

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

SAMUEL MATHIAS DO AMARAL JUNIOR

**OTIMIZAÇÃO ESTRUTURAL PARA O PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL EMPREGANDO DIFERENTES TÉCNICAS DE CONDENSAÇÃO**

SÃO MATEUS – ES

2018

SAMUEL MATHIAS DO AMARAL JUNIOR

**OTIMIZAÇÃO ESTRUTURAL PARA O PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL EMPREGANDO DIFERENTES TÉCNICAS DE CONDENSAÇÃO**

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.

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Silveira Bacelos.

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

SÃO MATEUS – ES

2018

Dados Internacionais de Catalogação na publicação (CIP)
(Divisão de Biblioteca Setorial do CEUNES - BC, ES, Brasil)

A485o Amara! Junior, Samuel Mathias do, 1985-
 Otimização estrutural para o processamento de gás natural
 empregando diferentes técnicas de condensação / Samuel
 Mathias do Amara! Junior. – 2018.
 88 f. : il.

Orientador: Marcelo Silveira Bacelos.
Coorientador: Ana Paula Meneguelo.
Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade Federal
do Espírito Santo, Centro Universitário Norte do Espírito Santo.

1. Gasômetro. I. Bacelos, Marcelo Silveira. II. Meneguelo,
Ana Paula. III. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro
Universitário Norte do Espírito Santo. IV. Título.

CDU: 620.9

SAMUEL MATHIAS DO AMARAL JÚNIOR

**OTIMIZAÇÃO ESTRUTURAL DO PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL EMPREGANDO DIFERENTES TÉCNICAS DE
CONDENSAÇÃO**

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 26 de março de 2018.


COMISSÃO EXAMINADORA



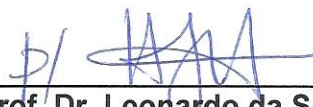
Prof. Dr. Marcelo Silveira Bachelos
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador



Prof. Dr. Ana Paula Meneguelo
Universidade Federal do Espírito Santo
Coorientadora



Prof. Dr. Vinicius Barroso Soares
Universidade Federal do Espírito Santo



Prof. Dr. Leonardo da Silva Arrieche
Universidade Federal da Integração
Latino-Americana

AGRADECIMENTOS

Agradecer é algo que aprendi cedo. E, como aprendi com meus pais, o primeiro “muito obrigado” é deles, tanto pelo incentivo quanto pelo amor a mim dedicado.

Meu agradecimento também vai para minha esposa Bia pelos empurrões para que eu não desistisse. Junto aos agradecimentos cabe também um pedido de desculpas pelos momentos ausentes, por escolher os livros ao invés dos afazeres ou diversão. Mesmo entendendo cada um desses momentos, ainda assim sinto-me no dever de dizer-te: obrigado!

Agradeço também aos meus xodós Marina e Lívia, pela inspiração em evoluir (por elas) e me preparar para as exigências do cruel mercado (por elas), além de saber mais e mais para ensiná-las no que eu puder.

Agradeço aos meus amigos e chefia no ambiente corporativo por apostarem no meu desenvolvimento intelectual e produtivo, por também reconhecerem meus esforços visando a melhoria contínua em minha carreira.

Em especial, aos professores Marcelo e Ana Paula pelas orientações, pelos atendimentos presenciais (ou via telefone e internet), pelas críticas e elogios. Sempre tão atenciosos e pacientes com minhas frases longas e confusas! Aprendi muito e sobre muitas coisas além da teoria: aprendi (e ainda estou aprendendo) a dizer o que preciso dizer e evoluir naquilo que preciso evoluir.

Por fim, minha eterna gratidão a Deus, razão da minha fé.

RESUMO

Mecanismos de condensação envolvendo a expansão do gás ou a remoção de calor através de um circuito de refrigeração mecânica podem ser combinados para aumentar a eficiência de recuperação de frações líquidas do gás natural (LGN). Com o objetivo de avaliar as estratégias de flexibilização de fluxogramas envolvendo o processamento de gás natural, são realizadas simulações de diferentes arranjos de processo: Turbo-Expansor (TE), autorrefrigeração (Joule-Thomson - JT) e circuito de propano refrigerante (Refrigeração mecânica – RM). As simulações são realizadas no Aspen Hysys® em regime estacionário, usando o pacote Peng-Robinson para previsão das variáveis de estado e dos envelopes de fases. São empregadas correntes de alimentação com composições de gás em uma faixa de 5,5 a 11,2% de C_3^+ . Para misturas de alimentação com composição mediana e rica em C_3^+ , o processo Turbo-expansor com refrigeração mecânica apresenta o melhor desempenho econômico; ao passo que, para misturas de alimentação com composição pobre em C_3^+ , os processos Turbo-expansor com e sem refrigeração mecânica e Joule-Thomson com refrigeração mecânica apresentam rentabilidade próximas, com exceção do processo unicamente composto por Joule-Thomson. Estrategicamente, para maior produção de GLP deve ser escolhido Turbo-expansor com refrigeração mecânica. Se a demanda principal for o gás seco (uso em termelétricas), o processo mais adequado é o Joule-Thomson. Com respeito aos limites de especificação de metano, etano, propano e butano em produtos de gás, para todas as misturas os processos Turbo-expansor com e sem refrigeração mecânica atendem ao padrão de regulamentação exigida pela agência de regulação brasileira (ANP), com exceção dos processos compostos por Joule-Thomson.

Palavras-chave: Gás natural, Líquido de Gás Natural, Processamento, Simulação.

ABSTRACT

Condensation mechanisms involving gas expansion or heat removal through mechanical refrigeration circuit can be combined to increase the recovery efficiency of natural gas liquid fractions (NGL). To evaluate the flexibilization strategies of flowcharts involving natural gas processing, different process arrangements simulations are performed: Turbo-Expander (TE), self-cooling (Joule-Thomson - JT) and propane refrigerant circuit (RM). Simulations are performed in Aspen Hysys © in steady state, utilizing Peng-Robinson package to predict state variables and phase envelopes. Gas compositions feeds in a range of 5.5 to 11.2% C_3^+ are applied. For feed mixtures with medium composition and rich in C_3^+ , the TERM process presents the best economic performance, while for feed mixtures with poor composition in C_3^+ , the TERM, TE and JTRM processes present similar profitability, except JT. Strategically, for higher LPG production, TERM should be chosen. If the main demand is dry gas (use in thermoelectric plants), the most suitable process is the JT. Following the methane, ethane, propane and butane specification limits on gas products, for all mixtures the TERM and TE processes meet the regulatory standard required by the Brazilian regulatory agency (ANP), except for JT and JTMR.

Keywords: Natural Gas, Natural Gas Liquid, Processing, Simulation.

LISTA DE SIGLAS

AC	<i>Air Cooler</i>
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
ANP	Agência Nacional do Petróleo
BOE	Barril de Óleo Equivalente
BTU	<i>British Thermal Unit</i>
CIF	Custos Indiretos de Fabricação
CRR	<i>Cold Residue Recycle</i>
DFP	Diagrama de Fluxo de Processo
GA	Gás Associado
GNA	Gás Não Associado
GNL	Gás Natural Liquefeito
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
GSP	<i>Gas Subcooled Process</i>
GV	Gás de Venda
HC	Hidrocarboneto
HP	<i>High Pressure</i>
ISS	<i>Industry Standard Single-stage</i>
LGN	Líquido de Gás Natural
LP	<i>Low Pressure</i>
JT	Joule-Thomson
JTRM	Joule-Thomson com Refrigeração Mecânica
KBO	<i>knowledge-based optimization</i>
MME	Ministério de Minas e Energia

NBR	Norma Brasileira
P_{cgn}	Preço do Condensado do Gás Natural
P_{ener}	Preço da Energia
P_{GLP}	Preço do Gás Liquefeito de Petróleo
P_{GLP-BA}	Preço do Gás Liquefeito de Petróleo - Bahia
P_{GLP-SP}	Preço do Gás Liquefeito de Petróleo – São Paulo
P_{GLP-RJ}	Preço do Gás Liquefeito de Petróleo – Rio de Janeiro
P_{GV}	Preço Gás de venda
PCS	Poder Calorífico Superior
PRGN	Preço Referência de Gás Natural
Re_{LGN}	Recuperação de LGN
REDUC	Refinaria Duque de Caxias
Rep_{dist}	Repasse às distribuidoras
RM	Refrigeração Mecânica
RSV	<i>Recycle Steam-Split</i>
TE	Turbo-expansor
TERM	Turbo-Expansor com Refrigeração Mecânica
UTGC	Unidade de Tratamento de Gás de Cacimbas
UTGSul	Unidade de Tratamento de Gás Sul Capixaba
UPGN	Unidade de Processamento de Gás Natural
VLV	Válvula

LISTA DE SÍMBOLOS

C_p	Calor específico à pressão constante
E	Coeficiente isentrópico
h	Entalpia do gás
K	Razão de equilíbrio entre as fases de um componente
\dot{m}	Vazão mássica
n	Número de mols
P	Pressão do gás
p_c	Pressão no ponto crítico
$Q_{gás}$	Calor transferido no gás
Q_{cond}	Calor transferido no condensador
R	Constante dos gases ideais
s	Entropia
T	Temperatura do gás
T_c	Temperatura no ponto crítico
U	Energia interna
v	Volume específico
V_c	Volume no ponto crítico
$W_{útil}$	Trabalho útil
ω	Fator acêntrico
μ	Coeficiente Joule-Thomson

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Produção de gás associado e não associado	19
Figura 2 - Unidade de Tratamento de Gás de Cacimbas (UTGC) - Linhares-ES	24
Figura 3 - Unidade de Tratamento de Gás Sul Capixaba (UTGSul) - Anchieta- ES	25
Figura 4 – Segmentação da Oferta Total de Gás Natural - Média 2016	26
Figura 5 – Fluxograma das etapas desde a extração até a venda do gás natural e produtos gerados.	28
Figura 6 – Diagrama Pressão x Temperatura simplificado para o comportamento do gás natural (mistura).....	29
Figura 7 – Diagrama Pressão x Entalpia do ciclo de propano refrigerante	30
Figura 8 – Esquemático do ciclo de propano refrigerante	31
Figura 9 – Curva do coeficiente de Joule-Thomson	33
Figura 10 - Esquemático simplificado do processo de autorrefrigeração	33
Figura 11 – Esquemático do turbo-expansor com o comportamento das variáveis	34
Figura 12 – Arranjo da expansão do processo IPSI-1	41
Figura 13 – Vazão de LGN produzido – arranjos simulados por Getu, et al. (2013).....	42
Figura 14 – Custo anual total – arranjos simulados por Getu et al. (2013)	42
Figura 15 – Processo de reciclo de resíduo frio - CRR	43
Figura 16 – Fluxograma do caso base e modificações	47

Figura 17– Variações nos DFP's para simulação.....	50
Figura 18 – Eficiência de recuperação considerando diferentes fluxogramas e composições	67
Figura 19 – Diagrama P-T para misturas de alimentação, parametrizado em um dado arranjo de processo. Em a) Misturas de alimentação com composições diferentes em C ₃ ⁺ (pobre, mediana e rica); b) Mistura de alimentação com composição pobre em C ₃ ⁺	69
Figura 20 - Produção de LGN e GLP	70
Figura 21 – Energia requerida por produção de LGN para misturas de alimentação, parametrizado em um dado arranjo de processo.....	72
Figura 22 – Produção de GLP e gás seco (BOE) e lucro (mil U\$/d) para misturas de alimentação com composição rica, media e pobre em C ₃ ⁺ , parametrizada a um dado arranjo de processo	74

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Hidrocarbonetos componentes do gás natural.....	18
Tabela 2 - Cromatografia do gás natural de diferentes reservatórios.....	20
Tabela 3 – Especificação do Gás Natural segundo ANP.	22
Tabela 4 – Unidades de Processamento de Gás Natural no Brasil.....	25
Tabela 5 – Composições tratadas pelos autores Getu et al. (2013) na análise de recuperação de LGN	39
Tabela 6 – Composições das correntes de alimentação em fração molar	51
Tabela 7 - Arranjos para Simulação	52
Tabela 8 – Condições operacionais para a simulação.	53
Tabela 9 – Equações e números de variáveis para estágios de separação	57
Tabela 10 – Custo do gás de acordo com riqueza e campo produtor	63
Tabela 11 – Preço para o gás natural e GLP	64
Tabela 12 – Custo energético para o processamento.....	65
Tabela 13 – Limites de composição máx/min para o gás de venda segundo ANP.....	72
Tabela 14 – Produção de LGN, GLP e gás seco, custo de energia e rentabilidade dos arranjos de processo para uma dada mistura de corrente alimentação.....	75

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	16
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	18
2.1 Definições, características e propriedades do gás natural	18
2.2 Especificação e regulamentação do gás natural.....	22
2.3 O papel do gás natural na matriz energética brasileira	23
2.4 Condicionamento e processamento do Gás Natural	27
2.5 Rotas tecnológicas dos mecanismos de condensação.....	28
2.5.1 Processamento por Refrigeração Mecânica	30
2.5.2 Autorrefrigeração.....	32
2.5.3 Processamento por Refrigeração Criogênica.....	34
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	37
4 METODOLOGIA	46
4.1 Diagrama de fluxo de processo	46
4.2 Composições do gás de alimentação.....	50
4.3 Condições operacionais.....	52
4.4 Pacote termodinâmico	54
4.5 Graus de Liberdade e especificações	55
4.6 Variáveis de interesse.....	58
4.7 Cálculo de custos e oportunidades.....	62
4.7.1 Custo do gás não tratado para a planta de processamento.....	62
4.7.2 Preços praticados para o gás seco e GLP	63
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	67
5.1 Eficiência de recuperação	67
5.3 Energia requerida pelos arranjos de processo	71
5.4 Especificação do gás de venda.	72

5.5 Produção e rentabilidade.....	73
6 CONCLUSÕES	77
7 SUGESTÕES DE PESQUISAS FUTURAS	78
REFERÊNCIAS.....	79
APÊNDICES	83

1 INTRODUÇÃO

Na última década, a recuperação de frações de Líquido de Gás Natural (LGN) se tornou um importante processo industrial devido ao aumento da produção de gás mundial e aos avanços tecnológicos disponíveis. Diagramas de fluxo de processos de gás, incluindo diferentes mecanismos de condensação podem ser testados para promover a recuperação de propano e compostos de maior peso molecular (C_3^+). Dentre eles estão o turbo-expansor (TE), turbo-expansor com refrigeração mecânica (TERM), Joule-Thomson (JT) e Joule-Thomson com refrigeração mecânica (JTRM).

A respeito aos mecanismos de condensação, os diagramas de fluxo de processo (DFP) devem apresentar flexibilidade e capacidade necessária diante da possível variação de composição da corrente de alimentação e obter produtos finais que satisfaçam as especificações impostas pela agência reguladora. Os critérios de utilização de combinações de mecanismos de condensação devem considerar a eficiência de separação, a energia exigida pela produção líquida, os custos de capital e os custos operacionais.

No entanto, há lacunas no que diz respeito à comparação entre os mecanismos de condensação comumente empregados na indústria. Esta comparação auxilia na seleção dos processos diante da variabilidade da oferta de insumos, do atendimento aos limites de especificação de produtos e de demandas de mercado.

Quanto à produção de LGN, muitas pesquisas foram desenvolvidas para comparar os custos operacionais, bem como a eficiência de recuperação e de separação dos diferentes diagramas de fluxo de processo, utilizando simuladores comerciais (FLESHMAN, et al., 2005) (CHEBBI, et al., 2015), (UWITONZE, LEE, & HWANG, 2016). Entretanto, somente poucos trabalhos tem tentado comparar o desempenho energético e econômico dos diagramas de fluxo de processos comerciais mediante o emprego diferentes mecanismos de condensação e misturas de alimentação (GETU, et al., 2013).

Outros fatores importantes para estabelecer comparações entre os mecanismos de condensação empregados nos DFPs são à energia requerida

pela taxa de produção líquida e os limites de especificação para produtos gasosos e líquidos. Dessa maneira, o objetivo do referente trabalho é analisar energeticamente os diferentes arranjos de processos de recuperação de líquido de gás natural (turbo-expansor, Joule-Thomson - e refrigeração mecânica), utilizando o pacote computacional (Hysys). Tal análise permite obter o arranjo de processo adequado e flexível para atender as diferentes demandas para os deriváveis do LGN (C₃⁺) pelo mercado consumidor próximo à unidade. De forma complementar, a análise propõe responder quanto ao atendimento das normas e agentes reguladores.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Este capítulo apresenta definições e conceitos fundamentais que servem de suporte teórico para o trabalho, como as etapas do processamento de gás e as principais rotas tecnológicas para a recuperação de líquido de gás natural. Também são evidenciadas as especificações exigidas pelo órgão regulamentador e a participação do gás na matriz energética.

2.1 Definições, características e propriedades do gás natural

Em sua composição, o gás natural apresenta-se como uma mistura de hidrocarbonetos agrupados em sua maioria na série dos alcanos lineares (ou parafinas), mas podem ter compostos cíclicos (naftênicos) ou aromáticos. A presença de metano (CH_4) é majoritária (cerca de 70% em volume molar), seguido de outros hidrocarbonetos em menor proporção, como o etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), etc. Há também a presença de compostos inorgânicos, considerados impurezas para o processamento, como a água, gás carbônico, nitrogênio, mercúrio, hélio, argônio, oxigênio, hidrogênio e compostos sulfurados (MOKHATAB, POE, & MAK, 2015). A formulação simplificada pode ser aplicada como sugerido por Vaz, Maia e Santos (2008), como pode ser observado Tabela 1.

Tabela 1 - Hidrocarbonetos componentes do gás natural

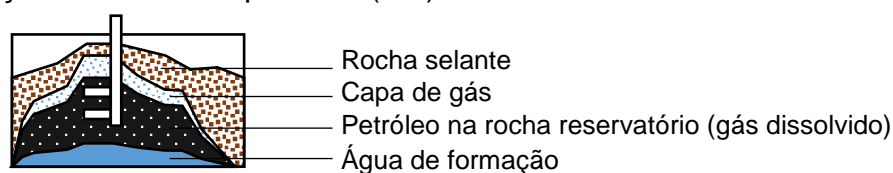
Fórmula Química	Abreviatura	Nome
CH_4	C_1	Metano
C_2H_6	C_2	Etano
C_3H_8	C_3	Propano
C_4H_{10}	C_4 ($n\text{C}_4$ ou $i\text{C}_4$)	Butano (Normal butano ou isobutano)
C_5H_{12}	$n\text{C}_5$ ou $i\text{C}_5$	Pentano (Normal pentano ou isopentano)
C_6H_{14}	C_6	Hexano
C_7H_{16} e outros com componentes de maior peso molecular	C_7^+	Heptanos e mais pesados

Fonte: Vaz, Maia e Santos (2008) (modificado).

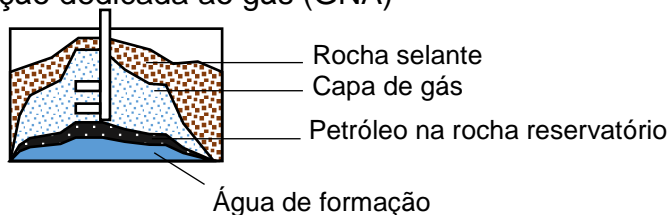
Quanto à origem, o gás natural pode ser classificado em duas categorias: associado (GA) e não-associado (GNA) (FARAMAWY, ZAKI, & SAKR, 2016). Conforme pode ser observado na Figura 1, o gás associado se encontra dissolvido no petróleo ou sob a forma de uma capa de gás no reservatório.

Figura 1 - Produção de gás associado e não associado

Extração dedicada ao petróleo (GA)



Extração dedicada ao gás (GNA)



Fonte: Vieira, Garcia, et al., (2005), modificado.

Privilegiando-se a produção inicial do óleo, no primeiro caso (GA) na Figura 1, utiliza-se o gás para manter a pressão do reservatório. Para o caso do gás não-associado (GNA), este encontra-se como uma fase contínua não associada ao óleo ou a água no reservatório; sua concentração é predominante na camada rochosa, permitindo então a produção basicamente de gás natural.

No Brasil, a produção de gás natural é predominantemente de origem associada ao petróleo, correspondendo a 80,35% das reservas segundo o Ministério de Minas e Energia (BRASIL, 2017) e se destina a outros mercados de consumo que não somente a geração de energia pelas termoelétricas. Além disso, uma vez produzido, o gás natural se distribui entre diversos setores de consumo, com fins energéticos e não-energéticos: utilizado como matéria-prima nas indústrias petroquímica (plásticos, tintas, fibras sintéticas e borracha)

e de fertilizantes (uréia, amônia e seus derivados), comércio, serviços, domicílios etc., nos mais variados usos (SANTOS, 2002).

Essa classificação da origem do gás está intimamente ligada à “riqueza” do gás natural, uma propriedade de cunho técnico comumente utilizada na etapa de seu processamento. A riqueza é definida como o conjunto de componentes de maior peso molecular que o propano (fração C_3^+) (VAZ, MAIA, & SANTOS, 2008). Se o teor destes for igual ou superior a 7,0%, o gás é considerado “rico”, caso contrário o gás é classificado como “pobre”. Gás associado à produção de petróleo normalmente apresentam-se com riqueza expressiva, acima de 7%, enquanto o gás não-associado tem composição de C_3^+ abaixo de 7%, ou seja, um gás pobre. Para o processamento, um gás rico denota o maior potencial para recuperação de frações de maior peso molecular disponível para transformação em produtos como o GLP e gasolina de gás natural. A Tabela 2, com dados da composição de duas correntes de gás natural a partir de análise cromatográfica, exemplifica a variação da riqueza em ambos os casos:

Tabela 2 - Cromatografia do gás natural de diferentes reservatórios

Composição (% molar)	USA Composição 1	USA Composição 2	Bacia de Campos (RJ)
C ₁ - Metano	90,66	83,02	78,01
C ₂ - Etano	4,59	7,45	9,66
C ₃ - Propano	0,78	4,39	6,82
nC ₄ - Butano	0,14	1,08	1,91
iC ₄ - Isobutano	0,1	0,83	1,01
nC ₅ - Pentano	0,02	0,25	0,49
iC ₅ - Isopentano	0,03	0,31	0,45
C ₆ - Hexano	0,03	0,3	0,33
C ₇ - Heptano	0	0	0,19
C ₈ - Octano	0	0	0,4
N ₂ - Nitrogênio	30,2	0,35	0,73
CO ₂ - Dióxido de carbono	0,43	2,02	0
PCS – Gás Ideal, Kcal/m ³ (@1atm, 20°C)	9003,1	10334,9	11296,3
Densidade relativa (ar = 1)	0.6063	0,6993	0,7496
% riqueza	1,1	7,16	11,2

Fonte: Borges (2003).

A noção desta classificação é fundamental na escolha do fluxograma na fase de síntese para o processamento, uma vez que a quantidade de componentes de maior peso molecular que o propano definirá o quantitativo de produção de Líquido de Gás Natural (LGN), diretamente ligado ao faturamento da unidade de processamento e ao investimento nas tecnologias para sua máxima recuperação (MOKHATAB, POE, & MAK, 2015).

Também relacionado à riqueza, o poder calorífico pode ser definido como uma densidade energética, ou seja, a quantidade de energia liberada na forma de calor por unidade de massa. É outra propriedade relacionada à riqueza, como pode ser observado comparando os PCS (Poder Calorífico Superior) das composições tratadas na Tabela 2, uma vez que quanto maior o teor de compostos de alto peso molecular, maior a energia acumulada na mistura de hidrocarbonetos (maior o poder calorífico) (FARAMAWY, ZAKI, & SAKR, 2016).

São adotados os conceitos de PCS (Poder Calorífico Superior), PCI (Poder Calorífico Inferior) e índice de Wobbe para as especificações e venda do gás processado. Enquanto o primeiro considera a energia sob forma de calor latente de condensação do vapor d'água para a combustão, o segundo considera a água no estado gasoso, ou seja, o calor latente de condensação não é computado, pois a água formada na reação de combustão sai no estado vapor com os gases de combustão, como mostrado na Equação 1:

$$PCI = PCS - m_{H_2O} \times \text{calor latente de condensação da água} \quad (1)$$

Em que m_{H_2O} representa a massa de água gerada na reação de combustão.

O poder calorífico do gás normalmente situa-se entre 8.000 e 10.000 kcal/m³ sendo adotado o padrão para a comercialização em 9.400 kcal/m³, valor referência adotado pelo Ministério de Minas e Energia (BRASIL, 2017). Já o índice de Wobbe trata-se também de uma medida do conteúdo energético de um gás, porém medido com base no seu poder calorífico por unidade de volume à pressão e temperatura conhecidos. É utilizado como indicador da operação de equipamentos (como, por exemplo, queimadores

2.2 Especificação e regulamentação do gás natural

Segundo a Resolução nº 16 de 17/06/2008 / ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (D.O.U. 18/06/2008), o gás natural na saída de uma UPGN - Unidade de Processamento de Gás Natural deve estar enquadrado de acordo com a Tabela 3:

Tabela 3 – Especificação do Gás Natural segundo ANP.

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE			MÉTODO		
		Norte	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul	NBR	ASTM D	ISO
Poder calorífico superior	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).

É válida a menção que a especificação exigida para o gás natural flexibiliza em até 6% molar de propano no gás comercializado. Esse valor máximo denota

uma oportunidade de recuperação de C_3^+ , ou seja, extrair o máximo de LGN possível do gás vendido e não somente operar próximo ao limite. Assim sendo, o teor de propano e componentes mais pesados é, para a UPGN, um índice de acompanhamento visando sua quantidade mínima possível no gás de venda. Esta ação reflete o máximo aproveitamento dos compostos de maior valor agregado presente no gás.

Em relação ao mercado norte americano, as exigências de qualidade para a comercialização e transporte do gás variam de acordo o gasoduto utilizado. As especificações atendem não somente a comercializações interestaduais, mas também a negociação com o Canadá. A respeito da composição, é exigido um valor mínimo de 75% de metano, mais flexível que os 85% requisitados pela ANP para o gás das regiões Centro-Oeste, Sudeste e Sul brasileiras. Quanto aos valores de compostos de maior peso molecular, é arbitrado um teor máximo de etano em 10%, propano em 5%, butanos em 2% e pentanos e mais pesados em 0,5% (FOSS, 2004).

As especificações e práticas de qualidade do gás natural em toda a Europa apresentam-se mais exigentes em comparação com os padrões dos Estados Unidos. Embora existam variações país a país, a União Europeia moderna empregou o Índice Wobbe, o controle do ponto de orvalho e outras medidas que não são comumente observadas nos Estados Unidos.

2.3 O papel do gás natural na matriz energética brasileira

A inserção do gás natural na matriz energética brasileira foi intensificada na última década com o Plangás, programa do Governo Federal em parceria com a estatal Petrobras para o fomento da fonte como meio de suprimento da demanda energética. O incentivo, para a ocasião, vinha ao encontro do crescimento econômico em que o País se apresentava, fazendo parte do planejamento estratégico de médio prazo (CAMPOS, et al., 2016).

O grande atrativo se dá pela segurança de fornecimento de energia elétrica através das termelétricas, uma vez que essas operam de modo complementar

à operação das usinas hidrelétricas, amortecendo a sazonalidade da capacidade dos reservatórios hídricos.

Como mencionado no item 2.1, a oferta de gás nacional que supre à demanda tanto do setor energético quanto industrial é majoritariamente associada à produção de petróleo (BRASIL, 2017). Esta aplicação do gás associado, além de contribuir para a segurança de fornecimento, resolve um problema sob o ponto de vista da produção de petróleo: segundo a portaria 249/2000 da ANP, é vetada a queima do gás como subproduto da produção de óleo (permitindo no máximo 3% equivalente à extração de petróleo em volume), sob o risco de interrupção da operação das plataformas e campos terrestres.

A destinação requisitada para o gás oriundo da produção de petróleo levou a um avanço na entrada de novas unidades de processamento, sob pena da impossibilidade das operações estratégicas de produção *off shore* no Brasil. Essa necessidade promoveu o crescimento da capacidade de processamento de gás natural no país. Como exemplo, as Unidades de Processamento de Gás de Cacimbas em Linhares – ES (Figura 2) e Sul Capixaba (Figura 3) em Anchieta – ES, garantem a produção da Bacia do Espírito Santo, com destaque para os recentes campos do Parque das Baleias, região capixaba do Pré-sal.

Figura 2 - Unidade de Tratamento de Gás de Cacimbas (UTGC) - Linhares-ES



Fonte: Potal TecPetro (2016).

Figura 3 - Unidade de Tratamento de Gás Sul Capixaba (UTGSul) - Anchieta-ES



Fonte: Petrobras, (2010).

Quanto à entrada em operação das plantas de gás, bem como a capacidade nominal de processamento, na Tabela 4 estão compiladas as informações, as quais permitem a inferência sobre a estrutura hoje implantada no Brasil. Em destaque (grifo), está a capacidade do Espírito Santo, atualmente em 18,5 milhões Nm³/d.

Tabela 4 – Unidades de Processamento de Gás Natural no Brasil

(continua)

Polos produtores	Município (UF)	Início de Produção	Capacidade Nominal milhões de Nm³/d
Urucu	Coari (AM)	1993	12,2
Lubnor	Fortaleza (CE)	1987	0,35
Guamaré	Guamaré (RN)	1985	5,7
Alagoas	Pilar (AL)	2003	1,8
Atalaia	Aracaju (SE)	1981	3
Candeias	Candeias (BA)	1972	2,9
Santiago	Pojuca (BA)	1962	1,9
Estação Vandemir Ferreira Cacimbas	São Francisco do Conde (BA)	2007	6
	<u>Linhares (ES)</u>	<u>2008</u>	<u>16</u>

Tabela 4 – Unidades de Processamento de Gás Natural no Brasil

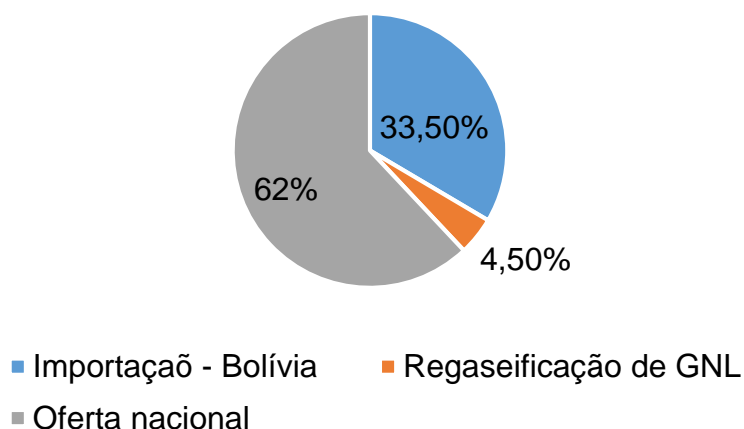
(conclusão)

Polos produtores	Município (UF)	Início de Produção	Capacidade Nominal milhões de Nm ³ /d
Sul Capixaba	<u>Anchieta (ES)</u>	<u>2010</u>	<u>2,5</u>
Reduc	Duque de Caxias (RJ)	1983	4,5
Cabiúnas	Macaé (RJ)	1987	16,2
RPBC	Cubatão (SP)	1993	2,3
Caraguatatuba	Caraguatatuba (SP)	2011	20
Total			95,35

Fonte: ANP (2017).

Os boletins de produção de gás natural emitidos pelo Ministério de Minas e Energia apontam que, mesmo com a crescente expansão do setor, a oferta ao mercado nacional ainda é deficitária, sendo necessária importação, como mostra a Figura 4. Este fato pode ser explicado pela necessidade acima do esperado de acionamento das termelétricas, em resposta dos baixos níveis dos reservatórios hídricos, como consequência da estiagem prolongada verificada a partir de 2014 (BRASIL, 2017).

Figura 4 – Segmentação da Oferta Total de Gás Natural - Média 2016



Fonte: Brasil, (2017).

2.4 Condicionamento e processamento do Gás Natural

A necessidade de remoção de contaminantes, as especificações exigidas pelo órgão regulamentador, bem como a recuperação de Líquido de Gás Natural (LGN) induzem a inclusão de técnicas de condicionamento ao gás *in natura* proveniente da extração ou produção associada ao petróleo. Assim, é um dos objetivos em uma Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN), o condicionamento antes da transferência de custódia (STEWART, 2014).

O processamento do gás natural visa a separação dos hidrocarbonetos com três ou mais átomos de carbono da fração constituída de metano e etano (VAZ, MAIA, & SANTOS, 2008), este último também pode ser segregado, se houver destinação específica (por exemplo, produção de etileno a partir do etano).

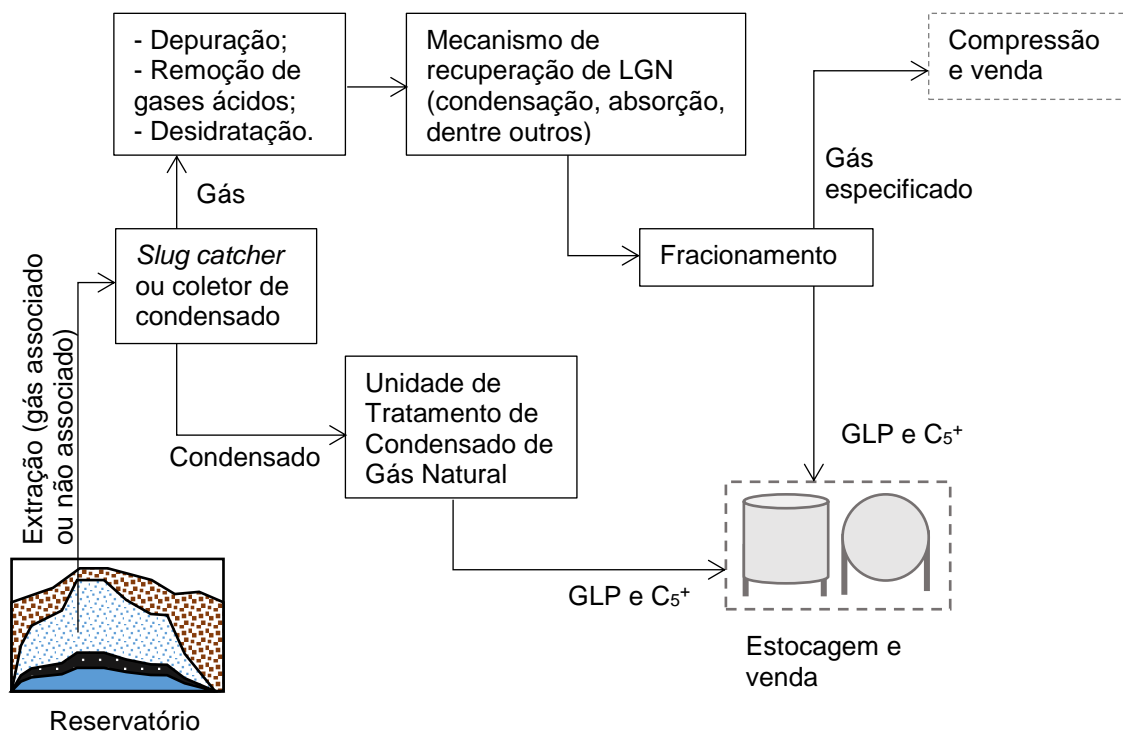
Os principais produtos gerados no processamento dizem respeito a separação do C₃ e C₄ que constituem o GLP (Gás liquefeito de petróleo – “Gás de cozinha”) das frações com componentes de igual ou maior peso molecular que o pentano (ou seja, C₅+) que é denominada gasolina de gás natural. O processamento tem a finalidade de colocar o gás natural dentro das especificações de consumo do mercado nacional (seção 2.2) e aproveitar o GLP, combustível nobre, de maior valor agregado quando comparado ao preço do gás natural e que tem produção deficitária no país, a depender do mercado consumidor (BRASIL, 2017).

Previamente ao processamento são necessárias etapas para o condicionamento do gás às condições de altas pressões (aproximadamente 7000 kPa-g) e temperaturas criogênicas (próximas a -100°C), como depuração, desidratação e remoção de compostos ácidos. Estas etapas são mencionadas na Figura 5, embora não sejam objeto de estudo no referente trabalho. O fluxograma simplificado da Figura 5 resume o processo de tratamento de gás desde sua extração até os produtos finais (MOKHATAB, POE, & MAK, 2015). O esquemático apresenta etapas importantes como uma separação inicial em um *slug catcher* ou coletor de condensado após a extração, já na unidade de tratamento de gás, segregando duas fases distintas e não estabilizadas. A fração gasosa é depurada em um vaso de carga que precede a outros sistemas, como a remoção de gases ácidos, de modo a prevenir corrosão

durante outras etapas e no transporte, desidratação a qual evita formação de hidratos de carbono em pontos de baixa temperatura e alta pressão, seguindo para o mecanismo de recuperação, que é o foco do estudo. A partir desta etapa, as seções de fracionamento irão garantir a pureza exigida aos produtos finais.

Já a fração líquida segregada no *slug catcher* também é fracionada em uma unidade de tratamento de condensado de gás natural, também gerando produtos finais para estocagem ou transferência de custódia.

Figura 5 – Fluxograma das etapas desde a extração até a venda do gás natural e produtos gerados.



Fonte: Mokhatab, Poe e Mak (2015), modificado.

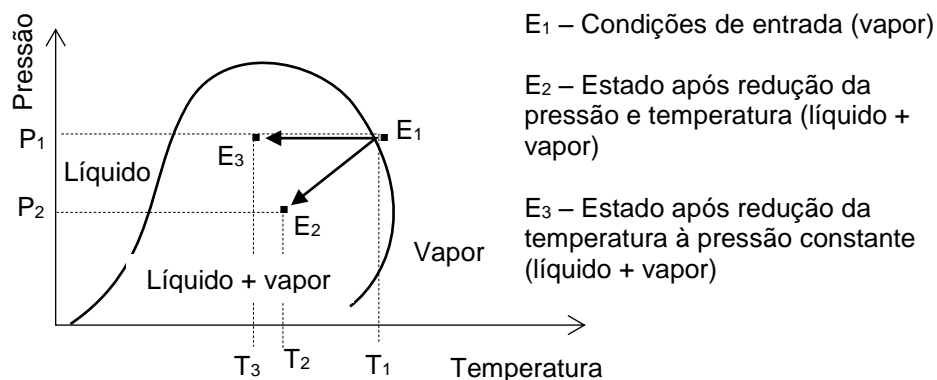
2.5 Rotas tecnológicas dos mecanismos de condensação

As rotas tecnológicas referem-se aos métodos de recuperação do LGN por mecanismos termodinâmicos que favorecem a condensação. Um diagrama de

fases esquemático e simplificado é mostrado na Figura 6 e esboça o comportamento do gás natural ao sofrer alterações em seus parâmetros de pressão e temperatura.

Na Figura 6, o estado E_1 representa as condições de pressão P_1 e temperatura T_1 que o gás de alimentação se encontra, exclusivamente na fase vapor. O estado E_2 representa a expansão adiabática do gás a um valor de pressão P_2 , que resulta no típico comportamento da maioria dos gases reais, que é o resfriamento ao valor T_2 , embora sendo o processo adiabático perfeito não observado integralmente na prática na indústria (teórico). Por último, o estado E_3 corresponde ao resfriamento isobárico, concebido pela remoção de energia, ou seja, redução da entalpia até T_3 . Após os dois processos de resfriamento, ambos os estados E_2 e E_3 entraram na região de interesse, região bifásica onde as fases líquida + vapor coexistem.

Figura 6 – Diagrama Pressão x Temperatura simplificado para o comportamento do gás natural (mistura)



Fonte: Stewart (2014), modificado.

Através da Figura 6, é possível determinar a região de interesse para o processamento de gás natural, uma vez que o gás recebido nas unidades se encontra no limiar entre a fase vapor e a região dentro do envelope, ou seja, na região de saturação no lado direito. Desse modo, é desejável que as condições de processo (temperatura e pressão) sejam favoráveis para trazer a mistura multicomponente mais próxima da região de líquido, para posterior fracionamento e obtenção dos produtos finais.

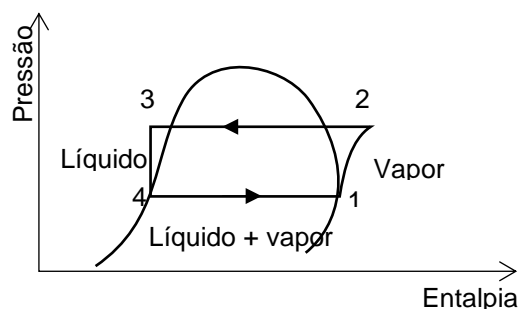
Assim, os processos retratados na Figura 6 que envolvem redução de temperatura são: processamento por refrigeração mecânica, por autorrefrigeração e por refrigeração criogênica, que serão explanados nos itens seguintes.

2.5.1 Processamento por Refrigeração Mecânica

O processo de recuperação de LGN por refrigeração mecânica consiste na condensação dos vapores de hidrocarbonetos de interesse (propano e outros de maior peso molecular) utilizando um agente refrigerante, como o próprio propano, que permite atingir temperaturas de até -40°C , normalmente garantindo especificações mínimas exigidas pela ANP (Tabela 3) (GPSA, 2004).

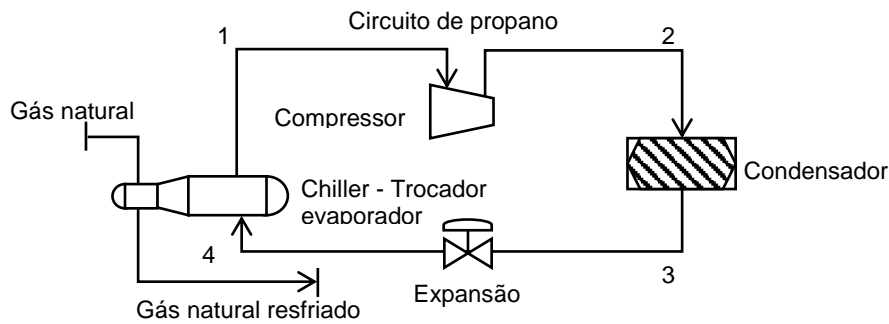
Um diagrama Pressão x Entalpia, bem como um esquema referente ao ciclo de refrigeração a propano são mostrados nas Figura 7 e Figura 8 respectivamente. O processo $1 \rightarrow 2$ do diagrama representa a entrada de trabalho no circuito através da compressão. A fase vapor comprimida (ponto 2) tem a transformação para a fase líquida (ponto 3) através da redução de entalpia e conseqüentemente a retirada do calor absorvido através de um condensador. O processo $3 \rightarrow 4$ refere-se à expansão isoentálpica através de uma válvula estranguladora com conseqüente resfriamento pelo efeito Joule-Thomson. Completando o ciclo, o processo $4 \rightarrow 1$ diz respeito à absorção de calor do sistema pelos trocadores de calor, com conseqüente transformação para fase vapor, indo de encontro à sucção do compressor.

Figura 7 – Diagrama Pressão x Entalpia do ciclo de propano refrigerante



Fonte: Moran e Shapiro (2013).

Figura 8 – Esquemático do ciclo de propano refrigerante



Fonte: Moran e Shapiro (2013).

Assim, um dos mecanismos considerados e que integrará os arranjos para o estudo consiste na refrigeração simples a propano; ou seja, um circuito com condensadores e evaporadores típicos e de tecnologia já conhecida.

A determinação da taxa de fluido refrigerante circulante pode ser determinada através da carga térmica requerida pela corrente a ser arrefecida (CAMPBELL, 2000). Considerando o sistema exemplificado na Figura 8, a Equação 2 permite escrever o balanço de energia em torno do *chiller* (trocador evaporador).

$$Q_{gás} + \dot{m}_3 h_3 = \dot{m}_1 h_1 \quad (2)$$

Onde:

$Q_{gás}$ Corresponde ao calor absorvido pelo *chiller*, (em kJ/kg), e consequentemente responsável pelo resfriamento da corrente “gás natural” na Figura 8; \dot{m}_1 é a vazão mássica do refrigerante na saída do chiller (ou seja, vapor saturado) em kg/s; \dot{m}_3 é a vazão mássica do refrigerante antes da expansão (ou seja, líquido) em kg/s; h_1 é a entalpia do vapor saturado (em kJ/kg) e h_3 é a entalpia da fase líquida (em kJ/kg).

Por se tratar de um sistema fechado, $\dot{m}_1 = \dot{m}_3 = \dot{m}$, então:

$$\dot{m} = Q_{gás} / (h_1 - h_3) \quad (3)$$

De modo semelhante à equação 3, o calor Q_{cond} dispensado pelo condensador pode ser calculado através da equação (energia saindo do sistema):

$$Q_{cond} = \dot{m}(h_3 - h_2) \quad (4)$$

Em que h_2 corresponde a entalpia do gás (KJ/kg) antes do condensador.

2.5.2 Autorrefrigeração

Promover a redução da pressão através de uma válvula estranguladora resultando na expansão isentálpica do gás é o processo mais simples aplicado quando se deseja recuperar propano e hidrocarbonetos mais pesados (C_3^+). O resfriamento se dá, neste caso, pelo efeito Joule-Thomson, observado em grande parte dos gases quando expandidos (CAMPBELL, 2000).

O coeficiente Joule-Thomson μ pode ser determinado através da aplicação da Equação 5 e pode assumir características distintas de acordo com a natureza do gás que sofrerá a expansão.

$$\mu = \left(\frac{\delta T}{\delta P}\right)_H = \frac{\left[T\left(\frac{\delta v}{\delta T}\right)_P - v\right]}{C_p} \quad (5)$$

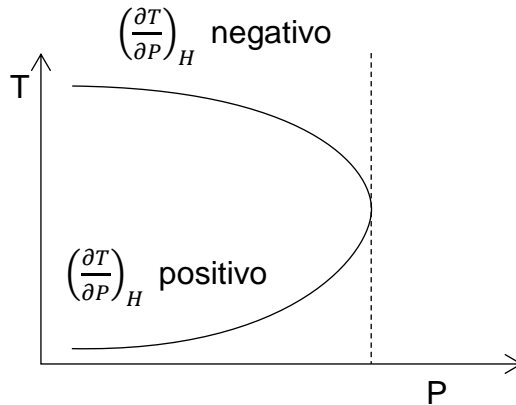
Onde:

μ : coeficiente Joule-Thomson, que é a variação da temperatura (em K) em relação a pressão (em kPa) mantendo a entalpia constante. Ainda na Equação 5, v corresponde ao volume específico (em m^3/kg) e o C_p equivale ao calor específico à pressão constante, medido em $kJ/kg.K$.

Na Figura 9 é possível observar um diagrama esquemático Temperatura x Pressão em relação ao efeito Joule-Thomson. Neste diagrama evidencia-se a diferença entre o comportamento de gases cujo coeficiente Joule-Thomson μ . Quando assumido valor positivo (hidrocarbonetos, por exemplo), os gases

resfriam-se com a redução de pressão, enquanto o contrário (hidrogênio, por exemplo) aumenta a temperatura com a redução da pressão.

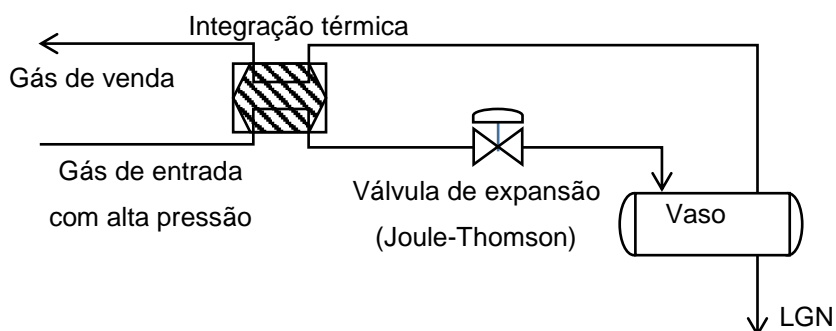
Figura 9 – Curva do coeficiente de Joule-Thomson



Fonte: Campbell (2000).

A Figura 10 representa um esquema do mecanismo de autorrefrigeração. O gás de entrada cede calor para a corrente de saída através de uma integração térmica e o resfriamento em sequência se dá pelo processo adiabático da expansão por uma válvula estranguladora. Através do fenômeno de condensação retrógrada, as frações mais pesadas podem ser recuperadas em um vaso separador e o gás ascendente escoar para a venda (CAMPBELL, 2000).

Figura 10 - Esquemático simplificado do processo de autorrefrigeração



Fonte: Mokhatab, Poe e Mak (2015), modificado.

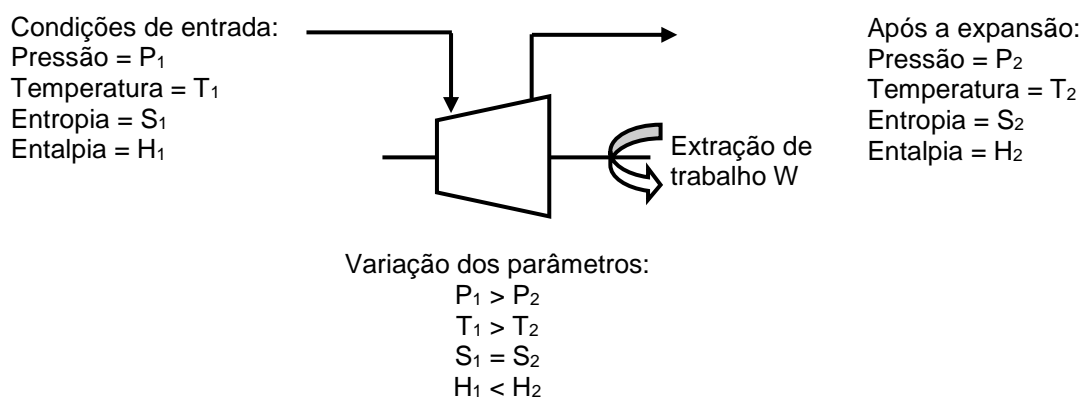
Em situações adversas é adotada a autorrefrigeração em substituição ao turboexpansor (TE). A expansão simples, devido à baixa complexidade, possui baixo

custo de implantação já que é resumida pela atuação de uma válvula (CAMPBELL, 2000). Esse mecanismo, então, pode ser empregado de forma a antecipar projetos definitivos mais elaborados. É também utilizado em unidades de acerto de ponto de orvalho tanto para o hidrocarboneto quanto para água, ou seja, condicionamento de gás natural para transferência evitando que este condense (ou o vapor de água residual nele contido) indevidamente em dutos ou durante sua utilização pelos consumidores finais.

2.5.3 Processamento por Refrigeração Criogênica

Diz respeito ao uso do turbo-expansor, em que a expansão ocorre através de um equipamento rotativo com conseqüente aproveitamento de energia sob forma de trabalho (torque de eixo). Diferente da expansão simples, neste caso há redução da entalpia enquanto a entropia (teórica) permanece constante, como mostrado na Figura 1.

Figura 11 – Esquemático do turbo-expansor com o comportamento das variáveis



Fonte: Campbell (2000), modificado.

Este processo resulta em temperaturas inferiores quando comparado à autorrefrigeração devido a parte da energia (que estava sob forma de calor) ter

sido convertida em trabalho útil. O cálculo do trabalho extraído é mostrado na Equação 6 a seguir:

$$W_{\text{útil}} = E \cdot m(h_2 - h_1)_{\text{teórico}} \quad (6)$$

Onde:

E equivale a eficiência isentrópica, m é a vazão mássica e $(h_2 - h_1)_{\text{teórico}}$ expressa a diferença teórica entre as entalpias de saída e entrada, assumindo não variar a entropia.

A temperatura final pode ser determinada através da Equação 7, a seguir:

$$T_2 = T_1 + T_1 \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m - 1 \right] \cdot E \quad (7)$$

Onde:

T_1 e T_2 correspondem respectivamente as temperaturas antes e após a expansão. Da mesma forma, P_1 e P_2 equivalem às pressões, como mostrado na Figura 11. A variável m é uma expressão relacionada a razão k dos calores específicos (a pressão constante e volume constante), no caso, $m = (k - 1)/k$.

O trabalho extraído no expensor, por sua vez, pode ser destinado para outros fins, como geração de energia elétrica ou força motriz de um compressor, fazendo o papel de uma turbina (de onde deriva o termo “turbo-expensor”). Quando a turbina encontra-se fora de operação, pode ser desviado a um processo paralelo por expansão livre, realizada em uma válvula Joule-Thomson, como descrito no item anterior (CAMPBELL, 2000).

O processo envolvendo turbo-expensor (TE) permite que as recuperações possam ser atingidas com os seguintes valores médios segundo Vaz, Maia e Santos (2008):

- etano (C_2) 85% (com possibilidade de gerar etano líquido para petroquímica);
- propano (C_3) 99%;
- butano (C_4) e compostos de maior peso molecular 100%.

A expansão do gás na turbina é isentrópica (entropia constante), ou seja, a transformação da energia sob forma de calor é convertida em trabalho útil sem perdas consideráveis, tornando a variação de entropia praticamente nula (o grau de desordem do sistema não aumenta). Já a expansão na válvula Joule-Thomson é isentálpica (H constante), visto que, como não há retirada de energia na forma de trabalho da expansão ou mesmo troca térmica com o meio (adiabático), sua variação de entalpia é nula (MORAN & SHAPIRO, 2013).

Dentre as principais características deste processo, de acordo com Vaz, Maia e Santos (2008) em concordância com Mokhatab, Poe e Mak (2015), está no fato de proporcionar temperatura final mais baixa que os demais processos. Devido às características criogênicas, uma desidratação do gás suficientemente eficiente é requisitada de modo a reduzir o risco de formação de hidratos. A solidificação de hidrocarbonetos em presença de água em baixas temperaturas, por sua vez, tem potencial obstrução em tubulações e equipamentos e deve ser, portanto, evitada.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta os principais trabalhos de pesquisas desenvolvidos nos últimos anos. Estes apresentam análises comparativas entre os métodos de condensação empregando diferentes parâmetros de operação e composições de gás, integração entre processos distintos e métodos de otimização. Foram selecionados pela afinidade com o tema, além de envolverem simulação em *softwares* comerciais.

Uwitonze, Hwang e Lee (2016) apresentaram um trabalho com simulação através do *software* Aspen Hysys® para um processo integrado de produção de Gás Natural Liquefeito (GNL) e recuperação de Líquido de Gás Natural (LGN). Para tal, utilizaram como caso base a refrigeração mecânica com tecnologia de fluidos refrigerantes mistos e simples. Após técnicas de otimização quanto o requerimento de energia de compressão, variaram a composição do refrigerante e os parâmetros de pressão de operação através de métodos heurísticos. Como resultados, obtiveram desempenho satisfatório com a integração de recuperação de LGN convencional com os ciclos combinados de refrigeração (refringentes mistos) para a condensação do gás natural de venda, ou seja, obtenção do GNL. Dentre as evidências, é destaque o menor gasto de energia global ao eliminar a necessidade de utilidades de refrigeração exclusivas e dispendiosas para o fracionamento de LGN.

Os mesmos autores Uwitonze, Hwang e Lee (2017) também propuseram um outro trabalho em que utilizaram o fracionamento com uma proposta de melhoria de desempenho a partir das integrações térmicas. Particularmente utilizaram os refeedores (*reboliers*) e cargas ascendentes (saídas) da torre fracionadora para pré-aquecer a corrente de alimentação. Foram realizadas simulações em modo estático utilizando o *software* Aspen Hysys® para os diferentes arranjos por eles analisados. Uwitonze, Hwang e Lee (2017) sugeriram, em conclusão, alternativas para melhorar um processo de estabilização do condensado de gás natural desprovida de refluxo destacando a integração térmica. Embora mostrando-se economicamente atraentes, as integrações apresentaram problemas de controle (distúrbios na taxa de fluxo de alimentação), exceto para o controle de temperatura.

Khan, et al. (2014) apresentaram esquemas de otimização e integração no processamento de gás natural visando a recuperação de LGN. Para a liquefação das frações pesadas, foi simulado como caso base o processo utilizando o turbo-expansor e um processo de refrigeração mecânica patenteado com refrigerantes mistos (KSMR – *Korea Single Mixed Refrigerant*, ou única mistura de fluidos refrigerantes, em tradução livre). Já o fracionamento foi simulado com correntes integradas termicamente.

Os principais destaques dos trabalhos de Khan et al. (2014) são: bom desempenho térmico ao dividir a alimentação de correntes quentes para a desmetanização, utilização do circuito de refrigeração para vários pontos com demandas comuns nos arranjos e fornecer flexibilidade da planta integrada para fácil transição entre a recuperação de etano ou a rejeição de etano. Com a integração, Khan, et al. (2014) minimizaram requisitos gerais de energia específicos da planta e a duplicidade de equipamentos de processamento. Após a integração bem-sucedida, o ciclo de refrigeração mecânica (MR) foi otimizado para o requerimento de energia de compressão, variando a composição do refrigerante e os níveis de pressão operacional com a ajuda de uma metodologia de otimização baseada no conhecimento (KBO - *knowledge-based optimization* ou, em tradução livre, otimização baseada no conhecimento). A abordagem KBO mostrou-se robusta fornecendo resultados consistentes. Em comparação com o caso base KSMR, os autores obtiveram uma melhoria de 9% na necessidade de energia de compressão da planta.

Em um outro estudo relacionado, Mehrpoova, Vatani e Mousavian (2010) propuseram uma nova configuração de processo para recuperação de líquidos hidrocarbonetos a partir de gás natural. A refrigeração necessária nesta configuração foi obtida por um sistema de auto refrigeração (circuito aberto e fechado do ciclo de propano refrigerante). Dentre os resultados obtidos, estão o alto desempenho dos trocadores de calor multi-fluxo, altos níveis de recuperação dos líquidos hidrocarbonetos e baixa potência de compressão necessária (na seção de refrigeração interna). No trabalho, são utilizados valores para a composição da alimentação mostrando como resultado a diferença de eficiência à medida que a composição de entrada é alterada.

Em um outro trabalho, os autores Vatani, Mehrpoova e Tirandazi (2013) também analisam uma nova configuração de processo integrados para a produção de LGN e GNL. Para a simulação, os autores utilizaram configurações combinando dois ciclos de refrigerante mistos para fornecer a refrigeração necessária tanto para recuperação de LGN quanto condensação do gás de venda (GNL). Como resultado, mostraram que não só a eficiência de liquefação do processo é considerável (com valor em 0,414 kWh/kg de LGN quando comparado aos processos patenteados com desempenhos em 0,45 kWh/kg de LGN), mas também pode recuperar o etano em até 93% processando um gás de alimentação com riqueza de 23% de C₃⁺. Foram utilizados quatro trocadores de calor de múltiplos fluxos, os quais trocaram integrando os processos LGN e GNL. Constaram, porém, dimensões consideráveis nos equipamentos estáticos para promoção da alta performance embora os custos de capital total da planta tenham diminuído. Recomendaram o processo para grandes plantas de GNL nas refinarias de gás natural focados em exportação.

Os dois artigos que seguem são explanados em destaque pelas contribuições aplicadas. Os autores Getu, et al. (2013) realizaram uma análise técnico-econômica da recuperação de LGN variando oito composições de entrada em seis arranjos envolvendo em turbo-expansor. As correntes tratadas pelos autores assumem oito variações com riquezas entre 0,94% e 35,12% em C₃⁺, como mostrado na Tabela 5. Essas composições, no entanto, divergem da realidade brasileira como aponta Borges (2003), uma vez que as riquezas dos gases nacionais apresentam-se abaixo de 15% de C₃⁺ (até mesmo para o gás associado).

Tabela 5 – Composições tratadas pelos autores Getu et al. (2013) na análise de recuperação de LGN

Componentes	Composições (casos)							
	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6	Caso 7	Caso 8
C ₁	0,972	0,846	0,840	0,803	0,726	0,651	0,654	0,595
C ₂	0,019	0,082	0,076	0,069	0,049	0,105	0,050	0,054
C ₃ ⁺ (riqueza)	0,94%	5,77%	3,00%	4,83%	5,56%	18,24%	21,91%	35,12%

Fonte: Getu, et al (2013), modificado.

Getu, et al. (2013) selecionaram seis arranjos comerciais distintos com uso de turbo-expansor, os quais são brevemente explanados no Quadro 1 mencionando suas principais diferenças permitindo a análise comparativa quanto ao desempenho operacional e rentabilidade.

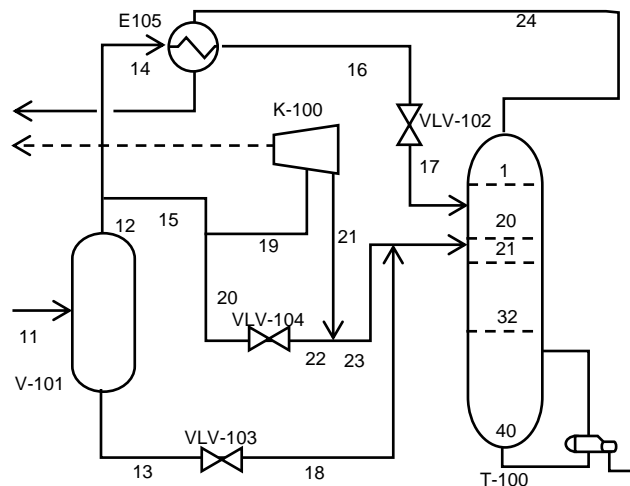
Quadro 1 – Características dos fluxogramas analisados por Getu et al. (2013).

<p>ISS - <i>Industry Standard Single-stage</i> (Estágio único industrial) - Conceitual</p> <p>Baseado em turbo-expansor, pioneiro no uso industrial com limitações em termos de flexibilidade operacional e desempenho de recuperação geral (hidratos na torre desmetanizadora).</p>	<p>GSP - <i>Gas Subcooled Process</i> (Gás sub resfriado) - empresa Ortloff Company</p> <p>Melhoria no esquema de processo ISS: usa uma alimentação de vapor dividida (da carga principal) direcionada para a seção de topo da coluna desmetanizadora. Para tal, a corrente que servirá como refluxo é primeiro condensada e sub-resfriada antes de ser introduzida na fracionadora. O líquido de refluxo líquido frio irá condensar e absorver etano e propano ascendentes na coluna e, assim, permitir maior recuperação.</p>	<p>CRR - <i>Cold Residue</i> (Resíduo frio) - empresa Ortloff Company</p> <p>Um compressor adicional é incorporado para elevar a pressão de uma parte da corrente de topo da torre fria (desmetanização). Esta porção da corrente é então condensada e sub-resfriada por alimentação de gás expandida e fria, retornando em seguida como refluxo no topo da coluna desmetanizadora.</p>
<p>RSV - <i>Recycle Steam-Split</i> (Reciclagem de vapor) - empresa Ortloff Company</p> <p>Uma corrente de reciclo é extraída da coluna de desmetanização (corrente de topo) depois de ter sido aquecida e comprimida. O fluxo de reciclo comprimido é posteriormente resfriado o suficiente para torná-lo no estado líquido antes de ser fornecido como alimentação superior para a coluna desmetanizadora.</p>	<p>IPSI-1 - <i>Enhanced NGL recovery process</i> - Processo de Recuperação Aprimorado - Empresa IPSI</p> <p>Tem destaque para o aprimoramento do processo na parte inferior da coluna desmetanizadora. Este esquema de processo usa um sistema de auto refrigeração, tomando um fluxo do fundo da torre como um fluido refrigerante para resfriar o fluxo de entrada.</p>	<p>IPSI-2 - <i>Enhanced NGL recovery process</i> - Processo de Recuperação Aprimorado - Empresa IPSI</p> <p>Se concentra na parte inferior da coluna desmetanizadora. Este esquema de processo consiste em um fluido refrigerante de ciclo aberto retirado da coluna de desmetanização e, um fluido refrigerante de ciclo fechado derivado do sistema de refrigeração mecânica.</p>

Fonte: Getu et al (2013).

Dentre os arranjos avaliados por Getu et al. (2013) o IPSI-1 (da empresa IPSI *Company*), mostrado na Figura 12, apresentou melhor economia em termos de custo anual total (custos de capital e de operação anual).

Figura 12 – Arranjo da expansão do processo IPSI-1

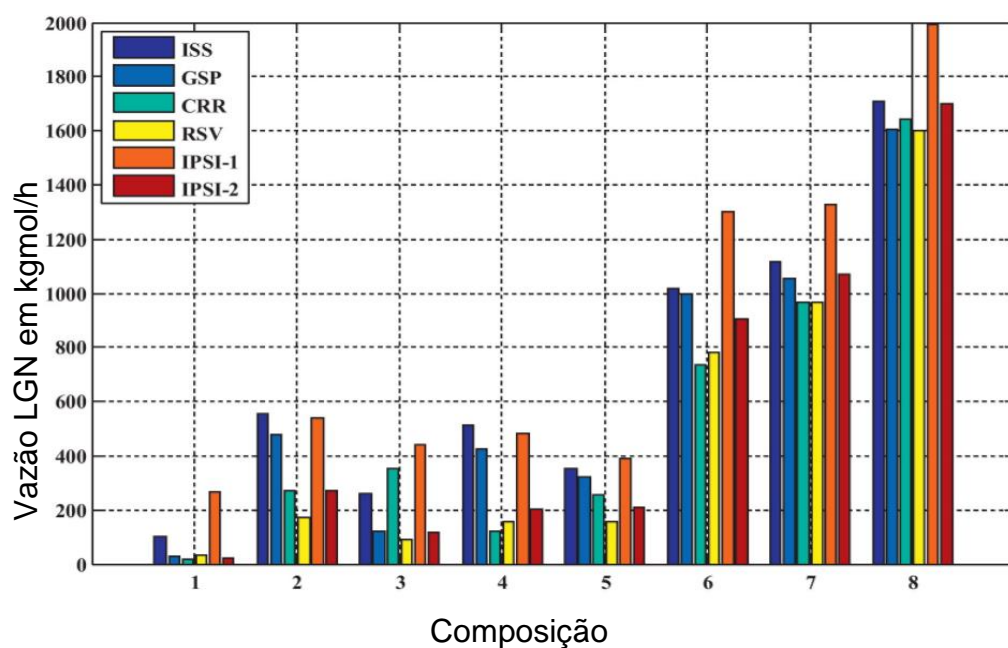


Fonte: Getu, et al. (2013), modificado.

Neste arranjo, a corrente bifásica pré-resfriada (11) é separada no V-101. A fração líquida (13) tem sua pressão reduzida pela válvula VLV-103 sendo destinada à torre desmetanizadora T-100. A carga gasosa principal (15) pode ser expandida pelo turbo-expansor K-100 ou pela válvula Joule-Thomson VLV-104 sendo destinada posteriormente para a T-100. A carga com função de refluxo de topo (14) é resfriada no trocador de calor E-105 e expandida pela VLV-102.

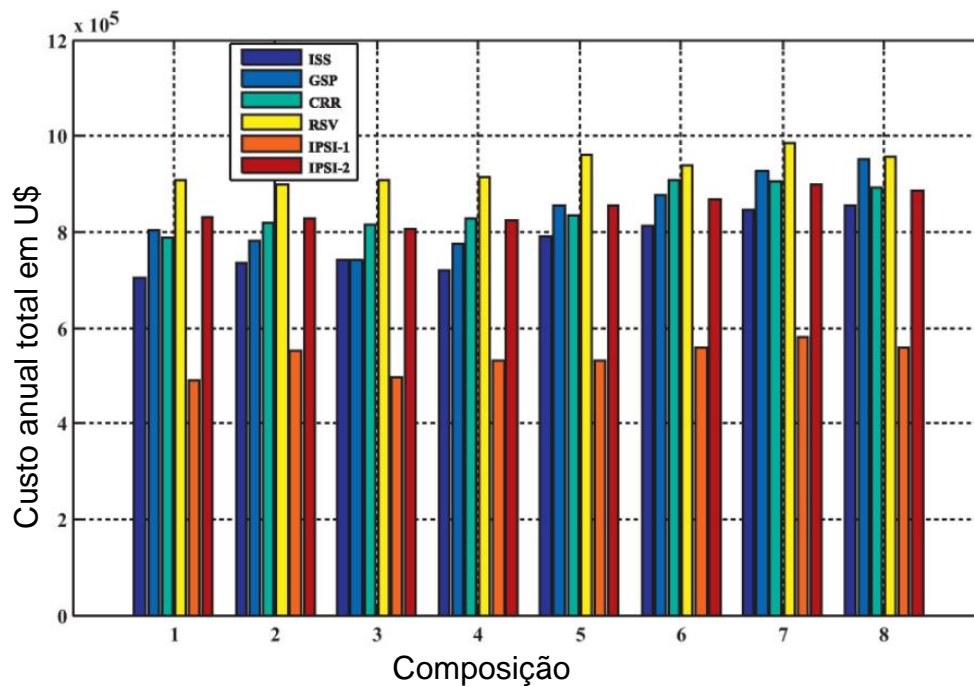
Como resultado, a análise pontua o desempenho favorável na produção de LGN (em kgmol/h) e o gasto energético (em U\$), como dito, para o arranjo IPSI-1, mostrados nas Figura 13 e Figura 14. As cores (legenda) representam os arranjos avaliados (Quadro 1) e os números no eixo horizontal correspondem às oito composições (Tabela 5), sendo a riqueza crescente da esquerda para a direita.

Figura 13 – Vazão de LGN produzido – arranjos simulados por Getu, et al. (2013)



Fonte: Getu, et al. (2013), modificado.

Figura 14 – Custo anual total – arranjos simulados por Getu et al (2013)



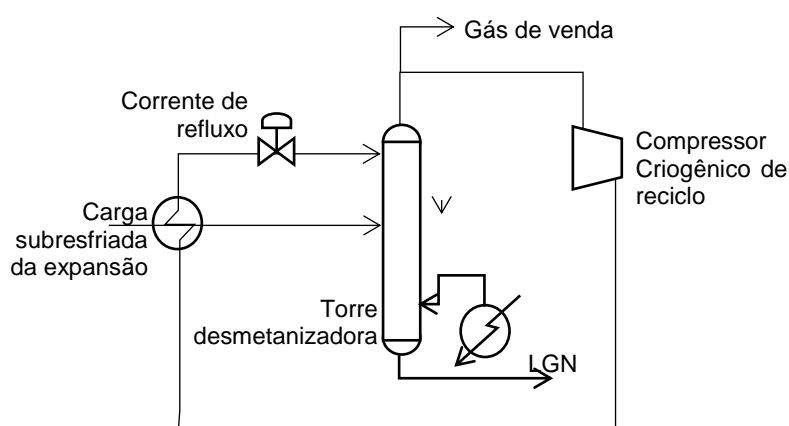
Fonte: Getu, et al. (2013), modificado.

O arranjo IPSI-1 apresenta-se vantajoso processando grande parte das composições testadas, conforme Figura 13, exceto para as composições 02 e 04 (respectivamente riquezas em 5,77% e 4,83%), porém em todas as composições o arranjo obteve menor custo (Figura 14).

Em outro trabalho em destaque, os autores Chebbi et al. (2015) propuseram uma avaliação da recuperação de etano a partir de dois casos-base utilizando turbo-expansor com refrigeração mecânica. A diferença estrutural entre os arranjos está na fonte da corrente que fará o papel de refluxo de topo da torre desmetanizadora. O primeiro é o processo de gás subresfriado (*Gas Subcooled Process -GSP*). Neste a fonte de corte de topo da torre é realizada desviando parte do gás da pré-expansão, realizando uma integração térmica com o produto de topo. Esse trecho corresponde exatamente ao utilizado nas simulações de Getu et al. (2013) (IPSI-1 representado na Figura 12).

O segundo fluxograma investigado per Chebbi et al. (2015) foi o processo de reciclo de resíduo frio (*Cold Residue Recycle - CRR*), com o trecho de interesse mostrado na Figura 15. Neste arranjo, parte do gás de topo da desmetanizadora passa por um compressor criogênico e faz uma integração térmica com o produto de alimentação da torre.

Figura 15 – Processo de reciclo de resíduo frio - CRR



Fonte: Chebbi, (2015), modificado.

As variações a partir desses arranjos corresponderam em inserir equipamentos estáticos, como um vaso acumulador de resíduo frio, previamente à torre, modificando a concepção original do CRR. Os autores utilizaram duas correntes de alimentação, sendo uma pobre em C_3^+ (3%) e outra rica (15%) além de variar a pressão de trabalho na desmetanizadora.

Como resultados, Chebbi et al. (2016) constataram não ser vantajosa a inserção da compressão criogênica (ou seja, o arranjo CRR) para alta riqueza, sendo indiferente a performance para o processamento de gás pobre. Os resultados mostraram que o desempenho na recuperação de etano tende a diminuir com o aumento na pressão de trabalho na desmetanizadora.

Mesmo o foco de Chebbi et al. (2015) esteja contido na recuperação de etano, a concepção para a recuperação de LGN apresenta-se com mesma natureza. Esse resultado observado pelos autores é, portanto, fundamental para embasar a escolha do processo por gás subresfriado GSP no presente trabalho.

Em suma, os estudos abordados no presente capítulo estão relacionados a otimização de processos em etapas específicas, modificações no fracionamento, comparação entre fluxogramas comerciais e melhorias em processos já existentes. Tratam-se de informações úteis para novos projetos e empreendimentos, pois retratam características esperadas para recuperação e consequente rentabilidade.

No entanto, ainda podem ser observadas lacunas quanto às estratégias de flexibilização relacionadas a otimização estrutura em plantas já existentes. Este motivador vem ao encontro da alteração das características da composição de entrada ao longo da vida útil da instalação. Essas alterações compreendem principalmente entrada de novos poços e correntes na instalação, que modificam consideravelmente a composição de entrada. Os entraves destas novas condições de entrada podem implicar em perda de capacidade de atendimento às exigências de especificação até a ineficiência de recuperação de LGN.

Desse modo, as metodologias apresentadas no capítulo 4 utilizam de referências em trabalhos fundamentais para o embasamento e resolução de questões que ainda carecem de estudos. Dentre os tópicos, está a

flexibilização através de uma otimização estrutural e critérios para tomada de decisões diante dos cenários (composição de alimentação, tecnologias disponíveis e análise de custos *versus* oportunidade).

4 METODOLOGIA

Este capítulo apresenta a descrição dos fluxogramas baseados nos mecanismos de condensação, nas composições do gás utilizadas, bem como nas condições operacionais. É definido também o pacote termodinâmico representativo da mistura. Por último, são listadas as variáveis de interesse, baseado em critérios operacionais e tecnicamente viáveis para a aplicabilidade no projeto. A impossibilidade de validar os dados de simulação com dados experimentais é justificada pela inviabilidade econômica de reproduzir em escala laboratorial os parâmetros de processo bem como os equipamentos (fracionamento, circuito de refrigeração, dentre outros). Já a validação com dados reais na indústria é dependente de disponibilidade de informações consideradas de alto valor e, portanto, restritas às empresas.

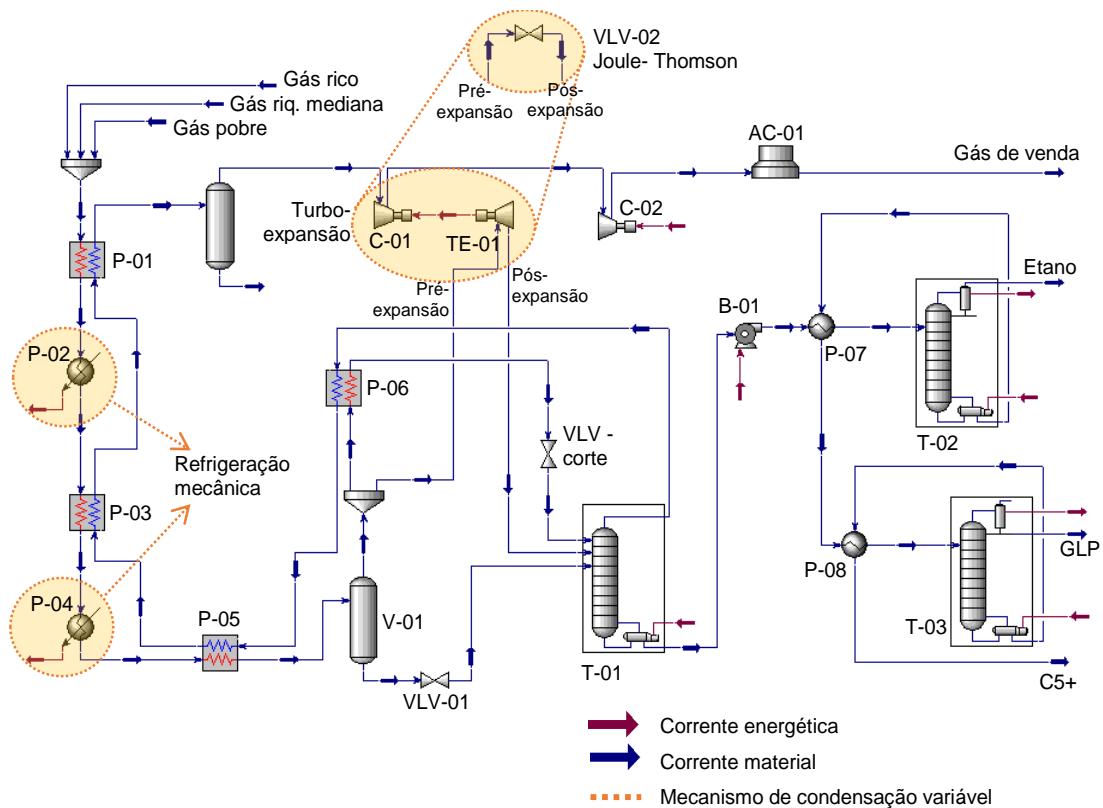
4.1 Diagrama de fluxo de processo

O caso base para o presente trabalho é fundamentado nos arranjos-base dos trabalhos de Chebbi, et al (2015) e Getu, et al (2013) correspondente ao processo utilizando turbo-expansor por gás subresfriado - *Gás Subcooled Process* (GSP) desenvolvido por Campbell (2000). A partir destes, são realizadas modificações referentes ao método de expansão (CAMPBELL, 2000) e circuito refrigerante.

Na elaboração deste trabalho são desconsideradas concentrações de compostos contaminantes suficientemente altas para interferir na especificação de produtos (H_2S , CO_2 , mercúrio, água, dentre outros), bem como na segurança da instalação. Assim, todas as etapas que antecedem aos mecanismos de condensação encontram-se operacionais cumprindo suas funções específicas. São elas: desidratação que prevenirá a formação de hidratos de carbono em pontos de baixa temperatura e alta pressão e a remoção de gases ácidos ou “adoçamento” garantindo a minimização de corrosividade por H_2S e outros compostos sulfurados em taxas aceitáveis.

A Figura 16 mostra o diagrama de fluxo de processo (DFP) utilizado para o processamento de gás. Este consiste principalmente nas etapas de condensação e separação de frações líquidas de gás natural (LGN) de interesse como o GLP e C₅⁺.

Figura 16 – Fluxograma do caso base e modificações



Fonte: Chebbi, et al. (2015) e Getu, et al. (2013), modificado.

Para este DFP, o gás encontrar-se previamente condicionado às etapas que envolvem condensação e baixas temperaturas, ou seja, contempladas as etapas de desidratação e remoção de gases ácidos (adoçamento). Neste caso, o fluxo dá início com o pré-resfriamento da corrente de alimentação através de uma integração térmica por trocadores de calor tipo placas com a corrente de saída (gás de venda) (P-01, P-03 e P-05). Para as etapas que requerem a combinação do turbo-expansor com refrigeração mecânica (TERM) e expansão na válvula com refrigeração mecânica (JTRM), trocadores de calor tipo *chiller* (P-02 e P-04) de um circuito de propano adicional são inseridos no diagrama de fluxo de processo. Devido a mudança de fase, uma separação em um vaso

que antecederá à expansão (V-01) é realizada, uma vez que as transformações até este ponto podem ser consideradas isobáricas (há perda de carga nos equipamentos e tubulação).

A maior vazão da corrente de topo do vaso acumulador (V-01) de condensado (gás) é destinada ao turbo-expansor (TE-01) ou válvula Joule-Thomson (VLV-02), com razão em 3/4 da vazão de entrada. Esta corrente de topo corresponde a carga principal da torre desmetanizadora, onde já se inicia o fracionamento (T-01). A corrente de menor vazão de gás (1/4 do fluxo de alimentação) é subresfriada através de uma integração térmica com o gás de venda e então expandida através de uma válvula de fluxo, acarretando no efeito Joule-Thompson que faz o papel do refluxo da torre (VLV-corte).

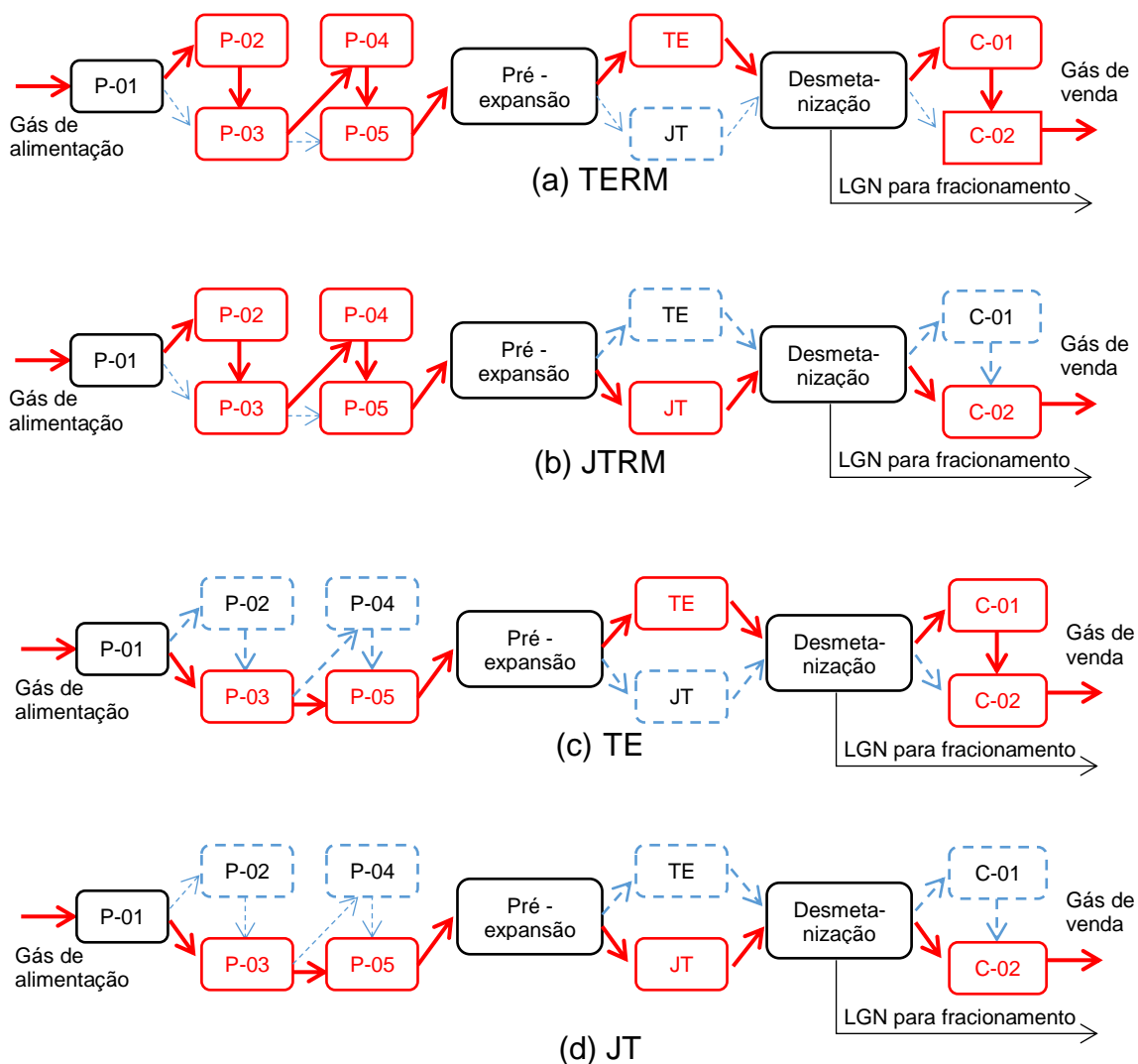
A corrente líquida acumulada após a mudança de fase consequente da integração térmica passa pela (VLV-01) seguindo também para a torre desmetanizadora (T-01). O produto de topo da torre fracionadora (T-01) equivale ao gás de venda (C_1 e eventualmente o C_2). Este absorve calor através de uma integração térmica com a corrente de alimentação sendo posteriormente comprimido (na sequência: P-06, P-05, P-03 e P-01). O compressor (C-01) é acionado pelo trabalho gerado no expansor, ou seja, a energia extraída da expansão do gás é convertida em trabalho (processo isentrópico). Após a compressão final (C-02) e resfriamento (AC-01), o gás encontra-se com características requeridas para venda (disponível para ser enviado ao gasoduto).

A corrente de líquido do fundo da torre (T-01) corresponde ao LGN. Este é bombeado para a seção de fracionamento (T-02 e T-03, com sucessivas integrações térmicas em (P-07 e P-08), resultando na sua transformação em produtos finais. Estes produtos consistem em etano petroquímico, propano puro, gás propelente (butanos) ou o GLP residencial (C_3 e C_4). A fração condensada (T-03) e estabilizada corresponde ao C_5^+ , ou gasolina de gás natural, também para estocagem e venda.

Quando a expansão na VLV-02 (JT) for empregada, não há trabalho de compressão proveniente da energia extraída da expansão. Sendo assim, o gás de venda é enviado ao compressor (C-02) com a mesma pressão da torre

fracionadora (considerando as perdas de carga). A Figura 17 apresenta as variações de fluxo de processo, representadas em diagramas de blocos simplificados e destacados em vermelho nos pontos de interesse (seleção) enquanto as linhas pontilhadas representam as operações unitárias não utilizadas, mas presentes na planta de processamento. Trata-se de esquemáticos dos DFP's utilizados para a simulação com base no diagrama apresentado na Figura 16. Estes diferem-se principalmente nas etapas de condensação e expansão. A condensação de LGN consiste na utilização das seguintes etapas: turbo-expansor com refrigeração mecânica, (a) TERM (C-01, TE-01, P-02 e P-04); a expansão em uma válvula-efeito Joule-Thomson com refrigeração mecânica, (b) JTRM (VLV2, P02 e P04), o turbo-expansor, (c) TE (C-01 e TE-01) e processo exclusivamente composto por (d) JT (VLV-02). A implicação quanto ao uso dos compressores C-01 e C-02 reflete o trabalho disponível na etapa de expansão. Uma vez utilizado o TE em (a) e (c), é garantida a força motriz para o torque no C-01, que denota uma parcela de energia reaproveitada. Neste caso, o C-02 complementa o incremento de pressão para a entrega ao gasoduto. Se o mecanismo de condensação é composto por expansão por JT, como em (b) e (d), não há força motriz para o C-01, cabendo toda a compressão necessária para venda ao C-02. Os fluxogramas como confeccionados no ambiente de simulação encontram-se nos Apêndices A-D.

Figura 17– Variações nos DFP's para simulação



Fonte: Autor.

4.2 Composições do gás de alimentação

Para o estudo foram consideradas três típicas composições em percentual molar no Brasil: da Bacia de Campos -RJ (Composição 1), o gás de alimentação da UPGN-2 da refinaria Duque de Caxias (REDUC – Composição 2) e de Carmópolis – SE (Composição 3) (BORGES, 2003). Esses gases respectivamente representam alta, mediana e baixa riqueza em C_3^+ e estão representados na Tabela 6 a seguir:

Tabela 6 – Composições das correntes de alimentação em fração molar

Composição	Fração molar – Composição 1	Fração molar – Composição 2	Fração molar – Composição 3
C₁	0,7801	0,7794	0,847
C₂	0,0966	0,1193	0,0545
C₃	0,0682	0,0611	0,0314
nC₄	0,0191	0,0132	0,0083
iC₄	0,0101	0,0084	0,0069
nC₅	0,0049	0,0023	0,0019
iC₅	0,0045	0,0029	0,0036
C₆	0,0033	0,0005	0,0025
C₇⁺	0,0019	0,0002	0,0005
N₂	0,004	0,0063	0,038
CO₂	0,0073	0,0064	0,0051
O₂	0	0	0,0003
Riqueza (C₃⁺)	11,2%	8,9%	5,5%

Fonte: Borges (2003), modificado.

A relação da escolha das composições da Tabela 6 com a prática na indústria é justificada pela variação das correntes que podem alimentar as plantas de processamento no Brasil (BORGES, 2003). Está em conformidade com o trabalho de Getu et al. (2013), que varia oito composições de entrada. Porém, destas composições que os autores consideram, a variação da riqueza está entre 0,94% até 35% de C₃⁺. Estes altos valores, divergentes das composições disponíveis nacionais, não são representativos às composições do gás associado nas plataformas (*offshore*), produção em terra (*onshore*) e do gás tratado nas unidades de processamento.

Entretanto, as composições supracitadas são estimadas, uma vez que as informações de composição são de caráter sigiloso e restritas às empresas. Essa ação é necessária devido às estratégias competitivas de mercado e negócios. Sabe-se, portanto, da alta riqueza (teor de C₃⁺) confirmada na produção do gás do pré-sal, por exemplo, com prévias de produção na Bacia do Espírito Santo e grande expectativa para a Bacia de Santos, cujos novos empreendimentos consorciados entre as empresas (privada e estatal) ainda se encontram em fase de investimentos e exploração (BRASIL, 2017).

Com base no diagrama de fluxo de processo apresentado na Figura 16 e nas misturas de corrente de alimentação mostradas na Tabela 6, foram selecionados os seguintes estudos de caso evidenciados na Tabela 7. Estes foram escolhidos para verificar o efeito da composição de C_3^+ sobre o desempenho econômico e energético de cada estudo de caso selecionado.

Tabela 7 - Arranjos para Simulação

Processo	Riqueza Composição	Simulação
TERM	Gás rico	Caso 1
	Gás Riq. mediana	Caso 2
	Gás pobre	Caso 3
JTRM	Gás rico	Caso 4
	Gás Riq. mediana	Caso 5
	Gás pobre	Caso 6
TE	Gás rico	Caso 7
	Gás Riq. mediana	Caso 8
	Gás pobre	Caso 9
JT	Gás rico	Caso 10
	Gás Riq. mediana	Caso 11
	Gás pobre	Caso 12

Fonte: Autor.

4.3 Condições operacionais

Na Tabela 8 foram reunidas as condições operacionais utilizadas para simulação dos arranjos descritos no item 4.1.

Tabela 8 – Condições operacionais para a simulação.

Parâmetro	Valor	Unidade
Vazão de entrada	3.500.000	m ³ /d
Pressão na entrada	7000	kPa
Temperatura na entrada	25	°C
Pressão após expansão	2000	kPa
Temperatura na saída	25	°C
Nº de pratos na torre fracionadora (Desmetanizadora)	35	-
Eficiência das máquinas de fluxo (expansor, compressor e bomba)	75	%
Perda de carga nos trocadores de calor	20	kPa

Fonte: Autor.

A condição de temperatura de entrada é de 25 °C, justificada pela troca térmica ambiente dos gasodutos desde os campos produtores até a unidade de processamento. A pressão em 7000 kPa também condizente com a energia requerida para o escoamento (GPSA, 2004). A entrada na seção de resfriamento é considerada à pressão constante (são detalhadas apenas as perdas de carga, referentes aos trocadores de calor, eficiência das máquinas de fluxo, dentre outros). A vazão de alimentação foi definida em 3,5 milhões de m³/dia, um valor de escala industrial a exemplo da capacidade de cada UPGN em Cacimbas em Linhares–ES, segundo dados disponíveis nos boletins periódicos da indústria de gás natural (MME, 2017).

Para os parâmetros de eficiência de equipamentos rotativos foram utilizadas as opções sugeridas no *software*, por também ser aproximarem às eficiências médias das máquinas de fluxo típicas da literatura. As demais condições são baseadas em trabalhos similares, principalmente a análise técnico-econômica da variação de processos e composições realizada por Getu et al. (2013).

4.4 Pacote termodinâmico

Foi utilizado o pacote termodinâmico de Peng-Robinson devido sua representatividade para cálculos baseados em regras de mistura e adequação para misturas de hidrocarbonetos (PENG & ROBINSON, 1976).

O uso do pacote de Peng-Robinson foi amplamente estudado e comparado às outras equações, como as de Redlich-Kwong, podendo afirmar, em um consenso, representar o comportamento fidedigno ao desempenho na prática (NGUYEN & ELMGAARD, 2016). Peng e Robinson (1976), demonstraram que as propriedades termodinâmicas podem ser determinadas conforme as equações de 08 a 14.

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (8)$$

$$a = \frac{0,45724R^2T_c^2}{p_c} \quad (9)$$

$$b = \frac{0,07780RT_c}{p_c} \quad (10)$$

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5})]^2 \quad (11)$$

Podendo também ser representada na forma polinomial:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (12)$$

Para:

$$A = \frac{a\alpha p}{R^2T^2} \quad (13)$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad (14)$$

Onde:

p equivale a pressão absoluta, V é o volume e T é a temperatura absoluta. Respectivamente p_c , V_c e T_c correspondem a essas variáveis no ponto crítico. $V_m = V/n$, ou seja, o volume molar é a razão entre o volume e o número de moles n .

R corresponde a constante dos gases ideais (8,314472 J/mol.K) e ω equivale ao fator acêntrico, um parâmetro específico de cada substância.

Com base nestas equações cúbicas, outras variáveis de estado de interesse (entalpia, energia interna e entropia) necessárias para descrever equilíbrio líquido-vapor podem ser determinadas (MORAN; SHAPIRO, 2014).

Os valores de energia interna e entalpia específicas dos componentes são estimados de acordo com a temperatura da mistura. Considerando um estado inicial (1) e final (2), a variação destas propriedades são representadas pelas Equações 15 e 16.

$$\Delta U = \sum_{i=1}^j n_i [\bar{u}(T_2) - \bar{u}(T_1)] \quad (15)$$

$$\Delta H = \sum_{i=1}^j n_i [\bar{h}(T_2) - \bar{h}(T_1)] \quad (16)$$

Em que:

U equivale a energia interna, H é a entalpia, $\sum_{i=1}^j n_i$ representa o somatório dos componentes variando o número de mols n de um valor inicial até j . As temperaturas T_1 e T_2 .

A entropia S , por sua vez é determinada em função das temperaturas e pressões parciais (nos estados final e inicial) como mostrado na Equação 17.

$$\Delta S = \sum_{i=1}^j n_i [\bar{s}_i(T_2, p_{i2}) - \bar{s}_i(T_1, p_{i1})] \quad (17)$$

4.5 Graus de Liberdade e especificações

Neste trabalho foram propostos diversos arranjos para representar uma unidade de processamento de gás natural, conforme é possível observar analisando-se a Tabela 7. Todas as análises apresentadas no trabalho são resultados da simulação em estado estacionário dos diversos equipamentos e operações unitárias que compõem cada arranjo proposto.

Desta forma, cada fluxograma é representado matematicamente por um sistema de equações que balanço global de massa e energia -> respeitar os princípios de conservação e atentar para os graus de liberdade do sistema.

Para os arranjos, sendo parte de um problema multicomponente (equilíbrio de fases), os graus de liberdade (N_d), ou seja, a diferença entre o número de variáveis e equações devem ser determinados para avaliar a consistência do problema, como mostrado na equação 18.

$$N_d = N_v - N_e \quad (18)$$

Em que N_e equivale ao número de equações e N_v o número de variáveis. Especificações podem ser inseridas para o auxílio na busca da solução envolvendo simulação de operações unitárias uma vez que normalmente apresentam número de incógnitas maior que o número de equações. Assim, um problema é dado consistente e determinado se $N_d = 0$, indeterminado se $N_d < 0$, e consistente, porém indeterminado se $N_d > 0$.

Para a regra de equilíbrio de fases de Gibbs, considerando somente variáveis intensivas (independentes de quantidade), os graus de liberdade (N_d), ou seja, número de propriedades intensivas independentes são determinados através da equação 19:

$$N_d = C - P + 2 \quad (19)$$

Em que P é o número de fases e C é o número de componentes e o número 2 faz referência às propriedades intensivas pressão e temperatura.

Sendo a torre fracionadora a principal operação unitária e de maior complexidade, são apresentadas as equações de balanço e os graus de liberdade para os estágios de separação, conforme Tabela 9, de acordo com os conceitos reportados em Seader, Henley e Roper (2010).

Tabela 9 – Equações e números de variáveis para estágios de separação

Descrição	Equações	Número de equações
Equilíbrio de pressão	$P_{Vs} = P_{Ls}$ (20)	1
Equilíbrio temperatura	$T_{Vs} = T_{Ls}$ (21)	1
Relação de equilíbrio de fases	$(y_i)_{Vs} = K_i(x_i)_{Ls}$ (22)	C
Balanço de componente material	$Le(x_i)_{Le} + Ve(y_i)_{Ve} = Ls(x_i)_{Ls} + Vs(y_i)_{Vs}$ (23)	C-1
Balanço de massa	$Le + Ve = Ls + Ls$ (24)	1
Balanço de energia	$h_{Le}Le + h_{Ve}Ve = h_{Ls}Ls + h_{Vs}Vs$ (25)	1
Restrições da fração molar	$\sum_{i=1}^c (x_i)_{Le} = 1$ (26)	4
Total de equações (Ne)	(27)	$Ne = 2C+7$

Fonte: Seader (2010).

Em que P_{Vs} e P_{Ls} equivalem às pressões na saída de vapor e líquido. Da mesma forma, T_{Vs} e T_{Ls} representam as temperaturas na saída de vapor e líquido. O termo $(y_i)_{Vs}$ equivale à fração molar do componente i na fase vapor, K_i é a razão em equilíbrio entre as fases do componente i e $(x_i)_{Ls}$ equivale à fração molar do componente i na fase líquida. A entalpia é representada por h , para corrente.

O número de variáveis (N_v) por sua vez, no sistema composto por duas entradas (vapor e líquido) e duas saídas (vapor e líquido) pode ser associado a essas 4 quatro correntes, como mostrado na Equação (28):

$$N_v = 4(C + 3) = 4C + 12 \quad (28)$$

Para equações (11) e (10) em (1), temos $N_d = 2C+5$ para cada estágio.

Seader, Henley e Roper (2010) enumera graus de liberdade para cada operação unitária comumente utilizados em processos químicos. Para a torre de desmetanização, há o arranjo composto por três alimentações (uma para o papel de refluxo, uma principal para pós-expansão e a fração líquida de fundo do vaso que a antecede). Neste caso, considerando refeedor total ($N_d=C+4$),

35 pratos (N) e três correntes de alimentação, as quais foram especificadas para a anulação dos graus de liberdade ($N_d=0$).

Quanto ao método de resolução do sistema de equações, foi selecionado o HYSIM *Insid-out*. Trata-se de um algoritmo tradicional de resolução de problemas de equilíbrio de fases. Neste a solução das equações de balanço de massa e energia gera as variáveis primárias que serão utilizadas para calcular as propriedades termodinâmicas em um *loop* interno.

Para os trocadores de calor (integração térmica), o modelo de permutador de LNG (*Liquid Natural Gas* ou Líquido de Gás Natural, em tradução livre) resolvem os balanços de energia e material (trocadores de calor multi-fluxo e redes de trocadores). O método de solução tem a capacidade de poder lidar com uma grande variedade de variáveis especificadas e desconhecidas sendo selecionado o *Simple Weighted*, ou ponderado simples, em tradução livre. Para o permutador, em geral, foram especificados vários parâmetros, incluindo perda de calor, perda de carga e temperatura.

4.6 Variáveis de interesse

Nesse item são descritas as variáveis selecionadas pela representatividade às respostas diretas ou indiretas da variação dos arranjos descritos no item 4.1. Essas variáveis foram reunidas no Quadro 2, com suas respectivas funções para permitir uma análise comparativa.

Quadro 2 – Variáveis de Interesse

Variável	Forma de cálculo / obtenção	Interesse de análise
Riqueza da composição de saída	$R_s = \sum_{i=3}^n C_3 + C_4 + \dots + C_n$	Avalia a perda de compostos de maior peso molecular que o propano
Recuperação de LGN	$Rec_{LGN} = 100 - \left(100 \cdot \frac{R_s}{R_e}\right)$	Compara a riqueza de entrada (R_e) com a riqueza de saída (R_s)
Ponto de orvalho de HC	Temperatura de saturação correspondente a p_v (pressão parcial de vapor) no envelope de fases	Parâmetro normativo que denota a eficiência de recuperação ao evidenciar a menor temperatura de condensação a uma dada pressão
Recuperação de etano	Teor de etano na composição do gás venda	Avalia a capacidade do mecanismo de condensação em recuperar o C_2
Vazão de LGN	Vazão de saída de líquido na parte inferior da torre fracionadora	Permite quantificar o LGN que servirá de insumo para outros produtos fracionáveis
Energia requerida no processo	$E_{req.} = E_{C3} + E_{Comp.} + E_{Frac.} - E_{TE}$	Avalia o gasto energético total
Energia por produção de LGN	$E_{req/vol} = \frac{E_{Req}}{LGN} \left[\frac{kJ}{m^3} \right]$	Avalia o gasto energético por volume de LGN produzido

Fonte: Autor.

Semelhante ao conceito de riqueza do gás natural disponível descrito no item 2.1, a riqueza de saída é medida no gás em transferência de custódia, ou seja, entregue ao transportador ou consumo, representada na Equação 18.

$$R_s = \sum_{i=3}^n C_3 + C_4 + \dots + C_n \quad (18)$$

Em que R_s corresponde ao teor de propano (C_3) e mais pesados ($C_4^+ \dots + C_n$) na saída da UPGN, o que denota uma riqueza residual, não recuperada como LGN. Por sua vez, a vazão volumétrica (m^3/d) de LGN que escoar no ponto inferior da torre desmetanizadora infere quantitativamente nos subprodutos do fracionamento, tais como GLP, propelente, propano e C_5^+ .

Sendo assim, é necessário definir um método de cálculo que permita o quanto de C_3^+ foi absorvido na Unidade de tratamento, ou seja, a riqueza recuperada. Em uma equação simples, pode ser escrita conforme a Equação 19:

$$Rec_{LGN} = 100 - \left(100 \cdot \frac{R_s}{R_e} \right) \quad (19)$$

Em que a recuperação de LGN (Rec_{LGN}) é função da razão entre a riqueza de saída R_s e a riqueza de entrada R_e , estas medidas como na Equação (18).

O ponto de orvalho de hidrocarbonetos é um parâmetro que também está relacionado a eficiência dos processos que resultam na remoção de condensado no gás de venda. É uma variável de controle de qualidade que a ANP monitora, como mostrado na Tabela 3 e tem a função de garantir que não haverá condensação indesejada nos equipamentos dos grandes consumidores (fornos, caldeiras e queimadores industriais), bem como no uso residencial. É medido em °C e equivale à temperatura em que haverá a formação da primeira gota na mudança de fase, ou seja, o lado direito do envelope de fases para a mistura no ponto desejado.

A curva para o gás de venda (envelope de fases), quanto mais deslocada para a esquerda implica em melhores resultados de recuperação de líquido da corrente de entrada e conseqüentemente em menores valores para ponto de orvalho.

Em relação aos limites de componentes no gás de venda, os teores de etano, metano, e propano também são monitorados e devem fazer parte das variáveis de interesse. Para o etano, quantidade recuperada é um parâmetro que está diretamente ligado ao processo de condensação utilizado, bem como na

performance da integração térmica. Na indústria, é medido na corrente de gás para venda através de cromatografia gasosa e tem o limite 12% máximo segundo a ANP. Já para o metano, é requisitado um valor mínimo de 85%, segundo Resolução nº 16 de 17/06/2008 / ANP (Tabela 3).

A análise energética do processo requer o levantamento das quantidades de energia requisitada no processo, seja na refrigeração mecânica, na demanda térmica na torre de fracionamento ou para a compressão para venda. Para a eficiência global, a menor a energia requisitada denota em menores custos operacionais. Por outro lado, a composição de entrada com alta riqueza demanda maior gasto energético para o fracionamento. A energia requisitada pelo sistema pode ser expressa através da Equação 20, sendo que alguns termos não se aplicam a todos os casos, como a energia gasta no circuito de propano refrigerante e o trabalho útil do turbo-expansor.

$$E_{req.} = E_{Circ. C3} + E_{Comp.} + E_{frac.} - E_{TE} \quad (20)$$

Onde:

Energia total requisitada no sistema (E_{req}) equivale ao somatório das energias demandadas no circuito de propano refrigerante ($E_{Circ.C3}$), na compressão de venda ($E_{Comp.}$) e no fracionamento da torre desmetanizadora ($E_{Frac.}$). O termo referente ao trabalho útil do turboexpansor (E_{TE}) entra com sinal contrário indicando ser uma fonte de energia para o sistema.

Apesar de definida a variável referente a energia requisitada pelo processo na Equação 20, é fundamental a razão entre esta e a quantidade de LGN produzido, que é o objetivo fim do processamento. Neste caso, para cada processo, será apontado o quanto de energia é requerida por uma unidade de volume. A Equação 21 estabelece essa relação.

$$E_{req/vol} = \frac{E_{Req}}{LGN} \left[\frac{kcal}{m^3} \right] \quad (21)$$

4.7 Cálculo de custos e oportunidades

4.7.1 Custo do gás não tratado para a planta de processamento

O preço de referência para o gás não tratado (alimentação) é calculado de acordo com os critérios da Resolução ANP nº 40 (D.O.U. 18/12/2009). A fixação do preço de referência do gás natural (PRGN) é divulgada mensalmente pela Agência Reguladora e baliza as participações governamentais. A metodologia de cálculo do PRGN, para cada campo produtor, utiliza como referência a média mensal das cotações internacionais diárias dos preços das frações possíveis de serem extraídas do gás natural (ANP, 2017) sendo apresentadas pela Equação 22 a seguir:

$$PRGN = V_{CGN} \cdot P_{CGN} + V_{GLP} \cdot P_{GLP} + V_{GV} \cdot P_{GV} \quad (22)$$

Em que V_{CGN} corresponde a fração volumétrica do gás natural que pode ser recuperada como condensado, P_{CGN} equivale ao preço do condensado de gás natural, com referências internacionais CIF (*Cost, Insurance and Freight* ou custo, seguro e frete da gasolina de gás natural, em tradução livre). Por sua vez, V_{GLP} e V_{GV} equivalem respectivamente às frações volumétricas do GLP e gás de venda e seus preços P_{GLP} e P_{GV} correspondentes.

Para estimar os custos das correntes simuladas, foram avaliadas composições com riqueza semelhantes nos dados da memória de cálculo do PRGN divulgados pela ANP (selecionados os campos de Carmópolis, Caratinga e Camarupim), resumidos na Tabela 10.

Tabela 10 – Custo do gás de acordo com riqueza e campo produtor

	Valores de referência		
	Carmópolis	Caratinga	CMR
Riqueza	9,64%	11,82%	5,35%
Preço do gás R\$/m ³	0,64366	0,71942	0,51601
Câmbio U\$ (média 2017)	3,2	3,2	3,2
	Dados de entrada da simulação		
	Médio	Rico	pobre
Custo do gás para o processamento [U\$/MMBTU]	4,487	5,187	4,345

Fonte: ANP (2017), modificado.

4.7.2 Preços praticados para o gás seco e GLP

Para o gás seco, os contratos praticados com os consumidores finais levam em consideração as cláusulas comerciais como preço, qualidade, vigência, compromissos de fornecimento e penalidades. Atribuições técnicas de medição fiscal, controle de qualidade dos produtos e pontos específicos de entrega (transferência de custódia) também são considerados (BRASIL, 2017). O objetivo destes é estabelecer os termos e condições gerais que poderão ser aplicados a quaisquer contratos de compra e venda de natureza jurídica, técnica e operacional.

O preço de venda do gás natural ao consumidor final praticado no Brasil baseia-se na energia fornecida, ao invés de exclusivamente do volume entregue, devido aos valores variáveis de poder calorífico da mistura. De acordo com as modalidades de contratos com os clientes, volumes e prazos, o preço pode sofrer variações, mas sempre expresso em US\$/MMBTU (dólares por milhão de BTU). As oscilações de mercado acompanham o índice *henry hub* (preço do gás norte americano) ou ao Petróleo Brent (preço indexado ao petróleo) (BRASIL, 2017).

Os dados de preços para o gás processado são originalmente obtidos da Petrobras, Distribuidoras e Banco Central, com médias regionais simples (não ponderadas por volume) e disponíveis através do Boletim Mensal de

Acompanhamento da Indústria de Gás Natural, no sítio da internet do Ministério de Minas e Energia. Para a referência do trabalho, os valores utilizados são apresentados na Tabela 11 e correspondem às médias dos preços para o ano de 2017 (BRASIL, 2017).

Tabela 11 – Preço para o gás natural e GLP

Valor médio dos produtos de destaque (2017) em U\$/MMBTU	
Gás Natural para as distribuidoras com contrato de fornecimento de gás Boliviano	5,655
Gás Natural vendido para as Térmicas	5,059
Gás Natural na Nova Política de Preços I	7,233
GLP preço médio para BA/RJ/SP sem considerar encargos	10,366

Fonte: Petrobras (2018)

Para o preço do gás, foi realizada média simples dos valores de venda para o ano de 2017 de acordo com os contratos descritos na Tabela 10. O preço de referência do GLP (P_{GLP}), por sua vez, foi obtido através das médias regionais (referência Bahia, São Paulo e Rio de Janeiro) mencionados nos boletins de gás natural do MME (BRASIL, 2017). No entanto, foi necessário utilizar do cálculo de composição de preço para obter o valor praticado na transferência de custódia para a planta de processamento, como mostrado na Equação 23.

$$P_{GLP} = \left[\frac{(P_{GLP-BA} + P_{GLP-SP} + P_{GLP-RJ})}{3} \right] - Rep_{dist.} - Impostos \quad (23)$$

Em que P_{GLP-BA} , P_{GLP-SP} e P_{GLP-RJ} correspondem aos preços praticados nos estados de BA, SP e RJ respectivamente, o termo Rep_{dist} representa o valor de repasse às distribuidoras. No caso, para o GLP apresentou o valor médio em 2017 o em 10,36 US\$/MMBTU já descontados os encargos e valor repassado pelas distribuidoras.

Para a energia dispendida no processo, embora envolvendo energia sem outras formas (consumo de gás combustível, energia de expansão e elétrica), foi considerado o preço médio no valor da energia elétrica de U\$ 127,12 MW/h/d para uso industrial em 2017, com base nas informações da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANNEE, 2018).

A Tabela 12 apresenta o custo com energia considerando a conversão de todas as formas de energia utilizadas (térmica, aproveitamento de torque, dentre outras) para o valor praticado para a energia elétrica.

Tabela 12 – Custo energético para o processamento

Composição	Processo	Custo com energia em U\$/d
Gás Rico	TERM	40.661,23
	JTRM	35.179,34
	TE	20.296,18
	JT	26.499,33
Gás Riq. Mediana	TERM	35.431,01
	JTRM	33.393,46
	TE	21.000,32
	JT	27.043,59
Gás Pobre	TERM	29.514,22
	JTRM	33.201,04
	TE	21.602,60
	JT	26.387,30

Fonte: Autor.

Após as informações de custos, o lucro atribuído aos processos para discussão é obtido em termos de preço do gás (insumos), valor da energia dispendida no processo e arrecadação com GLP e gás seco, como apresentado na Equação 24:

$$L = [Vaz_{GLP} \cdot P_{GLP} + Vaz_{GN} \cdot P_{Gás} - (Vaz_{Ent} \cdot PRGN + P_{ener} \cdot E_{req.})] / Câmbio \quad (24)$$

Em que: L equivale ao lucro em U\$/dia, Vaz_{GLP} e Vaz_{GN} correspondem respectivamente à vazão da produção de GLP e gás de venda por dia, P_{GLP} e P_{GV} correspondem aos preços do GLP e gás de venda. Os termos entre

parênteses são os custos da vazão de entrada (Vaz_{Ent}) multiplicada pelo Preço de Referência par o Gás Natural (PRGN) e a energia requisitada pelo preço da energia (P_{ener}).

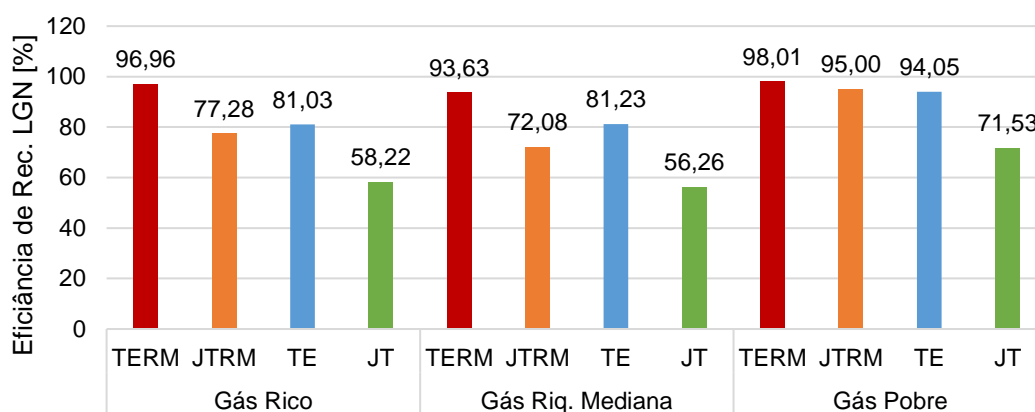
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Com base nos fluxogramas, métodos e variáveis descritos no capítulo anterior, os resultados são evidenciados e discutidos permitindo as análises propostas neste trabalho, como seguem nos itens seguintes.

5.1 Eficiência de recuperação

Para cada corrente de alimentação e arranjo de processo empregado, a Figura 18 exibe a eficiência de recuperação de LGN. Pode-se observar na Figura 18 que para todos os arranjos e composições simuladas o TERM (turbo-expansor com refrigeração mecânica) apresenta maior eficiência de recuperação quando comparado aos outros arranjos de processos. O desempenho superior do TERM é devido à parcela de energia que é removida sob a forma de trabalho de eixo e de expansão. Conseqüentemente, a variação da entalpia proveniente do trabalho de expansão ocasiona o resfriamento da corrente de gás, possibilitando a condensação de C_3^+ disponível na corrente. Junto a esta análise, o custo energético pode ser introduzido como variável a ser considerada para a viabilidade deste processo, com o incremento da refrigeração mecânica.

Figura 18 – Eficiência de recuperação considerando diferentes fluxogramas e composições



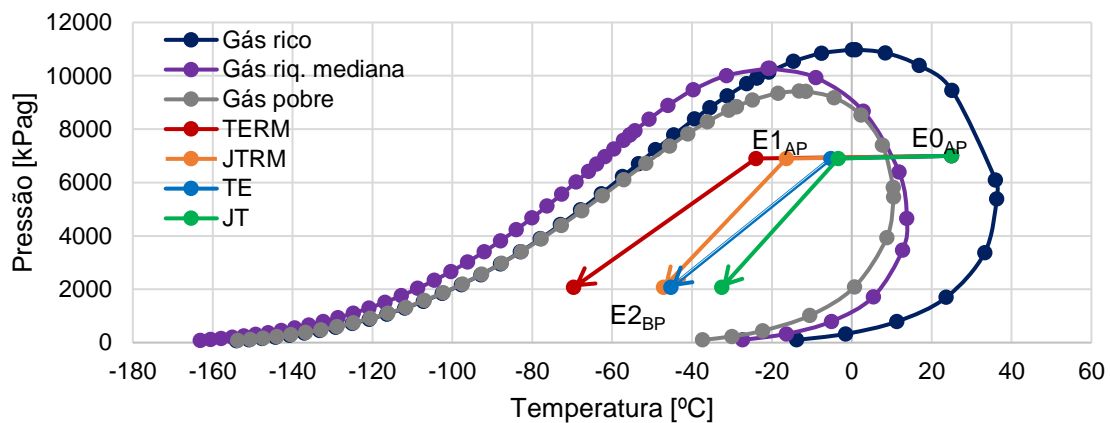
Fonte: autor.

A diferença de desempenho está relacionada aos equipamentos empregados e, conseqüentemente, aos princípios físicos nos quais sua concepção se baseia. O processo TE possui a combinação de turbo-expansão que resulta em maior resfriamento devido à transformação de energia de calor em trabalho. Este, associado ao calor removido no circuito de refrigeração mecânica, apresenta o melhor desempenho em recuperação, como visto na Figura 18 para qualquer composição (TERM, barra vermelha). A válvula que promove a expansão isentálpica (JT), por sua vez, apresenta resfriamento limitado à resposta do aumento da energia potencial relacionado ao distanciamento entre as moléculas na expansão, uma vez que não há remoção de energia sob outras formas (como o trabalho, no caso do TE). Para estes casos, o desempenho em recuperação é o menor entre os demais processos (barra verde)

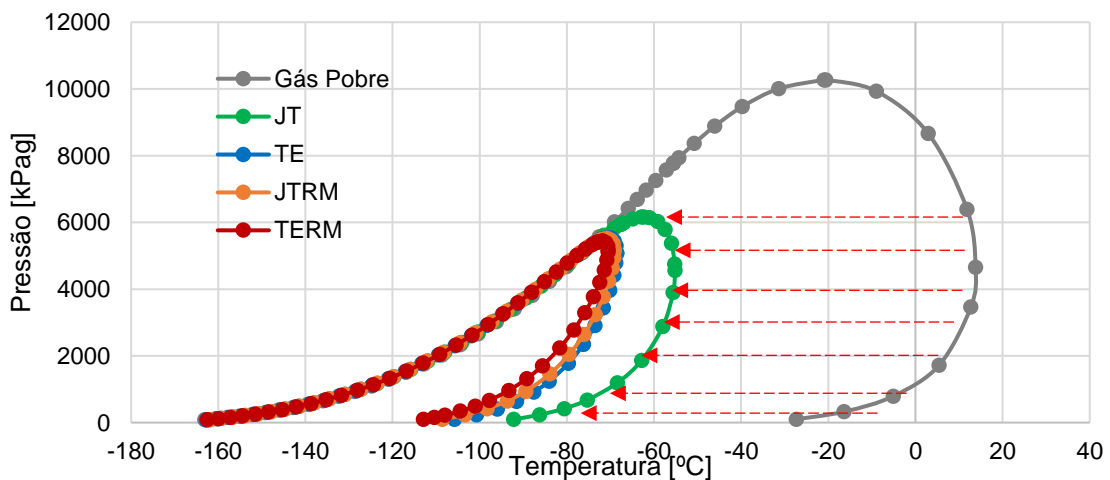
A Figura 19a mostra os envelopes de fases para todas as misturas de alimentação estudadas, parametrizada em um dado arranjo de processo. Na Figura 19a, o ponto E_{0AP} (Estado Origem à Alta Pressão) equivalente ao estado das correntes nas condições de entrada (pressão 7000 kPa-g e temperatura em 25°C). O deslocamento do ponto de origem para a esquerda (resfriamento) até a região E_{1AP} equivale a integração térmica (presente em todos os arranjos) e a remoção de calor por refrigeração mecânica (somente para TERM e JTRM). É possível verificar que os pontos E_{1AP} para os processos TERM e JTRM são os mais próximos à linha do ponto de bolha (a esquerda do diagrama). Isso reflete à parcela de energia sob a forma de calor removida pelos trocadores P-02 e P-04 (ver Figura 16 – Fluxograma do caso base e modificações). Ainda na Figura 19a, as linhas partindo de E_{1AP} (alta pressão) em deslocamento região E_{2BP} (baixa pressão) representam as expansões para cada mecanismo e, da mesma forma, considera-se o quão mais eficiente é o processo àquele que aproxima o estado final à extremidade esquerda da curva do envelope de fases (ou seja, para a região de líquido). Para todas as composições de corrente de alimentação empregadas, o TERM apresenta a maior variação de temperatura e conseqüentemente maior recuperação de C_3^+ .

Com exceção do JT, pode-se notar na Figura 19b que diferentemente de outras composições, a corrente de alimentação com composição pobre em C_3^+ não muda significativamente a qualidade do gás, quando empregados os outros arranjos de processo (TE, TERM e JTRM). Como esperado, quanto menor for a concentração de C_3^+ na mistura de alimentação menor é a energia requerida para a condensação dos gases condensáveis disponíveis na corrente.

Figura 19 – Diagrama P-T para misturas de alimentação, parametrizado em um dado arranjo de processo. Em a) Misturas de alimentação com composições diferentes em C_3^+ (pobre, mediana e rica); b) Mistura de alimentação com composição pobre em C_3^+



(a)

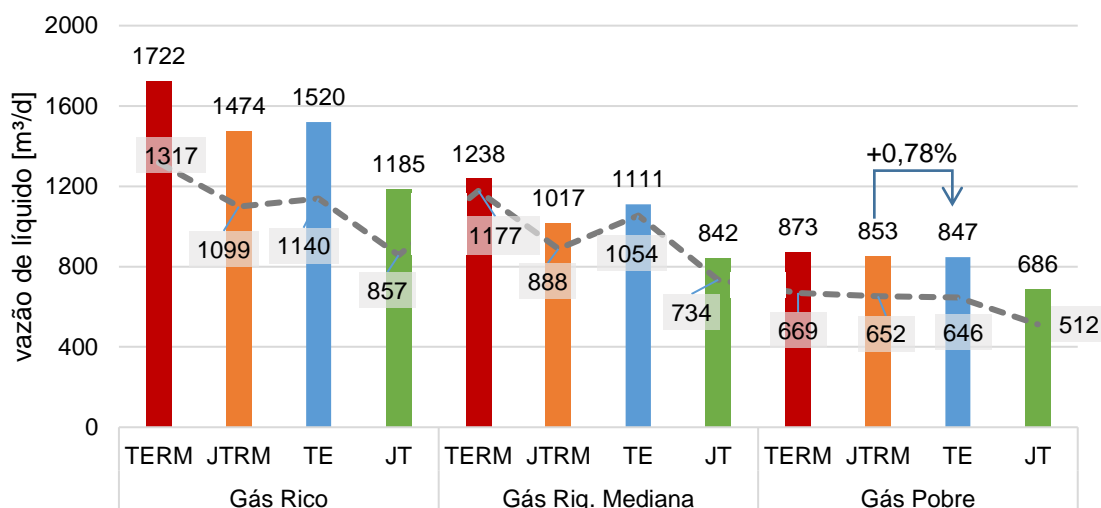


(b)

Fonte: Autor.

A inclinação das curvas na Figura 19b denota a tendência do distanciamento da linha do ponto de orvalho, ou seja, aproximação ao ponto de bolha (lado esquerdo da curva). Estas curvas são exclusivamente da corrente de gás pobre antes e após o processamento (a linha na cor cinza compreende ao gás de alimentação), mas são estendidas para qualquer composição. A análise dos envelopes de fases antes e depois do processamento também pode ser utilizada, mesmo na forma visual, como parâmetro para identificação do processo de maior eficiência em recuperação de LGN. Assim, é desejável que o processo garanta o maior distanciamento do ponto de orvalho da corrente de entrada. Visivelmente na Figura 19b, para gás pobre, o processo que menos se distancia é JT (setas vermelhas) contrastando aos demais processos. A eficiência de recuperação se traduz na produção líquida de LGN, como mostrado na Figura 20, em que o LGN é representado pelas colunas e a produção de GLP pela linha tracejada (cinza).

Figura 20 - Produção de LGN e GLP



Fonte: Autor.

Como já mencionado anteriormente, pela Figura 20 torna-se evidente a vantagem na produção de líquido para o processo TERM para qualquer composição de alimentação. Com base na análise dos dados apresentados na Figura 20, para o gás rico C_3^+ , verifica-se que o uso do arranjo TERM gera uma

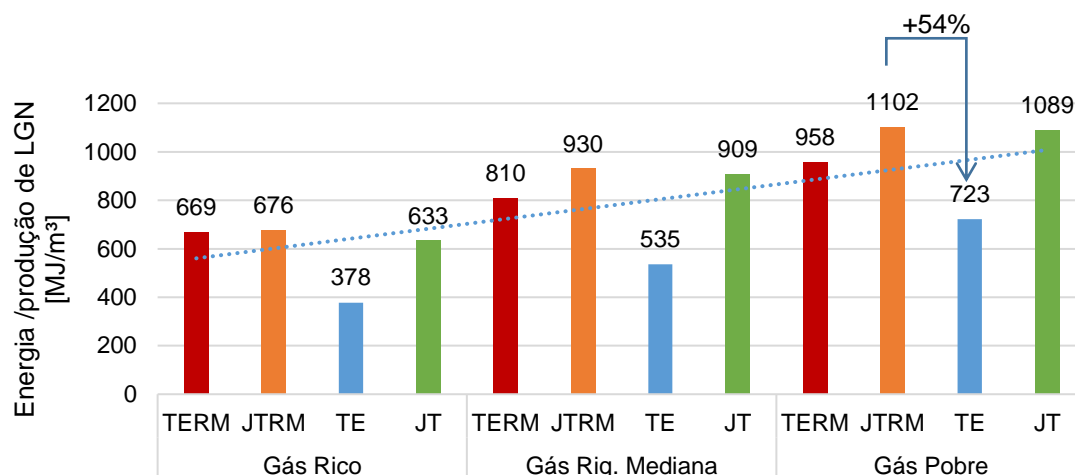
maior produção de LGN quando comparado aos outros arranjos ($\approx 45\%$ maior do que aquela obtida com o JT).

Na Figura 20, pode-se observar que para uma corrente de alimentação pobre em C_3^+ , o uso de JTRM, TERM ou TE, com exceção ao JT, não tem efeito significativo sobre a produção de LGN (diferem em cerca de 3% entre eles). Este fato pode ser explicado pela ausência de compostos de maior peso molecular e condensáveis para os parâmetros de temperatura e pressão nos pontos após expansão e resfriamento pela integração térmica ou refrigeração mecânica.

5.3 Energia requerida pelos arranjos de processo

Para as composições consideradas na Tabela 6, é mostrada na Figura 21 a energia consumida por produção de LGN (E_{req}/vol) para os diferentes arranjos de processos investigados. Para todas as composições de correntes estudadas, nota-se na Figura 21 que o processo TE apresenta o menor valor de E_{req}/vol , (TERM, JTRM e JT apresentam razão E_{req}/vol superior ao TE em respectivamente 77%, 79% e 67,5%). Como esperado, comparando a demanda de energia requerida pelos arranjos mostrada na Figura 21, observa-se que a corrente pobre em C_3^+ apresenta o maior consumo de energia, E_{req}/vol . (linha de tendência tracejada à medida que mistura se torna mais pobre em C_3^+). Isso é causado pela menor recuperação de líquido e pelo maior gasto energético na torre fracionadora. Comparando o gasto energético entre JTRM e TE na Figura 21 nota-se que, para processamento de gás pobre, o JTRM consome 54% a mais que o TE, embora o ganho de produção seja somente 0,78% superior (conforme indicação na Figura 20).

Figura 21 – Energia requerida por produção de LGN para misturas de alimentação, parametrizado em um dado arranjo de processo



Fonte: Autor.

5.4 Especificação do gás de venda.

A Tabela 13 relaciona as características do produto (gás de venda) com as correntes de mistura e arranjos de processos estudados. Com base na análise dos dados, nota-se que somente os limites de etano e butano são atendidos por todos os arranjos e misturas de alimentação utilizadas.

Tabela 13 – Limites de composição máx/min para o gás de venda segundo ANP

Especificação exigida pela Agência Reguladora - Resolução nº 16 de junho de 2008 / ANP – Agência Nacional do Petróleo			Arranjos de processo fora dos limites		
			Composições de alimentação		
Parâmetro	Região Norte	Outras regiões	Pobre	Médio	Rico
Metano mín.	68% mol	85 % mol	-	JTRM;JT	-
Etano máx.	12 % mol	12 % mol	-	-	-
Propano máx.	3% mol	6 % mol	-	JT	JT
Butano e mais pesados máx	1.5 % mol	3 % mol	-	-	-

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

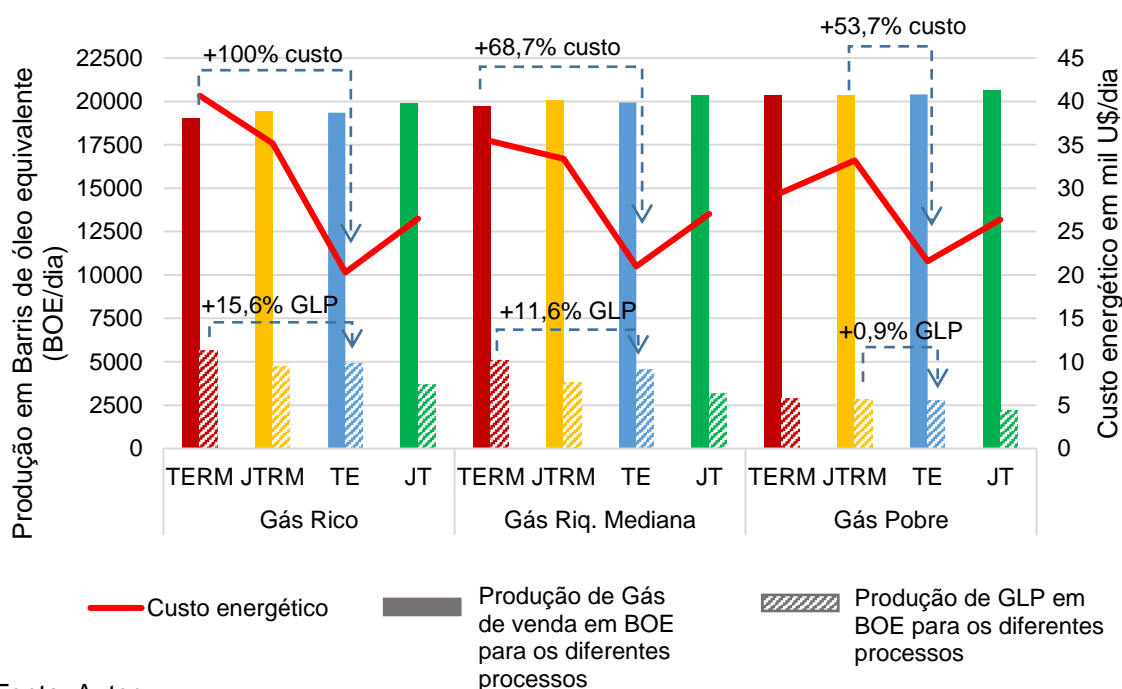
Estes resultados permitem analisar a necessidade de alterações nos fluxogramas ou alinhamentos disponíveis (integração térmica ou emprego de mais energia para a condensação) para o atendimento a norma. Os dados indicam que o processo JT (de menor complexidade) pode ser selecionado para processar corrente de alimentação com composição de C_3^+ pobre. Tal estratégia pode agilizar projetos e viabilizar a exploração de poços de gás não associados (GNA), por apresentarem tendência de composição com baixa concentração de C_3^+ .

5.5 Produção e rentabilidade

A premissa para o trabalho não considera o custo de instalação de uma planta de processamento, uma vez este se baseia em modificações de alinhamentos e seleção de tecnologias já em operação de acordo com as composições de entrada e fatores de mercado. Neste caso, os valores em destaque compreendem aos custos praticados para o gás de alimentação e principais produtos e o custo da energia.

Considerando as composições de misturas e os arranjos de processos estudados, é possível analisar pela Figura 22 a produção de gás seco e GLP em termos de barris de petróleo equivalente (BOE) bem como o custo energético em milhares de dólares por dia (mil U\$/d).

Figura 22 – Produção de GLP e gás seco (BOE) e lucro (mil U\$/d) para misturas de alimentação com composição rica, media e pobre em C₃⁺, parametrizada a um dado arranjo de processo



Para todas as misturas de alimentação, nota-se na Figura 22 que o arranjo de processo TERM apresenta maior produção de GLP ao passo que o JT mostra uma maior produção de gás seco para todos os casos. A Figura 22 também mostra (em destaque nas setas pontilhadas) a comparação entre os processos com maior diferença de custo energético entre si evidenciando a porcentagem de GLP produzido. Neste âmbito, nota-se que, para mistura de alimentação com composição rica em C₃⁺, o processo TERM apresenta uma produção de GLP cerca de 15,6% a mais do que o TE e exige o dobro do custo de energia. Com respeito ao lucro, o processo TERM apresenta melhor desempenho econômico para as misturas de alimentação rica e mediada. Esta comparação pode ser melhor evidenciada mediante a análise dos dados mostrados na Tabela 14. Para uma dada mistura de alimentação, a Tabela 14 exibe um resumo de dados de produção e demanda energética apresentado por cada arranjo de processo, apontando o melhor e pior resultado para cada parâmetro analisado, onde as setas na cor verde indicam o melhor cenário e as setas em vermelho o pior para cada cenário. O bom desempenho do arranjo TERM

frente aos demais, pode ser explicado devido aos altos índices de eficiência de separação e produção de LGN mostrados, embora este apresente o maior custo energético quando comparado aos outros arranjos investigados.

Tabela 14 – Produção de LGN, GLP e gás seco, custo de energia e rentabilidade dos arranjos de processo para uma dada mistura de corrente alimentação

Composição Processo		Produção de LGN e principais produtos			Custo e rentabilidade			
		LGN [M m ³ /d]	GLP [M m ³ /d]	Vazão de gás seco [MM Nm ³ /d]	Custo com energia [mil U\$/d]	Arrecadação venda Gás seco [mil U\$/d]	Arrecadação venda GLP [mil U\$/d]	Lucro (arrecadação - custo do gás e energia) [mil U\$/d]
Gás Rico	TERM	↑ 1,72	↑ 1,32	↓ 3,07	↓ 40,66	↓ 774,55	↑ 331,05	↑ 516,52
	JTRM	1,47	1,10	3,13	35,18	791,44	276,16	484,02
	TE	1,52	1,14	3,12	↑ 20,30	788,25	286,42	505,96
	JT	↓ 1,19	↓ 0,86	↑ 3,21	26,50	↑ 810,63	↓ 215,37	↓ 451,08
Gás Riq. Mediana	TERM	↑ 1,24	↑ 1,18	↓ 3,18	↓ 35,43	↓ 803,41	↑ 295,81	↑ 429,83
	JTRM	1,017	0,888	3,242	33,39	818,51	223,24	374,39
	TE	1,111	1,054	3,216	↑ 21,00	812,07	264,93	422,03
	JT	↓ 0,84	↓ 0,73	↑ 3,29	27,04	↑ 830,25	↓ 184,55	↓ 353,80
Gás Pobre	TERM	↑ 0,87	↑ 0,67	↓ 3,28	29,51	↓ 828,76	↑ 168,14	436,38
	JTRM	0,853	0,652	3,288	↓ 33,20	830,09	163,84	429,72
	TE	0,847	0,646	3,290	↑ 21,60	830,52	162,37	↑ 440,29
	JT	↓ 0,69	↓ 0,51	↑ 3,33	26,39	↑ 841,34	↓ 128,75	↓ 412,71

Fonte: Autor.

A Tabela 14 fornece informações úteis para a tomada de decisão quanto ao arranjo (alinhamento) ou operação de equipamentos (circuito de refrigeração mecânica, Turbo-expansor, permutadores). As estratégias devem ser balizadas principalmente na demanda energética, que compreende uma parcela considerável dos custos (TE com melhor performance), e eficiência de recuperação de LGN, que deve ser analisada quanto aos custos de oportunidades sazonais de mercado. Desta forma, novos projetos devem prever flexibilidade de tecnologias e alinhamentos para permitir escolha

conveniente tanto das correntes de alimentação quanto da sazonalidade (custos x oportunidade).

Baseado nos dados e análises apresentadas as seguintes estratégias podem ser evidenciadas:

- para misturas de alimentação com composição mediana e rica em C_3^+ , o TERM apresenta a maior lucratividade. No entanto, com base na Tabela 14, a pequena diferença de lucro do TERM em relação ao TE em produtos entregues ao consumidor pode não ser suficiente para justificar os custos de operação da refrigeração mecânica (trocadores de calor e compressores do circuito de refrigeração).
- para misturas de alimentação com composição pobre em C_3^+ , o processo por JT pode ser a opção mais conveniente, devido a baixa complexidade e, conseqüentemente, o menor custo com manutenção;
- para a maximização do GLP (sazonalidade de mercado), a seleção do processo deve priorizar o TERM. Se a demanda principal for o gás seco (uso em termelétricas), o processo mais adequado é o JT.

6 CONCLUSÕES

Com base no conjunto de condições operacionais, simulação e análises estabelecidas neste trabalho, as seguintes conclusões podem ser evidenciadas:

- Para toda composição de fluxo de alimentação utilizada (pobre, mediana e rica), o arranjo TERM apresenta a melhor eficiência de recuperação de C_3^+ presente no gás. No entanto o arranjo TE apresenta melhor desempenho energético quanto à energia requerida pela produção de LGN;
- Para todas as condições de operação e processos utilizados, as concentrações de etano e butano no gás entregue ao consumidor atingiram limites de especificação de acordo com a regulamentação brasileira (ANP);
- Para composições ricas e médias em C_3^+ na corrente de alimentação, o arranjo JT não alcançou os limites de regulação do propano no gás (indicado pela regulação brasileira, ANP);
- O processo TERM apresentou maior lucratividade para o processamento de gás com composições rica e médias em C_3^+ . No entanto, para gás pobre o processo mais rentável é o TE.

7 SUGESTÕES DE PESQUISAS FUTURAS

Deve ser avaliada a alteração da vazão de entrada que pode influenciar diretamente na produção e conseqüentemente na rentabilidade. A extensão desta análise também permite a escolha do processo diante da oferta de gás pelos campos produtores.

Também podem ser avaliados os custos envolvidos na instalação, operação e manutenção, contribuindo para seleção mais adequado do processo envolvendo recuperação de frações líquidas de gás natural.

REFERÊNCIAS

ANNEE. (2018). *A Tarifa da Energia Elétrica*. Acesso em 20 de Fevereiro de 2018, disponível em <http://www.aneel.gov.br/tarifas>

ANP. (2008). AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). Resolução ANP Nº 16, de 18 de junho de 2008. *Diário Oficial da União*.

ANP. (2017). AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (Brasil). *Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis*.

ANP. (2017). *Preço referência para o gás natural*. Acesso em 20 de Fevereiro de 2018, disponível em Agência Nacional do Petróleo: http://www.anp.gov.br/wwwanp/images/Royalties-e-outras-participacoes/Preco_Referencia_Gas/Memoria_calculo/2017/

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

BRASIL. (Dezembro de 2017). *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.

CAMPBELL, J. M. (2000). *Gas Conditioning and Processing* (Vol. 2). Campbell Petroleum Series.

CAMPOS, A. F., SILVA, N. F., PEREIRA, M. G., & FREITAS, M. A. (2016). A review of Brazilian natural gas industry: Challenges and strategies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, p. 2.

CHEBBI, R., AL-AMOODI, N. S., JABAR, N. M., & MAZROUI, K. A. (2015). Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. *Chemical Engineering Research and Design*(88), pp. 779-787.

- FARAMAWY, S., ZAKI, T., & SAKR, A. A. (2016). Natural gas origin, composition and processing: A review. *Journal of a Natural Gas Science and Engineering*(34), pp. 34-54.
- FLESHMAN, J., ALDERTON, P., BAHNASSI, E., & KHORI, A. R. (2005). Achieving Product Specifications for Ethane through to Pentane Plus from NGL Fractionation Plants. *Presented on AIChE Annual Meeting*. OHIO.
- FOSS, M. M. (2004). Quality Specifications and Interchangeability. *Energy Economics Research*, pp. 02-52.
- GETU, M., MAHADZIR, S., LONG, N. V., & LEE, M. (2013). Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, pp. 1272-1283.
- GPSA. (2004). *Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book* (12 ed., Vols. 1, 2). Tulsa.
- KHAN, M. S., CHANIAGO, Y. D., GETU, M., & LEE, M. (2014). Energy saving opportunities in integrated NGL/LNG schemes exploiting: Thermal-coupling common-utilities and process knowledge. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, pp. 54-64.
- MEHRPOOYA, M., MOUSAVIAN, A., & VATANI, A. S. (2010). 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*.
- MOKHATAB, S., POE, W. A., & MAK, J. Y. (2015). *Basic Concepts of Natural Gas Processing, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing* (3 ed.). Oxford: GPP.
- MORAN, M. J., & SHAPIRO, H. N. (2013). *Princípios de termodinâmica para engenharia* (7 ed.). Rio de Janeiro: LTC.
- NGUYEN, T. V., & ELMEGAARD, B. (2016). Assessment of thermodynamic models for the design, analysis and optimisation of gas liquefaction systems. *Applied Energy*, pp. 43-60.

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

Petrobras. (2010). *Agência Petrobras - Sala de imprensa*. Acesso em 20 de Fevereiro de 2018, disponível em www.agenciapetrobras.com.br/Materia

Petrobras. (2018). *Relacionamento com Investidores*. Acesso em 20 de Fevereiro de 2018, disponível em <http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/destaques-operacionais/precos-e-custos>

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

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

STEWART, M. I. (2014). *Surface Production Operations, Design of Gas – Handling Systems and Facilities* (3 ed., Vol. 2). GPP.

TECPETRO. (2016). *TecPetro - Portal Petróleo e Gás*. Acesso em 20 de Fevereiro de 2018, disponível em <https://tecpetro.com/about/>

UWITONZE, H., HWANG, K. S., & LEE, I. (2017). Modelling and improving natural gas condensate process with stripping and heat integration. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 118, pp. 71-77.

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

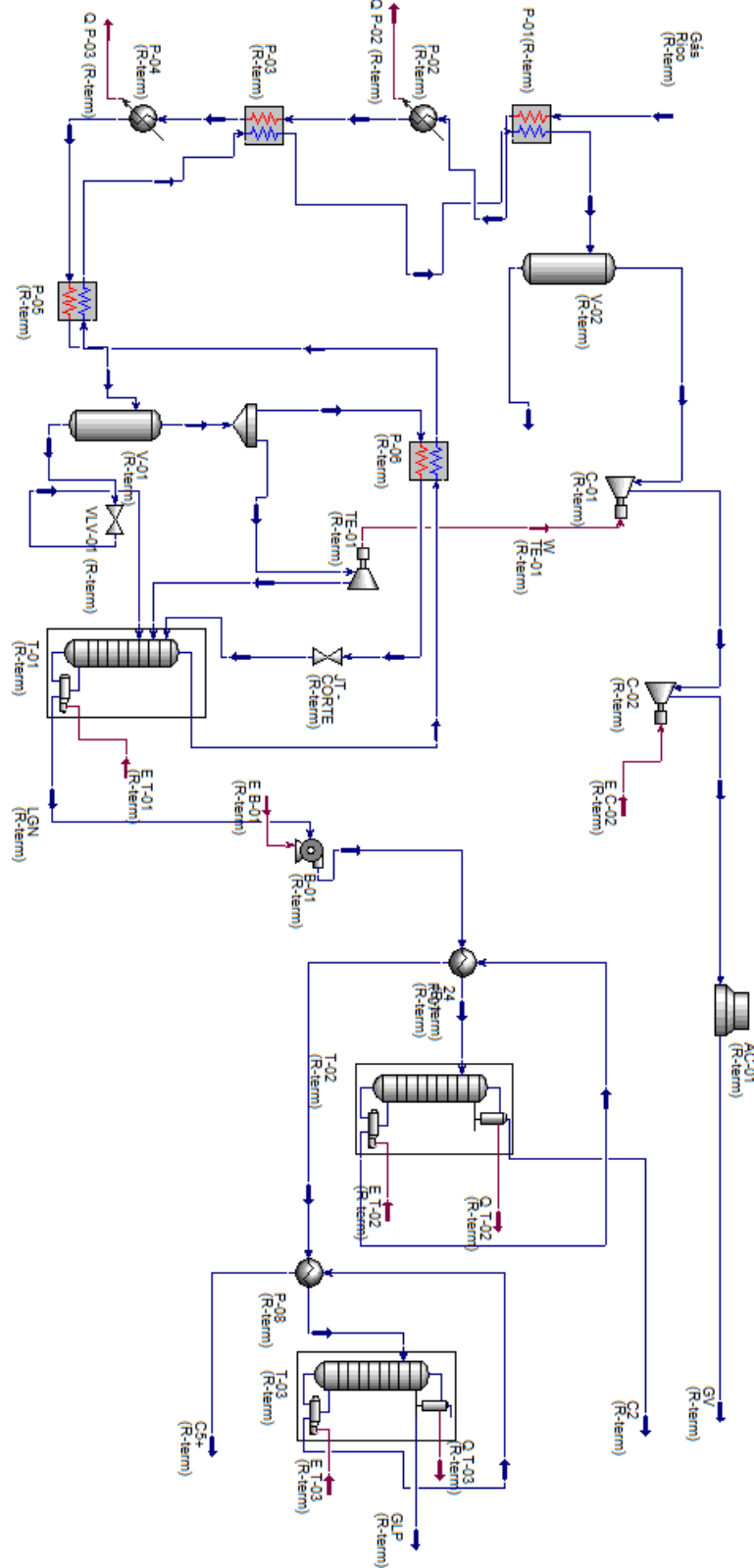
VATANI, A., MEHRPOOYA, M., & TIRANDAZI, B. (2013). A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, pp. 16-24.

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

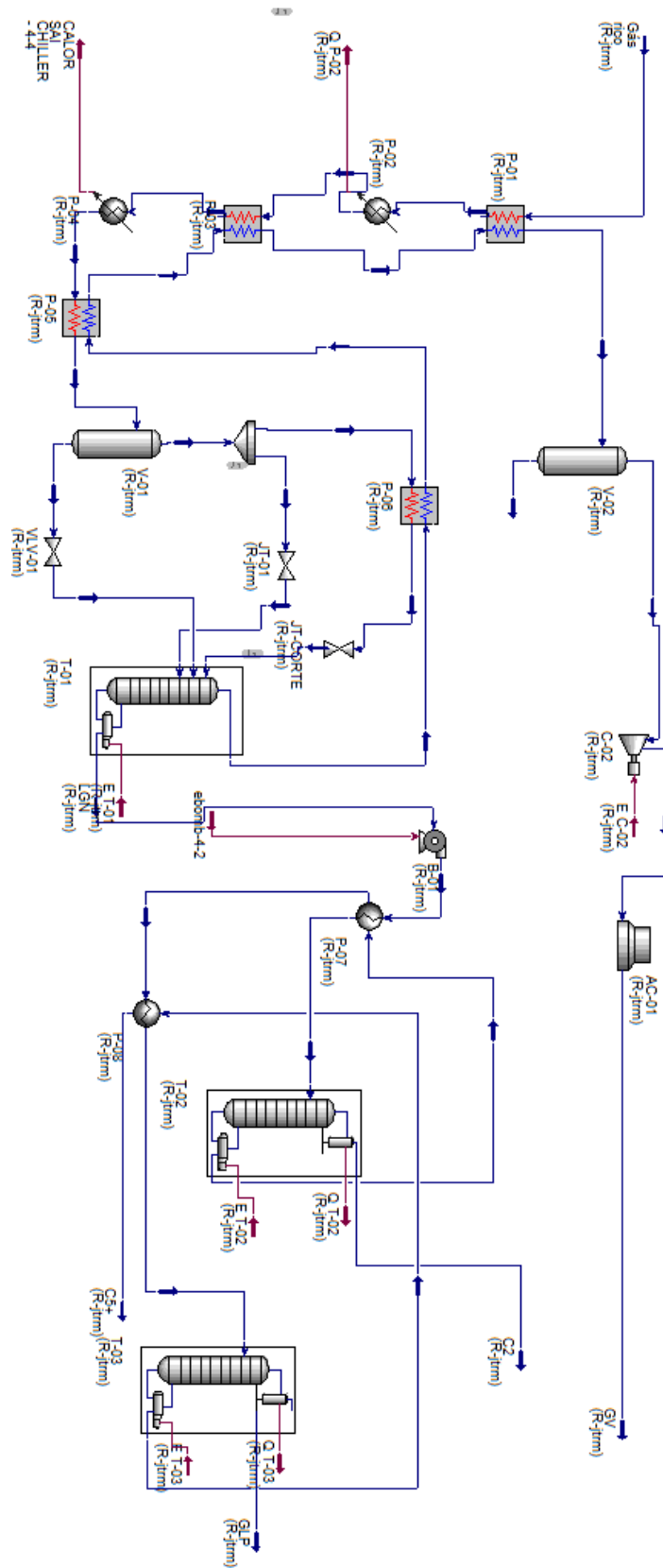
VIEIRA, P. L., GARCIA, C. B., GUIMARÃES, H. B., TORRES, E. A., & PEREIRA, O. L. (2005). Gás natural: benefícios ambientais no Estado da Bahia. *Solisluna Design*, p. 132.

APÊNDICES

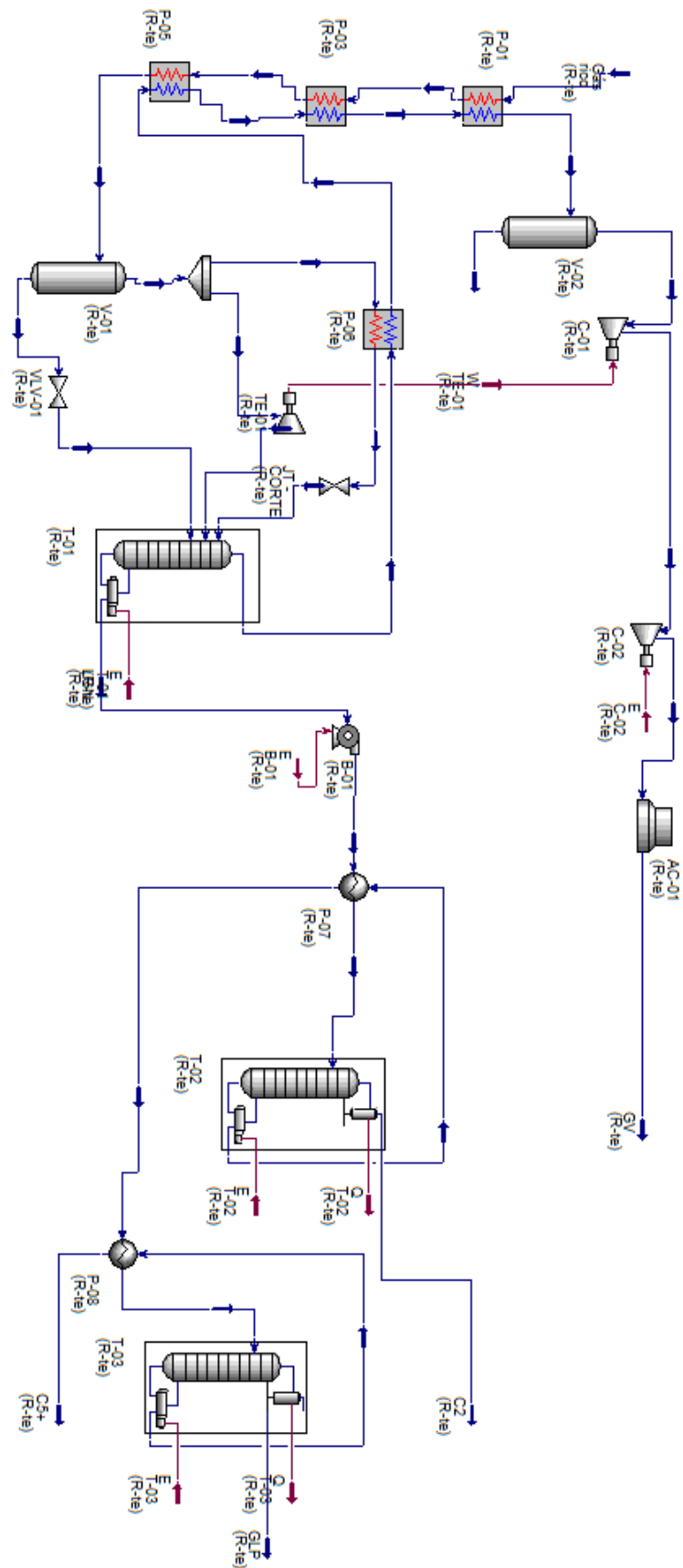
APÊNDICE A – Fluxograma TERM no ambiente de simulação



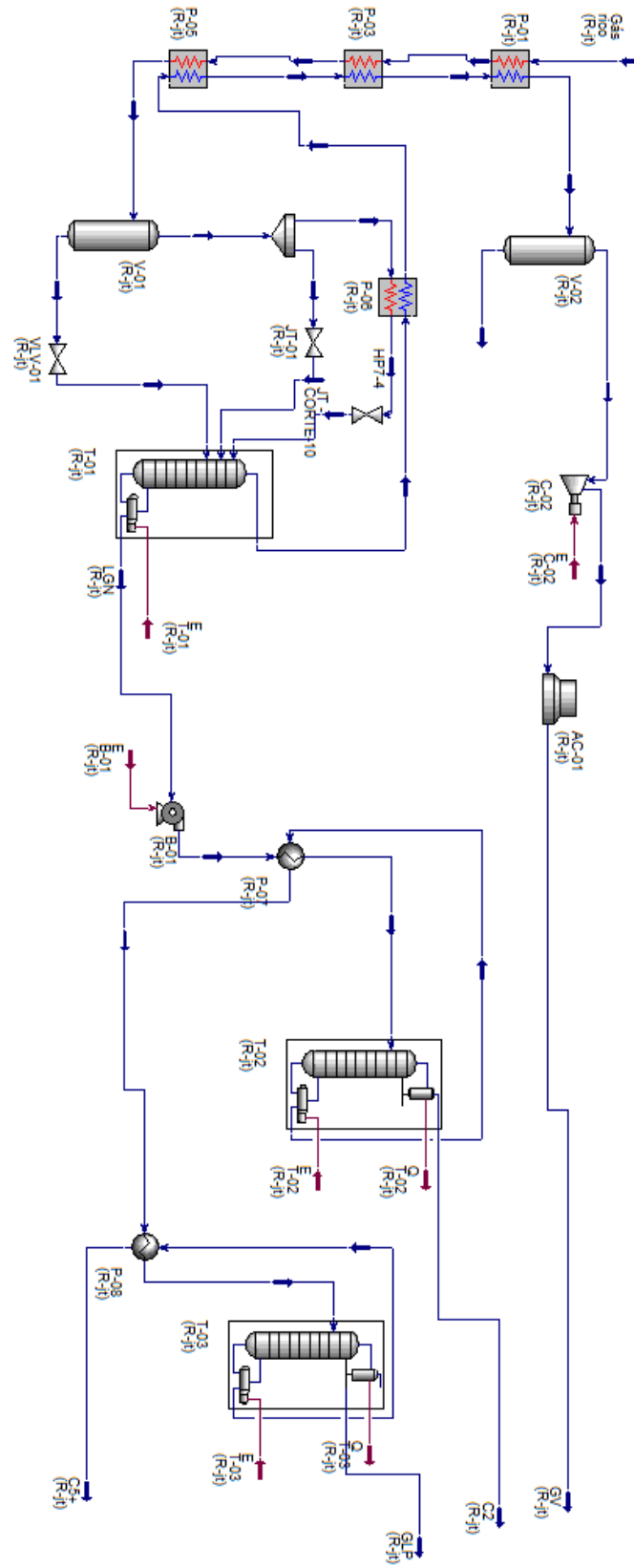
APÊNDICE B – Fluxograma JTRM no ambiente de simulação




APÊNDICE C – Fluxograma TE no ambiente de simulação

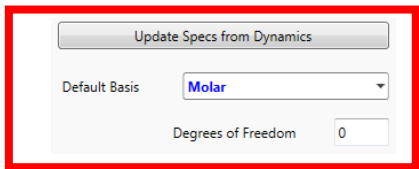


APÊNDICE D – Fluxograma JT no ambiente de simulação



APÊNDICE E– Parâmetros e especificações da torre fracionadora (relatório do *software*).

 Available Bedford, MA USA	Company Name	Case Name: simulação completa - samuel rev_13-01-2018.hsc				
	Not	Unit Set: SI				
		Date/Time: Thu Mar 08 21:31:25 2018				
Reboiled Absorber: T-01 (M-term) @Main						
CONNECTIONS						
Inlet Stream						
STREAM NAME	Stage			FROM UNIT OPERATION		
oleo-1	Reboiler					
24	27__Main TS			Valve		
18	1__Main TS			Valve JT		
22	18__Main TS			Expander		
Outlet Stream						
STREAM NAME	Stage			TO UNIT OPERATION		
LGN	Reboiler			Pump		
saida de vapor	1__Main TS			LNG		
MONITOR						
Specifications Summary						
	Specified Value		Current Value		Wt. Error	
Btms Prod Rate	---		560.1 kgmole/h		---	
Boilup Ratio	---		2.278		---	
Temperatura fundo	67.00 C		67.00 C		-7.012e-007	
saida de vapor Rate	---		5608 kgmole/h		---	
	Wt. Tol.	Abs. Tol.		Active	Estimate	Used
Btms Prod Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h		Off	On	Off
Boilup Ratio	1.000e-002	1.000e-002		Off	On	Off
Temperatura fundo	1.000e-002	1.000 C		On	On	On

saida de vapor Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off
SPECS					
Column Specification Parameters					
Btms Prod Rate					
Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Lower Bnd:	Upper Bnd:	---
Stream:	LGN	Flow Basis:			
Boilup Ratio					
Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Lower Bnd:	Upper Bnd:	---
Stage:	Reboiler	Basis:			
Temperatura fundo					
Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Lower Bnd:	Upper Bnd:	---
Stage:	Reboiler				
saida de vapor Rate					
Fix/Rang:	Fixed	Prim/Alter:	Lower Bnd:	Upper Bnd:	---
Stream:	saida de vapor	Flow Basis:			
SOLVER					
Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out					
Solving Options			Acceleration Parameters		
Maximum Iterations:			Accelerate K Value & H Model Parameters:		
Equilibrium Error Tolerance:					
Heat/Spec Error Tolerance:					
Save Solutions as Initial Estimate:					
Super Critical Handling Model:					
Trace Level:					
Init from Ideal K's:			Damping Parameters		
Initial Estimate Generator Parameters			Azeotrope Check:		
Iterative IEG (Good for Chemicals):			Adaptive Initial Damping Factor:		
			Adaptive Damping Period:		
			Update Initial Damping Factor:		
Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 9		

