,5
	08	-30,0	6902,0	105547,0	-25,0	6902,0	108118,0
	09	-30,0	6902,0	25014,6	-25,0	6902,0	25624,0
	10	-77,0	6882,4	25014,6	-77,0	6882,4	6882,4
	11	-101,4	2226,1	25014,6	-101,2	2226,1	25624,0
	12	-30,0	6902,0	80532,4	-25,0	6902,0	82494,0
	13	-77,8	2069,2	80532,4	-73,1	2069,2	82494,0
	14	-83,0	2039,8	100741,2	-78,6	2549,8	100845,5
	15	-52,5	2020,2	100741,2	-47,2	2530,2	100845,5
	16	-8,1	2000,6	100741,2	-14,9	2510,5	100845,5
	17	21,5	1981,0	100741,2	14,1	2490,9	100845,5
	18	24,9	1931,4	100741,2	16,5	2441,3	100845,5
	19	24,9	1931,4	100741,2	16,5	2441,3	100845,5
	20	-	-	0,0	-	-	0,0
	21	48,1	2506,6	100741,2	42,0	3256,0	100845,5
	22	149,8	7000,0	100741,2	116,5	7000,0	100845,5
	23	67,8	2559,5	19282,3	67,8	2559,5	19178,0
	24	70,0	2539,9	19282,3	70,0	2539,9	19178,0
	25	90,5	2525,2	18256,5	90,5	2525,2	18159,4
	26	88,4	2505,6	18256,5	88,4	2505,6	18159,4
	27	91,4	2486,0	18256,5	91,4	2486,0	18159,4
	28	148,0	1130,7	3614,1	148,0	1130,7	3613,8
	LGN	67,0	2069,2	19282,3	67,0	2069,2	19178,0
	C ₂	3,0	2446,8	1025,8	3,0	2446,8	1018,5
	C ₅ ⁺	99,1	1111,1	3614,1	99,8	1111,1	3613,8
	GLP	38,8	1052,0	14642,3	38,7	1052,0	14545,7
	Gás de venda	25,0	7000,0	100741,2	25,0	7000,0	100845,5

ANEXO F – Composição correntes de saída.

caso base							
“muito rico”							
	Nome	Gás de alimentação	C ₂	C ₅ ⁺	GLP	LGN	Gás de venda
Condição	Temperatura [°C]	25	3,0	92,2	39,7	67,0	25,0
	Pressão [kPag]	7000	2446,8	1111,1	1052	2069,2	7000
	Vazão Molar [kmol/h]	6168	69,5	89,8	602,3	761,5	5406
Composição	Nitrogênio	0,0040	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0046
	CO ₂	0,0073	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0083
	Metano	0,7801	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8900
	Etano	0,0966	0,9954	0,0000	0,0332	0,1171	0,0937
	Propano	0,0682	0,0045	0,0000	0,6685	0,5291	0,0033
	i-Butano	0,0101	0,0000	0,0000	0,1028	0,0813	0,0001
	n-Butano	0,0191	0,0000	0,0008	0,1949	0,1543	0,0001
	i-Pentano	0,0045	0,0000	0,3057	0,0005	0,0364	0,0000
	n-Pentano	0,0049	0,0000	0,3361	0,0001	0,0397	0,0000
	n-Hexano	0,0033	0,0000	0,2268	0,0000	0,0267	0,0000
	n-Heptano	0,0019	0,0000	0,1306	0,0000	0,0154	0,0000
	n-Octano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
“rico”							
	Nome	Gás de alimentação	C ₂	C ₅ ⁺	GLP	LGN	Gás de venda
Condição	Temperatura [°C]	25	3,1	118,2	36,2	67,0	25
	Pressão [kPag]	7000	2446,8	1111,1	1052	2069,2	7000

	Vazão Molar [kmol/h]	6168	10,53	13,81	535,7	560,1	5608
Composição	Nitrogênio	0,0063	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0069
	CO ₂	0,0064	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0070
	Metano	0,7794	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8572
	Etano	0,1193	0,9943	0,0000	0,0650	0,0808	0,1231
	Propano	0,0611	0,0057	0,0000	0,6466	0,6186	0,0054
	i-Butano	0,0084	0,0000	0,0000	0,0954	0,0913	0,0001
	n-Butano	0,0132	0,0000	0,0000	0,1510	0,1444	0,0001
	i-Pentano	0,0029	0,0000	0,0480	0,0321	0,0319	0,0000
	n-Pentano	0,0023	0,0000	0,6394	0,0100	0,0253	0,0000
	n-Hexano	0,0005	0,0000	0,2233	0,0000	0,0055	0,0000
	n-Heptano	0,0002	0,0000	0,0893	0,0000	0,0022	0,0000
	n-Octano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
“pobre”							
	Nome	Gás de alimentação	C ₂	C ₅ ⁺	GLP	LGN	Gás de venda
Condição	Temperatura [°C]	25	3,0	99,1	38,8	67,0	25
	Pressão [kPag]	7000	2446,8	1111,1	1052	2069,2	7000
	Vazão Molar [kmol/h]	6168	34,04	45,89	303,2	383,1	5785
Composição	Nitrogênio	0,0380	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0405
	CO ₂	0,0054	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058
	Metano	0,8470	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9031
	Etano	0,0545	0,9955	0,0000	0,0519	0,1295	0,0495
	Propano	0,0314	0,0045	0,0000	0,6186	0,4899	0,0010
	i-Butano	0,0069	0,0000	0,0000	0,1396	0,1105	0,0000
	n-Butano	0,0083	0,0000	0,0000	0,1684	0,1333	0,0000
	i-Pentano	0,0036	0,0000	0,3510	0,0201	0,0579	0,0000
	n-Pentano	0,0019	0,0000	0,2459	0,0014	0,0306	0,0000

“rico”							
	Nome	Gás de alimentação	C ₂	C ₅ ⁺	GLP	LGN	Gás de venda
Condição	Temperatura [°C]	25	3,0	117,5	35,9	67,0	25
	Pressão [kPag]	7000	2446,8	1111,1	1052	2069,2	7000
	Vazão Molar [kmol/h]	6168	9,697	13,8	519,2	542,7	5625
Composição	Nitrogênio	0,0063	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0069
	CO ₂	0,0064	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0070
	Metano	0,7794	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8546
	Etano	0,1193	0,9954	0,0000	0,0699	0,0846	0,1226
	Propano	0,0611	0,0046	0,0000	0,6342	0,6068	0,0085
	i-Butano	0,0084	0,0000	0,0000	0,0976	0,0934	0,0002
	n-Butano	0,0132	0,0000	0,0000	0,1550	0,1483	0,0002
	i-Pentano	0,0029	0,0000	0,0488	0,0331	0,0329	0,0000
	n-Pentano	0,0023	0,0000	0,6383	0,0103	0,0261	0,0000
	n-Hexano	0,0005	0,0000	0,2235	0,0000	0,0057	0,0000
	n-Heptano	0,0002	0,0000	0,0894	0,0000	0,0023	0,0000
	n-Octano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-C ₁₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
“pobre”							
	Nome	Gás de alimentação	C ₂	C ₅ ⁺	GLP	LGN	Gás de venda
Condição	Temperatura [°C]	25	3,0	99,8	38,7	67,0	25
	Pressão [kPag]	7000	2446,8	1111,1	1052	2069,2	7000
	Vazão Molar [kmol/h]	6168	33,8	45,89	301,2	380,9	5787
Composição	Nitrogênio	0,0380	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0405

CO ₂	0,0054	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058
Metano	0,8470	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9027
Etano	0,0545	0,9955	0,0000	0,0532	0,1304	0,0495
Propano	0,0314	0,0045	0,0000	0,6158	0,4874	0,0014
i-Butano	0,0069	0,0000	0,0000	0,1401	0,1108	0,0001
n-Butano	0,0083	0,0000	0,0000	0,1693	0,1338	0,0000
i-Pentano	0,0036	0,0000	0,3510	0,0202	0,0583	0,0000
n-Pentano	0,0019	0,0000	0,2458	0,0014	0,0308	0,0000
n-Hexano	0,0025	0,0000	0,3360	0,0000	0,0405	0,0000
n-Heptano	0,0005	0,0000	0,0672	0,0000	0,0081	0,0000
n-Octano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₁₁	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₁₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C ₁₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000