

UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA

MARIANA DÁFNE SANTOS

**AVALIAÇÃO ECONÔMICA EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO. ESTUDO DE CASO:
PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE GÁS NATURAL EM UNIDADES DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

UBERLÂNDIA
2020

MARIANA DÁFNE SANTOS

**AVALIAÇÃO ECONÔMICA EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO. ESTUDO DE CASO:
PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE GÁS NATURAL EM UNIDADES DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

Monografia de graduação apresentada à Universidade Federal De Uberlândia como parte dos requisitos necessários para a aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso do curso de Engenharia Química.

Orientador: Adilson José de Assis

UBERLÂNDIA
2020

MARIANA DÁFNE SANTOS

**AVALIAÇÃO ECONÔMICA EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO. ESTUDO DE CASO:
PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE GÁS NATURAL EM UNIDADES DE
PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**

Monografia de graduação
apresentada à Universidade Federal
De Uberlândia como parte dos
requisitos necessários para a
aprovação na disciplina de Trabalho
de Conclusão de Curso do curso de
Engenharia Química

Uberlândia, 13 de novembro de
2020.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Adilson José de Assis
Orientador - FEQUI/UFU

Profa. Sarah Arvelos
FEQUI/UFU

Prof. Sergio Mauro da Silva Neiro
FEQUI/UFU

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ser o centro de força, fé e esperança na minha vida em todos os momentos.

Aos meus pais Andréa e Hélivio, por todo apoio, incentivo e sacrifícios que fizeram para que eu chegasse até aqui.

Aos meus irmãos Erick e Matheus, pelo amor, união e por serem um porto seguro pra mim, e minha cunhada Alice, que se tornou uma irmã e que me auxiliou e orientou por tantas vezes nessa jornada.

Aos meus tios, primos e avós, que me incentivaram e acreditaram em mim de forma que só uma família como a nossa pode fazer.

Aos amigos que UFU me deu, pela ajuda e momentos compartilhados durante essa jornada, por se tornarem parte de mim, e pela amizade que levarei comigo para sempre.

Aos meus professores da FEQUI, pelo tempo dedicado ao ensino, pela paciência, e por desempenharem com maestria a profissão tão nobre que é a de professor. Em especial ao meu orientador Adilson José de Assis por acreditar em mim e no meu trabalho, e pela dedicação durante o desenvolvimento deste trabalho.

A ConsultEQ pelas experiências e amigos que me proporcionou, pelo crescimento profissional e pessoal, por me ensinarem sobre propósito e impacto através da nossa profissão, a transformação que fazer parte dessa família causou em mim é imensurável.

Obrigada a todos que me ajudaram a tornar o sonho da graduação possível.

RESUMO

As transformações da indústria de petróleo e gás junto às preocupações com o meio ambiente e a sustentabilidade do planeta têm feito do gás natural um combustível bastante competitivo e atraente para o mercado. As várias finalidades do gás natural e sua característica de ser um combustível limpo fez com que a sua demanda aumentasse de forma significativa nos últimos anos. Dentro da indústria do gás natural, o processamento em Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGNs) é a parte mais importante e uma das etapas mais caras de toda a cadeia de produção. É nessa etapa que se agrega valor ao gás natural através do seu fracionamento para ser transformado em matéria-prima para outras indústrias ou fonte de energia. Para suprir as novas demandas de gás natural, não só do Brasil, mas em escala global, a indústria de gás natural precisará passar por uma ampliação de sua capacidade produtiva, e uma das questões mais importantes quando se discute uma ampliação ou implementação de um processo industrial são os custos. Sendo assim, este trabalho tem como objetivo estimar os custos de implementação e operação de colunas de destilação usadas em UPGNs, já que esses equipamentos são os mais impactantes no custo do processo, através do software ChemSep, a fim de validar o uso desse *software* como uma ferramenta de estimativa de custos. A validação desse *software* foi feita por meio de comparação dos resultados obtidos através dele com os resultados obtidos por meio da Metodologia de Turton, que é a mais utilizada na indústria, atualmente, e com os resultados obtidos pela Metodologia de Douglas, na qual o ChemSep se baseia. Os resultados obtidos pelo ChemSep apresentaram diferenças significativas tanto com relação à Metodologia de Turton, quanto à Metodologia de Douglas, mas, apesar das diferenças, a ordem de grandeza dos valores é a mesma, o que faz do ChemSep uma ferramenta imprecisa em termos de obtenção de valores absolutos, mas uma ótima ferramenta para ser usada quando se deseja comparar vários arranjos do mesmo processo para determinar qual oferece o melhor custo benefício de acordo com o objetivo do processo.

Palavras Chave: Gás natural. ChemSep. Metodologia de Turton. Metodologia de Douglas. Unidades de Processamento de Gás Natural. Destilação. Custos. Indústria.

ABSTRACT

The development of the oil and gas industry along with concerns about the environment and the sustainability of the planet has made natural gas a competitive and attractive fuel in the market. The various purpose of the natural gas and its aspect of being a clean fuel has significantly increased its demand in the last years. Inside the natural gas industry, the processing in Natural Gas Processing Units is the most important and one of the most expensive steps in all the production chain. It is at this step that value is added to natural gas through fraction to be transformed into raw material to other industries or energy source. To meet the new natural gas demands, not only in Brazil, but in a global range, the natural gas industry will need to go through a magnification of its productive capacity, and one of the most important issues concerning the widening or implementation of an industrial process are the costs. Therefore, this work aims at estimating the implementation and operation costs of distillation columns used in NGPU, since these equipments have a greater impact on the process cost, through the ChemSep software, in order to validate the use of this software as a tool to estimate costs. The validation of this software has been done through the comparison of the results obtained in ChemSep with the results obtained through the Turton Methodology, which is most currently used in the industry and with the Douglas Methodology, in which ChemSep is based. The results obtained by ChemSep showed significant differences regarding both Turton Methodology and Douglas Methodology. However, despite the differences, the order of magnitude of the results obtained was the same, which makes ChemSep an imprecise tool to obtain real values, but a great tool to be used to compare many arrangements of the same process to determine which offers the best cost benefit according to the process objective.

Keywords: Natural Gas. ChemSep. Turton Methodology. Douglas Methodology. Natural Gas Processing Units. Distillation Costs. Industry

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Demanda por fontes de energia no Cenário 450	11
Figura 2 – Projeção para o crescimento da oferta do gás natural do Brasil	12
Figura 3 – Riqueza do Gás Natural	14
Figura 4 – Produtos gerados a partir do processamento do gás natural	15
Figura 5 – Fluxograma de UPGN Joule-Thomson	18
Figura 6 – Fluxograma de UPGN com processo de Refrigeração Simples.....	19
Figura 7 – Fluxograma de UPGN com absorção refrigerada	20
Figura 8 – Fluxograma de UPGN com turboexpansão.....	21
Figura 9 – Processo de UPGN proposto por Luyben simulado no COCO	26
Figura 10 – Fluxograma da demetanizadora.....	27
Figura 11 – Fluxograma das colunas detanizadora e depropanizadora	29
Figura 12 – Fluxograma das colunas debutanizadora e deisobutanizadora	31
Figura 13 – Interface do Software ChemSep	36
Figura 14 – Funcionalidade Rating do ChemSep.....	45
Figura 15 – Regressão polinomial para índice Marshal & Swifit.....	46
Figura 16 – Comparativo entre custos instalados das colunas de destilação	49
Figura 17 – Comparativo entre custos instalados dos trocadores de calor	50
Figura 18 – Comparativo entre os custos operacionais dos refeedores.....	50
Figura 19 – Comparativo entre custos operacionais dos condensadores	51

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição do Gás Natural em alguns países e estados brasileiros ..	13
Tabela 2 – Especificações do gás natural seco comercializado no Brasil	16
Tabela 3 – Tecnologia empregada e capacidade de processamento de UPGNs no Brasil.....	17
Tabela 4 – Classificação ACCR para a Estimativa de Custos	23
Tabela 5 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna demetanizadora	28
Tabela 6 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna detanizadora	29
Tabela 7 – Especificações das correntes de entrada e saída da Coluna depropanizadora	30
Tabela 8 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna debutanizadora	31
Tabela 9 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna deisobutanizadora	32
Tabela 10 – Parâmetros para cálculo de área para os refeedores	42
Tabela 11 – Parâmetros para cálculo de área para os condensadores.....	42
Tabela 12 – Parâmetros utilizados na Planilha CAPCOST para colunas	43
Tabela 13 – Parâmetros utilizados na Planilha CAPCOST para TC.....	43
Tabela 14 – Custo instalado para as colunas de destilação em 2019	44
Tabela 15 – Custo instalado para os trocadores de calor em 2019.....	44
Tabela 16 – Custos operacionais para os trocadores de calor	45
Tabela 17 – Custos instalados e operacionais das colunas e trocadores de calor .	47
Tabela 18 – Parâmetros para colunas de destilação no Método de Douglas	47
Tabela 19 – Parâmetros para trocadores de calor no Método de Douglas.....	48
Tabela 20 – Custos instalados das colunas de destilação.....	48
Tabela 21– Custos instalados e operacionais dos trocadores de calor	48

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	10
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	13
2.1. Composição do Gás Natural.....	13
2.2. Aplicações do Gás Natural e seus derivados, e cenário de produção.....	14
2.3. Unidades de Processamento de Gás Natural	15
2.3.1. Joule-Thomson.....	17
2.3.2. Refrigeração Simples	18
2.3.3. Absorção Refrigerada.....	19
2.3.4. Turboexpansão.....	20
2.4. Avaliação Econômica	22
2.4.1. Classe de Estimativa de Custos	22
2.4.2. CAPEX	24
2.4.3. OPEX	24
2.4.4. Índices CEPCI e Marshall&Swift	24
3. METODOLOGIA	25
3.1. Estudo de Caso	25
3.1.1. Coluna demetanizadora.....	27
3.1.2. Coluna detanizadora.....	28
3.1.3. Coluna depropanizadora	30
3.1.4. Coluna debutanizador.....	30
3.1.5. Coluna deisobutanizadora	32
3.2. ESTIMATIVA DE CUSTO USANDO A METODOLOGIA DE TURTON	32
3.3. ChemSep	35
3.4. Metodologia de Douglas	38
3.5. Cálculo da Área dos Trocadores de Calor	40
4. DESENVOLVIMENTO	42
4.1. Área dos Trocadores de Calor	42
4.2. Planilha CAPCOST.....	42
4.3. ChemSep	45
4.4. Metodologia de Douglas	47
4.5. Análise Comparativa de Custos.....	49
5. CONCLUSÃO	54

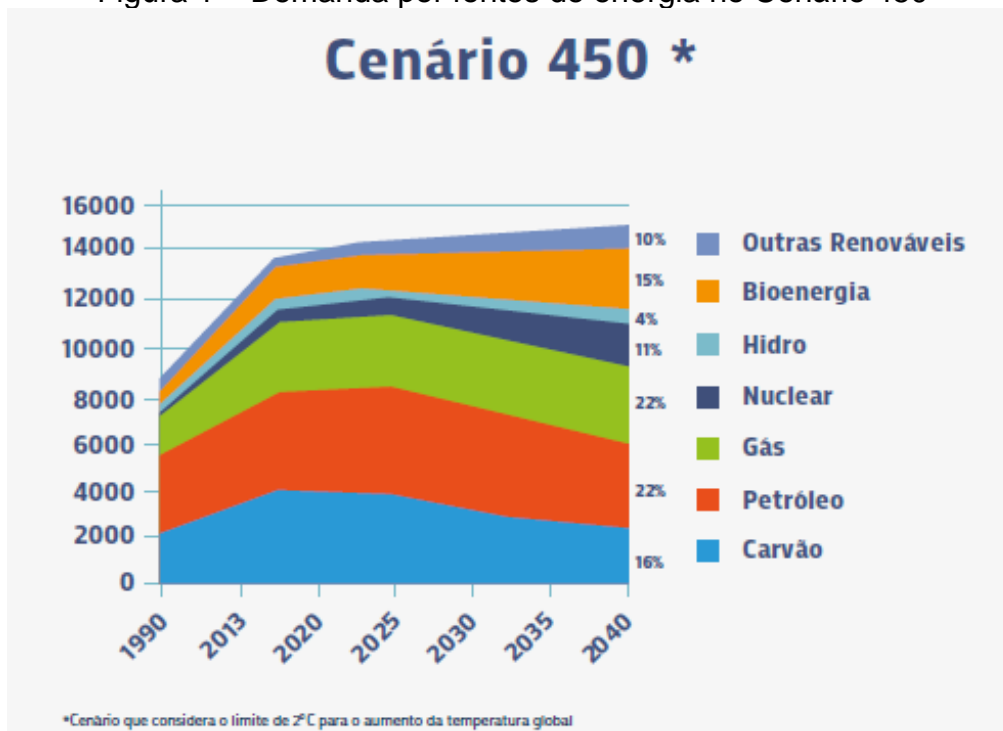
1. INTRODUÇÃO

A indústria de petróleo e gás vem passando por grandes transformações com o objetivo de gerar mais competitividade e rentabilidade nesse ramo. Novas tecnologias vêm surgindo fazendo com que países que antes eram importadores de petróleo e gás se tornem autossuficientes, como os Estados Unidos, o que impacta nos preços da indústria do petróleo. Além disso, no Brasil, novos acordos e políticas estão sendo colocadas em prática para abrir este mercado a novos investidores, inclusive por parte do setor privado, tornando o mercado mais competitivo e diversificado.

Junto com a transformação dos agentes do mercado e dos meios de produção, existe a preocupação com o estado do planeta no que diz respeito ao clima e ao meio ambiente. Sendo assim, diretrizes têm sido estabelecidas para que o avanço tecnológico não esteja na contramão da preservação ambiental. A Conferência do Clima de Paris em 2015 (COP 21) estabeleceu um acordo entre 195 países de limitar o aumento da temperatura do planeta em níveis menores que 2°C, o que significa uma emissão menor de carbono. Em paralelo com essa medida, ainda em 2015, foram estabelecidos os 17 objetivos de desenvolvimento sustentável para 2030 (ODS) pelas Nações Unidas, visando melhorar a qualidade de vida das pessoas por meio da preservação do planeta e garantir a acessibilidade de todos a recursos básicos, incluindo energia limpa.

Diante deste cenário, o gás natural se faz um excelente recurso como fonte de energia limpa, quando comparado aos demais derivados do petróleo, principalmente se comparado ao carvão, e também como um ramo do mercado petrolífero a ser mais explorado. Em relação aos demais combustíveis fósseis, a queima de gás natural emite 31% menos gás carbônico, 39% menos óxidos de nitrogênio e praticamente não gera dióxido de enxofre e particulados (TEIXEIRA, 2015). A expectativa é que o gás natural apareça como um dos substitutos do carvão e atue como um combustível de transição para outras energias renováveis e uma política de baixo carbono, proposta no cenário 450 pela COP 21 (Figura 1).

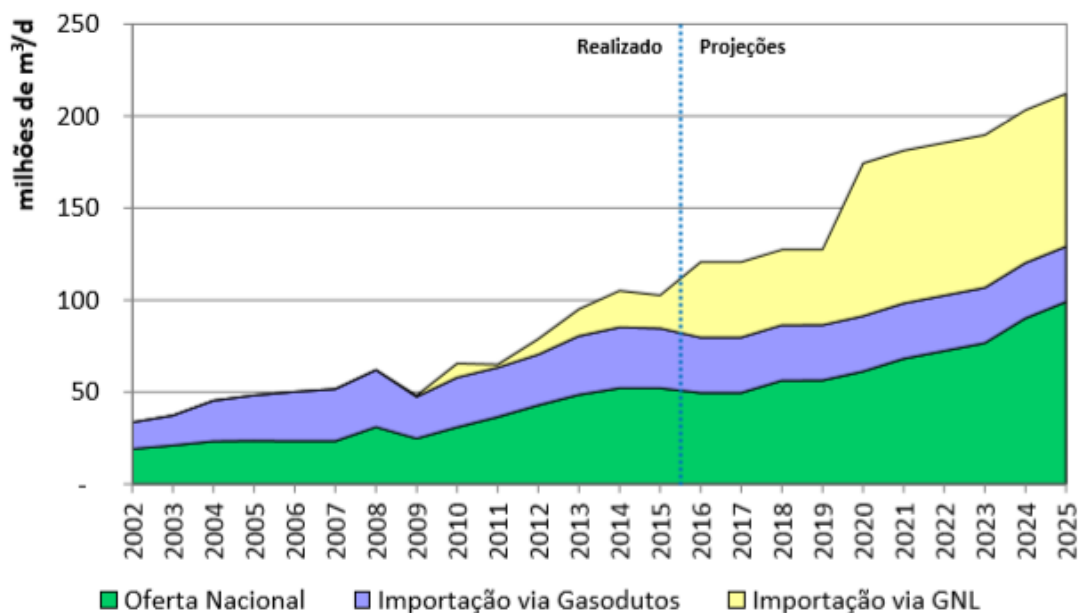
Figura 1 – Demanda por fontes de energia no Cenário 450



Fonte: IBP (2017)

No âmbito nacional também existe uma perspectiva de crescimento. Segundo o Ministério de Minas e Energia, em março de 2020, 60,9% da oferta de gás natural do Brasil foi produzida em território nacional (BRASIL, 2020) e ainda existe uma expectativa de crescimento significativo da oferta nos próximos anos, aumento esse proveniente dos campos de pré-sal concomitante à produção de petróleo (Figura 2). O aumento da capacidade de oferta do Brasil graças ao privilégio geográfico do país no que tange a reservas de petróleo, aliada ao aumento da demanda mundial de energia limpa, colocam o Brasil como um país atrativo aos investimentos no setor.

Figura 2 – Projeção para o crescimento da oferta do gás natural do Brasil



Fonte: EPE (2016)

Com uma perspectiva tão otimista para a indústria de petróleo e gás natural, serão necessários investimentos em novas tecnologias e alterações em processos para que a demanda de gás natural seja suprida. Uma das partes mais importantes do processamento de gás natural é o fracionamento em UPGNs (Unidades de Processamento de Gás Natural), que são as unidades em que o gás natural é separado e purificado, utilizando, para tal, principalmente colunas de destilação, compressão e resfriamento, fazendo com que o investimento em tais unidades seja elevado. Sendo assim, uma avaliação econômica se faz necessária para determinar as melhores rotas e tecnologias de processo, com base nos custos de instalação, operação e lucratividade.

Neste trabalho não será feita uma análise econômica completa de uma UPGN em termos de fluxo de caixa, valor presente líquido, taxa de retorno etc., a fim de mensurar sob quais condições esse tipo de unidade é viável ou não. O que se propôs foi usar uma UPGN como estudo de caso a fim de analisar diferentes metodologias de estimativa de custo nos quais predominam colunas de separação: “software” ChemSep, a metodologia de Douglas (1988) e de Turton et al (2014).

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Composição do Gás Natural

O gás natural, à temperatura ambiente e pressão atmosférica, é uma mistura gasosa de hidrocarbonetos parafínicos leves, que contém, em maior proporção, o metano (mais de 83% em média no Brasil). Nessa mistura encontram-se também proporções bem menores de etano, propano e traços de outros hidrocarbonetos de maior peso molecular (TEXEIRA, 2015). A composição do gás natural depende do tipo de matéria orgânica que o gerou e o local de origem.

O gás natural é encontrado em rochas sedimentares, e é classificado como gás associado e gás não-associado, dependendo da presença ou não de petróleo na reserva de onde foi extraído. Quando o gás é associado, com maior presença de óleo, a fase gasosa tem uma composição com alto teor de hidrocarbonetos pesados, já quando é não associado, o gás possui alto teor de hidrocarbonetos leves (BRASIL, 2020). Na Tabela 1 tem-se a composição do gás natural em alguns países e em seis estados Brasileiros.

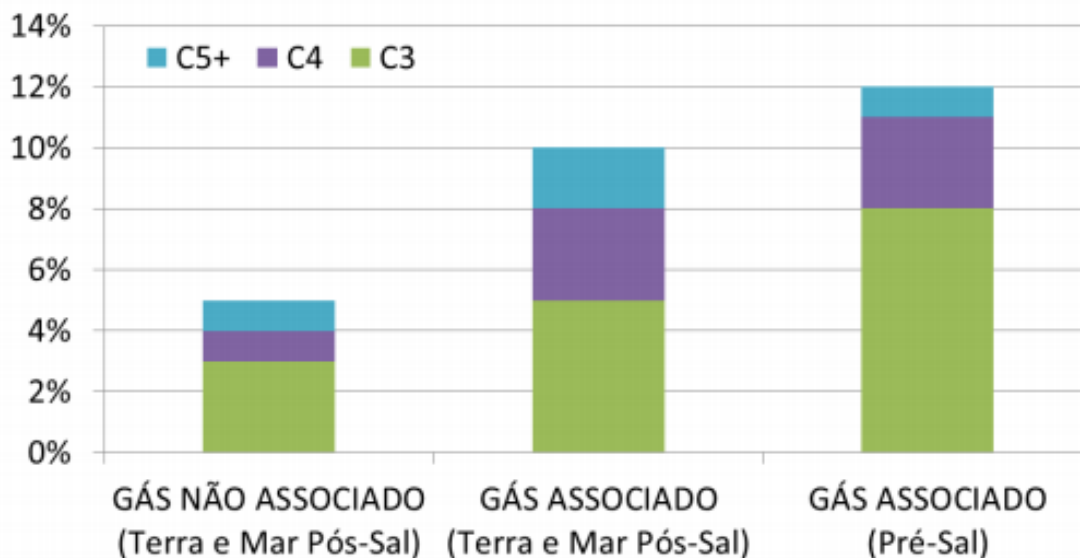
Tabela 1 – Composição do Gás Natural em alguns países e estados brasileiros

País / Campo	COMPOSIÇÃO EM % VOLUME						Densidade	Poder Calorífico Superior (MJ / Nm ³)
	Metano CH ₄	Etano C ₂ H ₆	Propano C ₃ H ₈	C ₄ e Maiores	CO ₂	N ₂		
USA/Panh.	81,8	5,6	3,4	2,2	0,1	6,9	-	42,7
USA/Ashlaw	75,0	24,0	-	-	-	1,0	-	46,7
Canadá	88,5	4,3	1,8	1,8	0,6	2,6	-	43,4
Rússia	97,8	0,5	0,2	0,1	0,1	1,3	-	39,6
Austrália	76,0	4,0	1,0	1,0	16,0	2,0	-	35,0
França	69,2	3,3	1,0	1,1	9,6	0,6	-	36,8
Alemanha	74,0	0,6	-	-	17,8	7,5	-	29,9
Holanda	81,2	2,9	0,4	0,2	0,9	14,4	0,640	31,4
Pérsia	66,0	14,0	10,5	7,0	1,5	1,0	0,870	52,3
Mar do Norte	94,7	3,0	0,5	0,4	0,1	1,3	0,590	38,6
Argélia	76,0	8,0	3,3	4,4	1,9	6,4	-	46,2
Venezuela	78,1	9,9	5,5	4,9	0,4	1,2	0,702	47,7
Argentina	95,0	4,0	-	-	-	1,0	0,578	40,7
Bolívia	90,8	6,1	1,2	0,0	0,5	1,5	0,607	38,8
Chile	90,0	6,6	2,1	0,8	-	-	0,640	45,2
Brasil								
Rio de Janeiro	89,44	6,7	2,26	0,46	0,34	0,8	0,623	40,22
Bahia	88,56	9,17	0,42	-	0,65	1,2	0,615	39,25
Alagoas	76,9	10,1	5,8	1,67	1,15	2,02	-	47,7
Rio Grande do Norte	83,48	11	0,41	-	1,95	3,16	0,644	38,54
Espírito Santo	84,8	8,9	3,0	0,9	0,3	1,58	0,664	45,4
Ceará	76,05	8,0	7,0	4,3	1,08	1,53	-	52,4

Fonte: GASNET (2020)

A presença de componentes mais pesados do que o etano em quantidade elevada caracteriza o gás natural como um gás rico, isto é, quanto mais alto o teor desses componentes maior é o poder calorífico da mistura e esses produtos pesados podem ser transformados em produtos de alto valor comercial. Na Figura 3 vemos a riqueza média do gás natural brasileiro com base nos campos produtores.

Figura 3 – Riqueza do Gás Natural



Fonte: EPE (2016)

2.2. Aplicações do Gás Natural e seus derivados, e cenário de produção

A maior demanda por gás natural é para uso na geração de energia elétrica e geração de vapor. O gás natural é muito utilizado em indústrias como ferro e aço, mineração, papel e celulose, química, têxtil, alimentos e bebidas como combustível para gerar vapor no processo, energia elétrica, para aquecimentos e resfriamentos. Também é usado como matéria prima para síntese de metal, amônia e ureia; além disso, o gás natural é muito usado em processos onde é necessário queima por contato direto com o produto final, como cerâmicas, vidros e cimento.

O gás natural encontra utilidade em residências e comércios como substituto da energia elétrica e ao gás liquefeito de petróleo (GLP). Também pode ser usado em fornos e caldeiras de estabelecimentos que produzem alimentos, como panificadoras,

pizzarias, até mesmo em hospitais e lavanderias, substituindo os combustíveis tradicionais.

No ramo de transporte, o gás natural é usado como combustível (gás natural veicular) substituindo etanol, gasolina e óleo diesel, e, por ser um combustível fóssil limpo, seu uso como combustível em veículos reduz a emissão de carbono, enxofre e outros materiais particulados que poluem o ar.

Além de todas as utilidades como gás natural seco, depois de processado, o gás natural gera outros produtos de alto valor comercial (Figura 4) e, quanto mais hidrocarbonetos pesados, mais valor agregado tem o gás natural.

Figura 4 – Produtos gerados a partir do processamento do gás natural

Correntes geradas	Principais usos
Gás natural seco	Combustível, fertilizantes, metanol, geração de hidrogênio para refinarias
Etano	Polietileno
Propano	Polipropileno, fluido refrigerante
Butano*	Polibutadieno
GLP	Combustível
C ₅₊	Nafta, gasolina natural

Fonte: EPE (2016)

2.3. Unidades de Processamento de Gás Natural

As Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGNs) são as unidades onde o gás é processado com objetivo de remover as frações de líquido, recuperando, assim, o GLP e a gasolina natural presente, e especificar o gás natural seco de acordo com a sua utilidade. Na Tabela 2 tem-se a especificação do gás seco para ser comercializado no Brasil.

Tabela 2 – Especificações do gás natural seco comercializado no Brasil

Características ¹	Unidade	Limites de especificação por Regiões ²		
		Norte	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul
Poder Calorífico Superior (PCS)	kJ/m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	35.000 a 43.000
Teor mínimo de metano	% mol	68,0	85,0	85,0
Teor máximo de etano	% mol	12,0	12,0	12,0
Teor máximo de propano	% mol	3,0	6,0	6,0
Teor máximo de butano e mais pesados	% mol	1,5	3,0	3,0
Teor máximo de N ₂ e CO ₂	% mol	18,0	8,0	6,0
Teor máximo de CO ₂	% mol	3,0	3,0	3,0
Teor máximo de H ₂ S	mg/m ³	10,0	13,0	10,0

¹: O gás natural não deve conter traços visíveis de partículas sólidas ou líquidas.

²: Os limites especificados são valores referidos a 20°C e 1 atm, em base seca.

Fonte: EPE (2016)

As recuperações das frações líquidas presentes no gás natural dependem do tipo de processamento realizado e da riqueza do gás, podendo alcançar valores próximos de 100%, no caso dos butanos e mais pesados, 90% a 95% para o propano, e 80% para o etano. (BRASIL, 2014).

Existem quatro tipos de processos que podem ser empregados em UPGNs para abaixar a temperatura do gás natural e liquefazer os hidrocarbonetos mais pesados (BRASIL, 2014). São eles:

- Expansão Joule-Thomson;
- Refrigeração simples;
- Absorção refrigerada;
- Turboexpansão

Os processos diferem entre si devido à rota termodinâmica utilizada. As operações dentro de cada processo incluem desidratação, compressão, absorção e resfriamento e o fracionamento em colunas de destilação. No Brasil, a maioria das UPGNs usa o processo de refrigeração simples e turboexpansão, como mostra a Tabela 3, onde se vê a tecnologia empregada em cada UPGN e sua capacidade de processamento.

Tabela 3 – Tecnologia empregada e capacidade de processamento de UPGNs no Brasil

Unidade	Localização	Tecnologia	Capacidade (mil m ³ /d) ¹
UPGN Pilar	AL	Turboexpansão	1.800
UPGN Urucu	AM	Absorção Refrigerada	706
UPGN Urucu II	AM	Turboexpansão	6.000
UPGN Urucu III	AM	Turboexpansão	3.000
UPGN Urucu IV	AM	Turboexpansão	2.500
EVF Francisco	BA	Refrigeração Simples	6.000
UPGN Candeias	BA	Absorção Refrigerada	2.900
UPGN Catu	BA	Absorção Refrigerada	1.900
UPGN Lubnor	CE	Absorção Refrigerada	350
DPP Lagoa Parda	ES	Refrigeração Simples	1.500
UAPO Cacimbas	ES	Refrigeração Simples	5.500
UAPO Sul Capixaba	ES	Refrigeração Simples	2.500
UPGN Cacimbas	ES	Turboexpansão	3.500
UPGN Cacimbas II	ES	Turboexpansão	3.500
UPGN Cacimbas III	ES	Turboexpansão	3.500
UPGN Lagoa Parda	ES	Refrigeração Simples	450
UPGN Cabiúnas	RJ	Absorção Refrigerada	580
UPGN REDUC (U-2500)	RJ	Absorção Refrigerada	2.500
UPGN REDUC (U-2600)	RJ	Turboexpansão	2.000
URGN Cabiúnas	RJ	Refrigeração Simples	2.800
URL Cabiúnas	RJ	Turboexpansão	4.500
URL Cabiúnas II	RJ	Turboexpansão	4.500
URL Cabiúnas III	RJ	Turboexpansão	4.860
UPGN Guamaré	RN	Absorção Refrigerada	2.300
UPGN Guamaré II	RN	Turboexpansão	2.000
UPGN Guamaré III	RN	Turboexpansão	1.500
UPGN Atalaia	SE	Absorção Refrigerada	2.900
UPGN Carmópolis	SE	Refrigeração Simples	350
UAPO Caraguatatuba	SP	Refrigeração Simples	3.000
UAPO Caraguatatuba I	SP	Refrigeração Simples	7.500
UAPO Caraguatatuba II	SP	Refrigeração Simples	7.500
UGN RPBC	SP	Joule-Thomson	2.300

Fonte: EPE (2016)

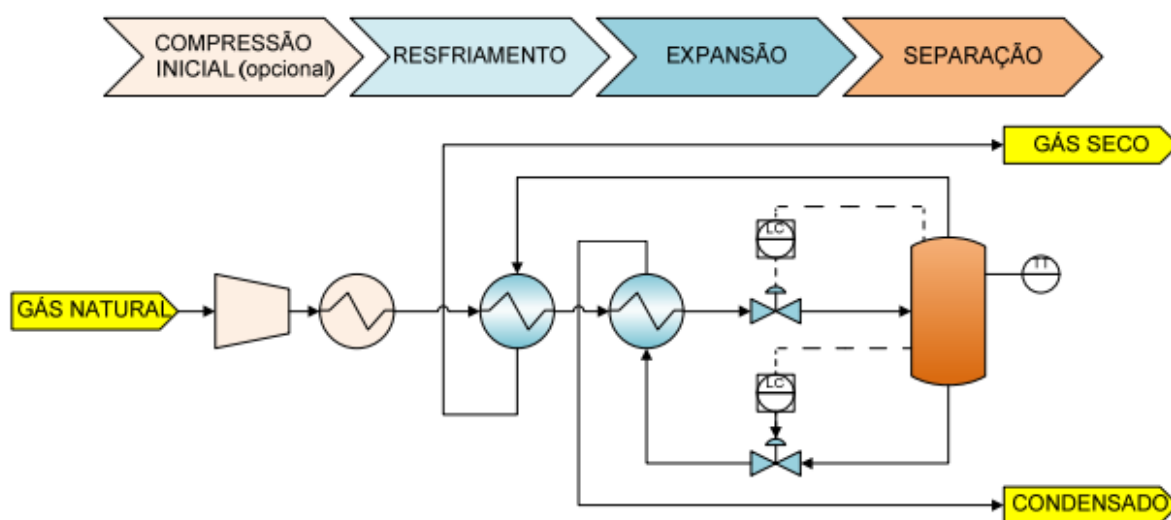
2.3.1. Joule-Thomson

No processo Joule-Thomson o gás passa por um compressor, que é um processo opcional. O uso do compressor inicial depende da pressão do gás e, caso ele não esteja na pressão ideal para o processo, usa-se o compressor. Depois, é resfriado e despressurizado em uma válvula, ocorrendo, assim, a liquefação dos hidrocarbonetos pesados, formando uma mistura bifásica que é, posteriormente, separada em um vaso (Figura 5). Este processo tem como princípio o efeito Joule-Thomson, que quantifica como a temperatura varia com a expansão do gás com a entalpia do sistema constante.

Neste processo o gás e o líquido retirados do vaso de separação são utilizados para resfriar a corrente de entrada do processo, de forma que o produto final obtido nesse processo não sai do vaso de separação e sim dos trocadores de calor. Os hidrocarbonetos que condensaram são removidos em um ou mais estágios de expansão, ajustando, assim, a pressão de vapor do gás e sua composição.

Geralmente, o gás tratado é recomprimido para atingir as condições de exportação do gasoduto, pois ocorreu a expansão para atingir as baixas temperaturas. Assim, este processo é mais favorável quando o gás natural de carga é produzido a altas pressões e pode ser exportado sem a necessidade de instalação de compressores na unidade (CORDEIRO, 2011).

Figura 5 – Fluxograma de UPGN Joule-Thomson



Fonte: Cordeiro (2011)

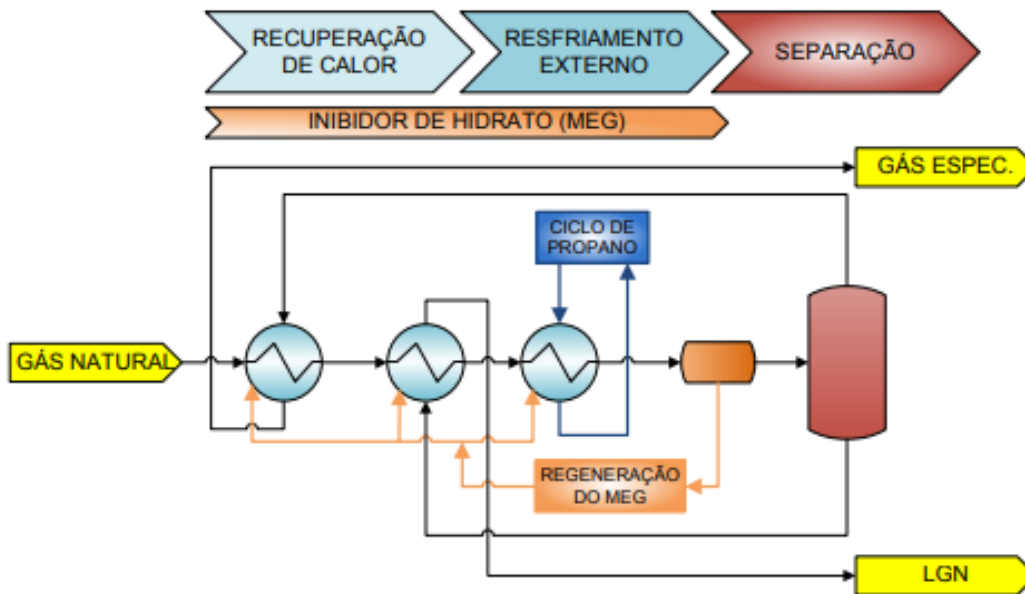
2.3.2. Refrigeração Simples

Assim como o processo Joule-Thomson, o processo de refrigeração simples é utilizado apenas quando o objetivo é ajustar o ponto de orvalho do gás para o transporte em gasodutos, porém, este processo é mais eficiente que o Joule-Thomson.

Na refrigeração simples, é usado um fluido refrigerante, normalmente propano, para resfriar o gás natural, para posterior remoção do líquido condensado. O gás passa por processos de compressão e resfriamentos sucessivos, usando o gás natural e o fluido refrigerante para promover o abaixamento da temperatura até -37°C . A corrente resfriada segue para um vaso trifásico que separa o gás seco, o produto condensado e o glicol que é injetado na entrada dos trocadores de calor para impedir que se formem hidratos durante o processo de resfriamento. Posteriormente, o gás seco troca calor com o gás úmido nos trocadores de calor iniciais, o glicol é regenerado e o condensado passa por uma expansão em válvula. A mistura líquido-vapor formada é enviada para uma torre desetanizadora onde o produto de topo é o gás natural seco e o produto de

fundo segue para uma torre desbutanizadora que o separa em GLP e gasolina natural (Figura 6).

Figura 6 – Fluxograma de UPGN com processo de Refrigeração Simples



Fonte: Cordeiro (2011)

2.3.3. Absorção Refrigerada

O processo de absorção refrigerada trabalha com a recuperação dos hidrocarbonetos mais pesados através de uma absorção física com um óleo de absorção enquanto o gás é refrigerado, já que o resfriamento favorece o processo de absorção.

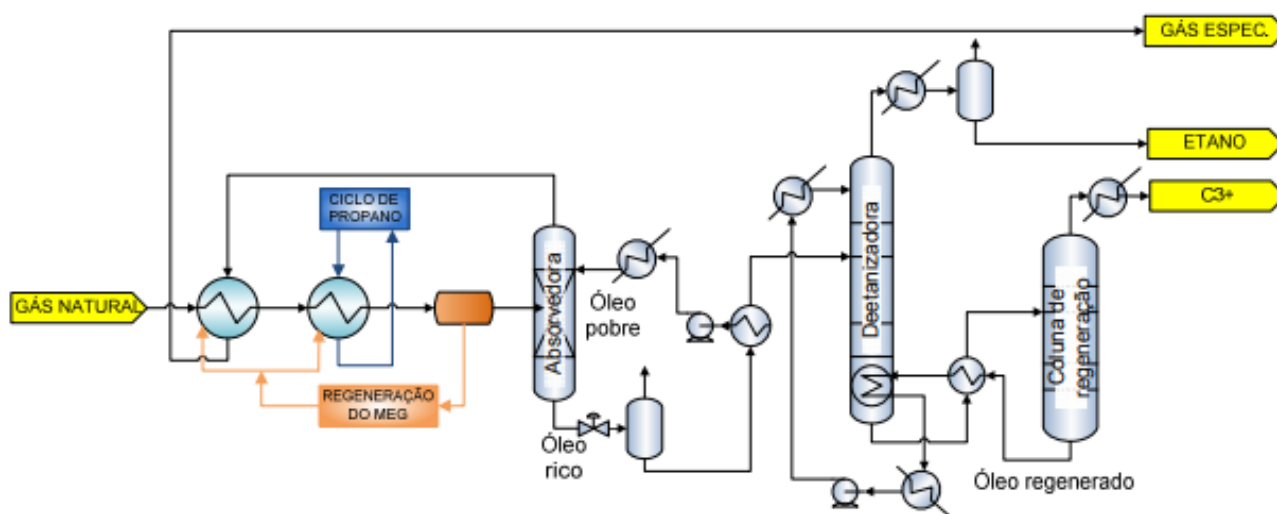
O gás natural passa, primeiramente, por um processo de remoção de água livre e hidrocarbonetos líquidos. Posteriormente, o gás é resfriado com propano e pelo próprio gás natural seco em trocadores de calor, e, assim como no processo de absorção simples, na entrada dos trocadores de calor é injetado glicol na corrente para não formar hidratos no processo. Saindo dos trocadores de calor, o gás é enviado para um vaso onde é separado do glicol e este é enviado para regeneração. Nessa etapa ocorre a condensação de cerca de 50% do total previsto na unidade, sendo o restante condensado na torre de absorção (BRASIL, 2014).

O gás enviado para a torre de absorção entra em contato contracorrente com o óleo de absorção. O gás natural seco sai pelo topo e é enviado para os trocadores de

calor para fazer o resfriamento do gás natural úmido. A corrente de fundo passa por uma expansão em válvula, onde é parcialmente vaporizada, e essa mistura segue para um vaso que separa a corrente líquida da gasosa. Saindo do vaso de separação a corrente segue para uma torre desetanizadora onde mais óleo de absorção é injetado em contracorrente para absorver os hidrocarbonetos mais pesados. A corrente de topo é uma corrente rica em etano, e a corrente de fundo constituída pelo óleo de absorção e rica em hidrocarbonetos mais pesados passa por uma torre de destilação comum. O óleo é regenerado para ser reintegrado ao processo na torre desetanizadora, a corrente de topo dessa coluna segue para uma debutanizadora que separa o GLP da gasolina natural (Figura 7).

Este processo é altamente eficiente na recuperação de hidrocarbonetos pesados. As recuperações geralmente obtidas com esse processo são de, no máximo, 50% para o etano, de 90% a 95% para o propano, e de aproximadamente 100% para o butano e mais pesados (BRASIL, 2014).

Figura 7 – Fluxograma de UPGN com absorção refrigerada



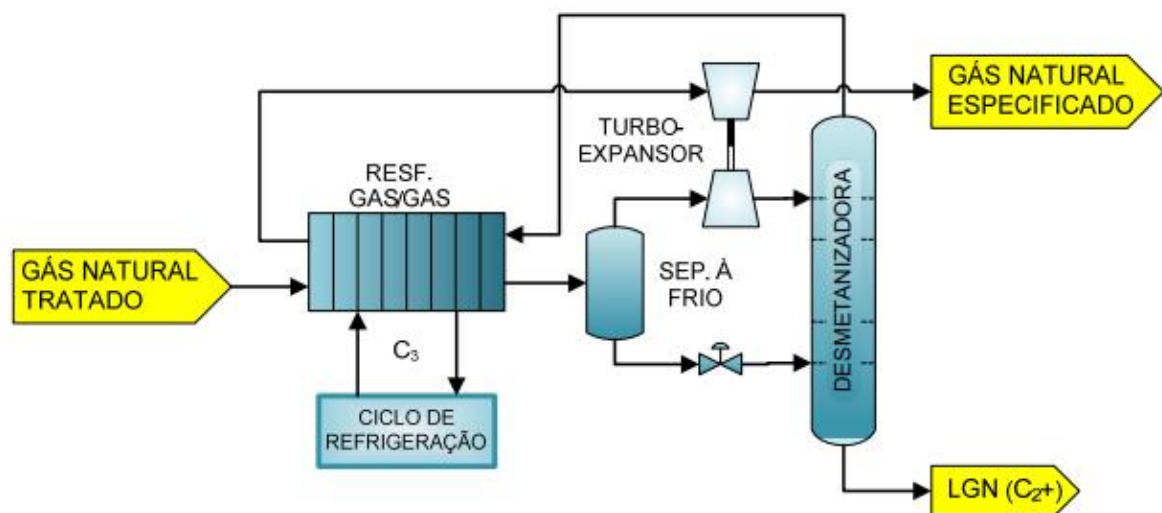
Fonte: Cordeiro (2011)

2.3.4. Turboexpansão

O processo de turboexpansão é mais utilizado quando se deseja uma alta recuperação dos hidrocarbonetos presentes no gás natural. Esse processo é indicado quando os gases estão disponíveis a alta pressão, mas também pode ser usado em processos a média e baixa pressão.

Este processo consiste em uma compressão inicial para que o gás chegue na temperatura de operação do turboexpansor; posteriormente, segue para um processo de pré-tratamento para retirada de água e ácido sulfúrico. A próxima etapa é a refrigeração em trocadores de calor que usam o propano e as correntes frias do processo para resfriar o gás. O gás segue, então, para a expansão no turboexpansor, e a corrente líquida segue para um processo de separação em uma sucessão de torres de destilação onde os produtos de topo são os produtos finais de cada torre e os produtos de fundo seguem para a próxima torre de destilação (Figura 8).

Figura 8 – Fluxograma de UPGN com turboexpansão



Fonte: Cordeiro (2011)

Para que o turboexpansor funcione, é necessário que o gás esteja em alta pressão para que este acione o expansor e gere o trabalho necessário que é transmitido através de um eixo comum com o compressor para que, enfim, comprima o gás. Os turboexpansores usados nesses processos permitem que o gás se condense dentro do compressor, permitindo que a fração condensada chegue a 50% em massa. Neste processo é possível recuperar até 85% do etano, 99% do propano e 100% de butano e mais pesados (BRASIL, 2014). Os processos de turboexpansão são mais eficientes e usam equipamentos que são mais complexos e mais caros, por isso, possuem um custo de capital maior, mas têm um custo de operação menor (CORDEIRO, 2011).

2.4. Avaliação Econômica

O estudo da viabilidade econômica de um processo é uma etapa de extrema importância no planejamento de uma nova planta ou em alterações de plantas já existente. É nessa etapa que se determinam os custos do processo e a lucratividade com base nos custos e nos indicadores econômicos que explicitam os ganhos e perdas de um processo.

Existem vários indicadores que ajudam a determinar a viabilidade econômica da implementação de um novo processo, como o valor presente líquido (VPL), constituído pela diferença entre receitas e despesas, simulando um ciclo de vida de um projeto de exploração e produção (SOUZA, 2017). A taxa interna de retorno (TIR) é uma taxa de desconto que, quando aplicada a um fluxo de caixa, faz com que o VPL seja igual a zero. Assim, deve-se comparar a TIR e a TMA, que seria o retorno mínimo esperado de outros retornos financeiros como investimentos em fundos. Se a TIR for maior que a TMA, significa que o projeto é viável, se ficar abaixo, o projeto deve ser rejeitado (SOUZA, 2017). Há ainda o Payback, um indicador que mostra o tempo que o projeto leva para se pagar (EIKE, 2010), e, apesar de não ser empregado isoladamente como um indicador de viabilidade econômica, ajuda a mostrar um panorama futuro do processo em termos de lucro. Até mesmo os custos de instalação e custos operacionais de uma planta podem ser usados como indicadores quando se tem vários cenários possíveis e é necessário escolher um deles.

2.4.1. Classe de Estimativa de Custos

A estimativa de custos de um projeto depende do nível de detalhamento. Os resultados são afetados por esse nível de maturidade do projeto, de forma que, quanto mais detalhado o projeto, mais confiável é o resultado obtido na estimativa.

Sendo assim, um projeto pode ser classificado em cinco etapas, de acordo com o quanto o processo está definido, e cada etapa possui uma faixa de incerteza para os resultados. Essas classes são definidas pela Associação Americana de Engenharia de Custos (AACE) (Tabela 4).

Tabela 4 – Classificação AACE para a Estimativa de Custos

Classes de Estimativa	Nível de Definição de Projeto	Finalidade da Estimativa	Método de Estimativa	Faixa de Incerteza
Classe 5	0% a 2%	Triagem de projeto conceitual	Dados de capacidade	-20% a -50% +30% a +100%
Classe 4	1% a 15%	Estudo de viabilidade	Dados de equipamento	-15% a -30% +20% a +50%
Classe 3	10% a 40%	Controle de Despesas	Unidades semidetalhadas	-10% a -20% +10% a +30%
Classe 2	30% a 70%	Controle ou licitação	Unidades detalhadas, e definidas pelo usuário	-5% a -15% +5% a +20%
Classe 1	50% a 100%	Checagem da estimativa ou licitação	Unidades detalhadas com detalhes verificados e medidos	-3% a -10% +3% a +15%

Fonte: Elaboração própria com base em Turton (2014)

Classe 5: Tem como base o custo de plantas já construídas de um projeto similar que é ajustado segundo o fator de escala e com a inflação. Geralmente só é necessário um fluxograma em diagrama de blocos do projeto.

Classe 4: São listados os equipamentos principais e mais caros do processo, que são dimensionados de forma preliminar, e o custo do processo é dado pela soma do custo de cada equipamento, obtido por meio de correlações e gráficos de estimativa de custos. Nessa etapa é necessário um PFD (*Process Flow Diagram*).

Classe 3: Os equipamentos precisam ser dimensionados com mais detalhes, e custos de equipamentos auxiliares já devem ser considerados, como tubulações, instrumentação e utilidades elétricas. Aqui também é feito um estudo de *layout* do processo. Nessa etapa é necessário um PFD, esquema de vasos para equipamentos principais, planta baixa e diagramas de elevação.

Classe 2: Os equipamentos principais e auxiliares precisam ser bem dimensionados, e custos com instrumentação e parte elétrica também são considerados. Além disso, precisam ser estimados custos com tratamento de efluentes, geração de calor e frio, e quaisquer outros processos adicionais que interferem no processo principal. Aqui já é necessário um PFD completo e finalizado, PI&D (*Piping and Instrumentation Diagrams*)

preliminar, esquema de vasos, plantas baixas, diagrama de elevação e balanço de utilidades.

Classe 1: Nesta etapa, todos os equipamentos principais e auxiliares já estão devidamente dimensionados, tanto do processo principal quanto das utilidades. Aqui já se tem informações necessárias para construir a planta e os custos com equipamentos principais são obtidos com fornecedores. Neste estágio, os diagramas PFD e PI&D, planta baixa, esquemas de vasos, diagramas de elevação, balanço de utilidades, diagrama isométrico de tubulações e diagramas auxiliares já são completamente definidos.

2.4.2. CAPEX

O CAPEX (*Capital Expenditure*) é o custo relacionado à aquisição de novos equipamentos tanto para plantas construídas a partir do zero quanto para melhorias e ampliações em plantas já em funcionamento. O CAPEX é um custo que o detentor do projeto só terá uma vez, apenas no momento de aquisição. São custos que envolvem a compra do equipamento, dos acessórios, instalações e aquisição de utilidades que o processo requer.

2.4.3. OPEX

O OPEX (*Operating Expenditure*) é o custo relacionado ao funcionamento da planta, isto é, custos com os suprimentos diários para a planta funcionar. O OPEX é um custo anual que perdura durante todo o tempo de operação do processo, e envolve custos com mão de obra, energia, manutenção de equipamentos, tratamento de efluentes, custos com utilidades como água, eletricidade, combustível, refrigeração, ar comprimido, inertes, entre outros, além de custos com matéria prima, custos com suprimento e pessoal de escritório, laboratórios e até mesmo com patentes e royalties.

2.4.4. Índices CEPCI e Marshall&Swift

Os índices M&S e CEPCI são dois índices utilizados na indústria química. Esses índices são valores que refletem a inflação de uma combinação de bens e serviços associados às indústrias de processo químico (TURTON et. al., 2014). Cada um dos índices é calculado de acordo com uma série de itens que são considerados relevantes

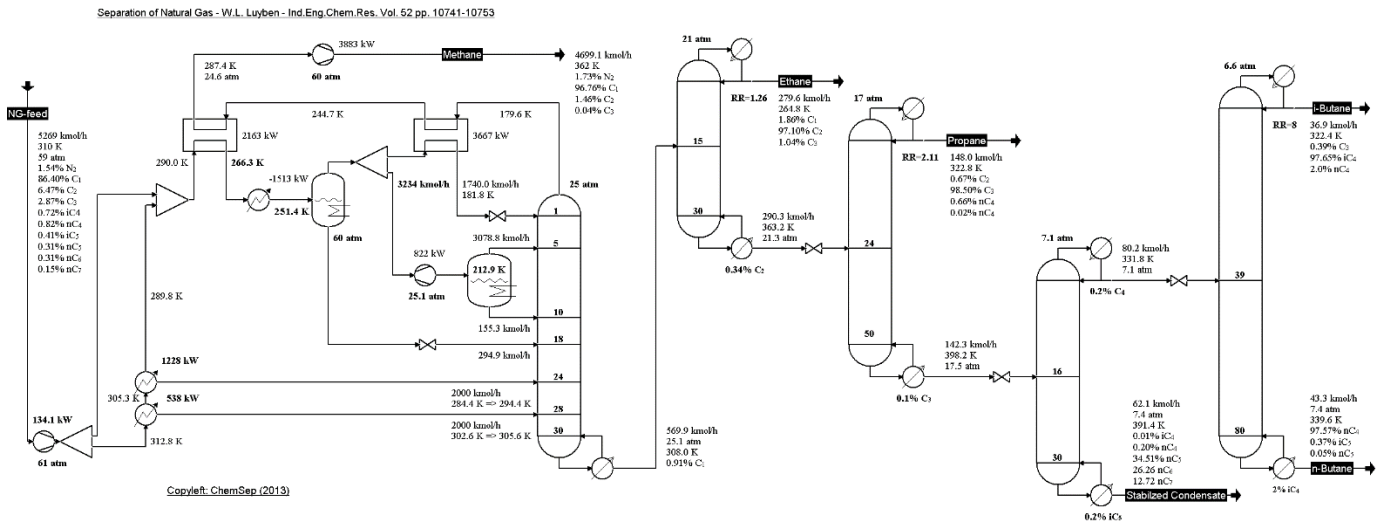
nos custos da indústria química e petroquímica. O índice CEPCI leva em consideração fatores como equipamentos, construções, engenharia e supervisão, mão de obra e construção. Cada um desses itens tem um peso na determinação do índice de acordo com a relevância. Já o índice Marshall&Swift considera a média de equipamentos da indústria de processos e a média de equipamentos de todos os setores industriais.

3. METODOLOGIA

3.1. Estudo de Caso

O estudo de caso abordado é o descrito por Luyben (2013) e envolve a separação de gás natural dentro de uma Unidade de Processamento do Gás Natural (UPGN). A separação se dá em uma série de colunas de destilação, cinco no total (descritas nas próximas sessões), que trabalham com diminuição da pressão entre elas, de forma que cada uma delas consegue recuperar um determinado composto presente no gás natural. Esse processo foi simulado no *software* Cape Open to Cape Open (COCO) com as propriedades do gás natural calculadas usando a equação de estado de Peng-Robinson (Figura 9).

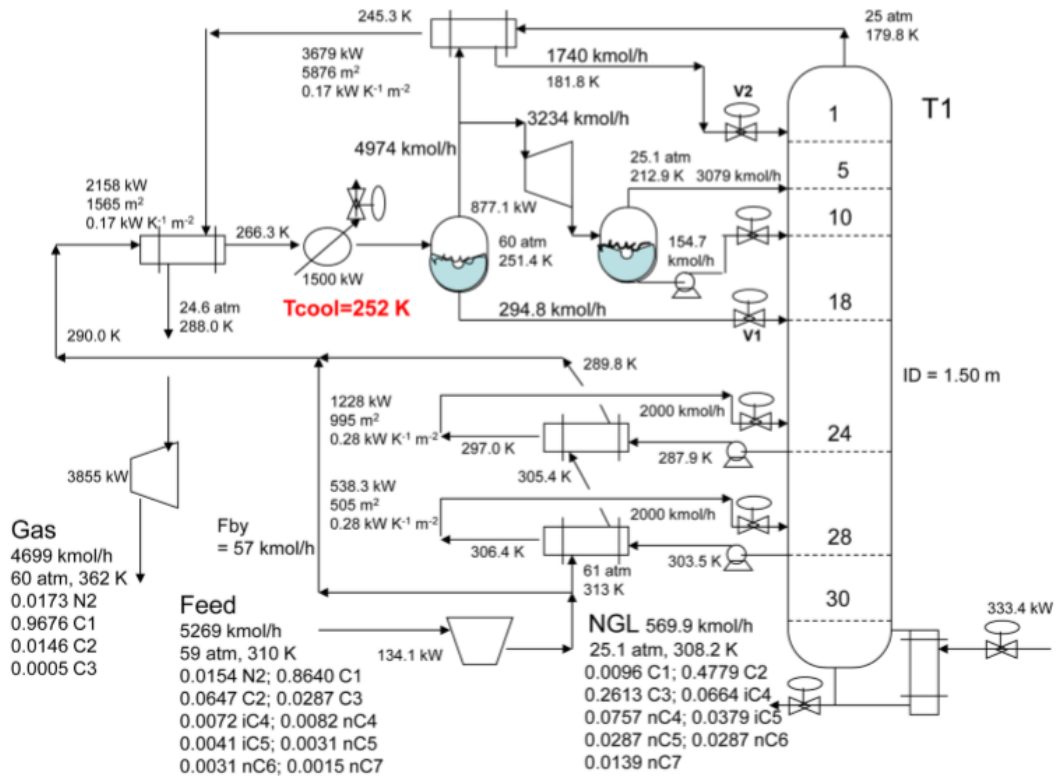
Figura 9 – Processo de UPGN proposto por Luyben simulado no COCO



Fonte: COCO (2013)

Antes de entrar na primeira coluna, o gás natural passa por uma série de processos para que atinja a temperatura e a pressão de operação dessa primeira coluna (Figura 10). O gás chega a 59 atm, passa por um compressor, aumentando a pressão para 61 atm, e aumentando a temperatura inicial de 310 K para 313 K. Além disso, uma configuração complexa de refeedores convencionais e intermediários é usada para gerar vapor e resfriar a alimentação. Ainda são usados dois trocadores de calor, um expansor, dois tambores de *flash* e duas válvulas de estrangulamento, produzindo assim quatro correntes de alimentação para a primeira coluna;

Figura 10 – Fluxograma da demetanizadora



Fonte: Luyben (2013)

3.1.1. Coluna demetanizadora

A coluna T1, chamada de demetanizadora (Figura 10), tem como objetivo recuperar metano na corrente de topo segundo as especificações do projeto (Tabela 5). Essa coluna trabalha a 25 atm e 180 K, com 30 estágios e queda de pressão de 0,0 atm em cada prato; a coluna tem diâmetro de 1,50 m. As quatro correntes de alimentação são inseridas em diferentes estágios de forma que a composição de metano na alimentação e no estágio seja semelhante.

Essa coluna não possui condensador, o produto de topo, rico em metano, sai da coluna e passa por dois trocadores de calor que ajudam a resfriar as correntes de alimentação. Parte da corrente que passa pelo segundo trocador de calor sai como produto da coluna, na corrente denominada Gas (Figura 10), e a outra parte no processo como uma das correntes de alimentação da coluna. Essa corrente passa por um primeiro tambor de flash, no qual a corrente gasosa se divide em duas; a primeira corrente gasosa vai para o primeiro trocador de calor que está no topo da coluna, servindo como corrente de aquecimento para a corrente de topo, a segunda corrente passa por um expansor e por um segundo flash; a corrente gasosa deste segundo flash

é alimentada no prato 5 da coluna e a corrente líquida no prato 10. Já a corrente líquida, que sai do primeiro tambor de flash, passa por uma válvula que leva essa corrente a uma pressão próxima de 25 atm para ser alimentada no prato 18 da coluna.

Na base da coluna são usados dois refervedores intermediários, localizados nos pratos 24 e 28. Esses refervedores intermediários ajudam a diminuir o gasto de energia do refervedor que está na base da coluna para aquecer o vapor, e ajudam a resfriar a alimentação. O produto de fundo dessa coluna é chamado de GNL ou Gás Natural Liquefeito (NGL, *Natural Gas Liquid*), um gás mais valioso que o metano.

Tabela 5 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna demetanizadora

Informações da Corrente	Feed	Produto de Topo (Gas)	Produto de Fundo (NGL)
Vazão (kmol/h)	5269	4699,1	569,9
Pressão (atm)	59	25	25,1
Temperatura (K)	310	362	308,2
Fração molar (N2)	0,0154	0,0173	-
Fração molar (C1)	0,8640	0,9680	0,0096
Fração molar (C2)	0,0647	0,0146	0,4779
Fração molar (C3)	0,0287	0,0005	0,2613
Fração molar (nC4)	0,0082	-	0,0757
Fração molar (iC5)	0,0041	-	0,0379
Fração molar (nC6)	0,0031	-	0,0287
Fração molar (nC7)	0,0015	-	0,0139

Fonte: Elaboração própria com base em Luyben (2013)

3.1.2. Coluna detanizadora

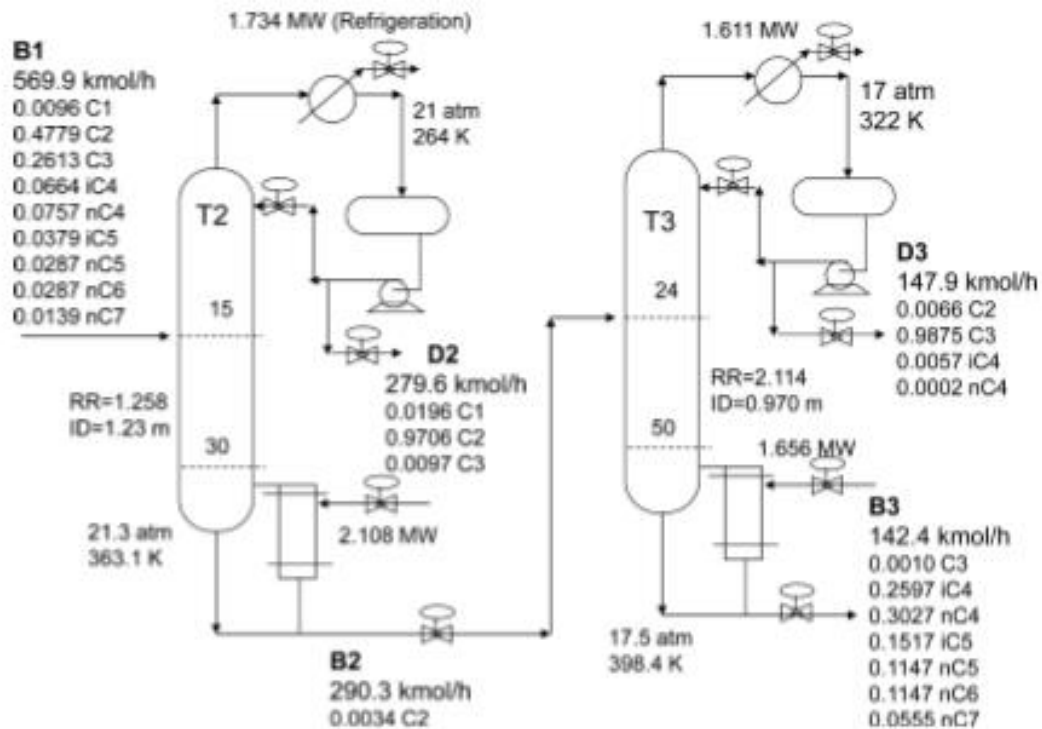
A coluna T2 (Figura 11), chamada detanizadora, tem como objetivo recuperar etano como produto de topo segundo as especificações do projeto (Tabela 6). Essa coluna é composta por 31 estágios, sendo 30 pratos e um condensador parcial; a coluna tem diâmetro de 1,23 m e opera a 21 atm. Para essa pressão, a temperatura no condensador é de 264 K. Saindo do condensador, parte dessa corrente é reciclada e parte é recuperada como corrente rica em etano. Na base da coluna a temperatura é de 363,1 K, o que leva a uma baixa necessidade de fornecimento de energia no refervedor. A corrente de alimentação dessa coluna é a corrente de fundo da coluna T1, alimentada no prato 15, visando à minimização de energia gasta no refervedor.

Tabela 6 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna detanizadora

Informações da Corrente	B1	D2	B2
Vazão (kmol/h)	569,9	279,6	290,3
Pressão (atm)	25,1	21	21,3
Temperatura (K)	308,2	264	363,1
Fração molar (N2)	-	-	-
Fração molar (C1)	0,0096	0,0196	-
Fração molar (C2)	0,4779	0,9706	0,0034
Fração molar (C3)	0,2613	0,0097	0,4988
Fração molar (nC4)	0,0757	-	0,1316
Fração molar (iC4)	0,0664	-	0,1500
Fração molar (nC5)	0,0287	-	0,0751
Fração molar (iC5)	0,0379	-	0,5678
Fração molar (nC6)	0,0287	-	0,5679
Fração molar (nC7)	0,0139	-	0,0275

Fonte: Elaboração própria com base em Luyben (2013)

Figura 11 – Fluxograma das colunas detanizadora e depropanizadora



Fonte: Luyben (2013)

3.1.3. Coluna depropanizadora

A coluna T3 (Figura 11), chamada depropanizadora, tem como objetivo recuperar o propano como produto de topo segundo as especificações do projeto (Tabela 7). Essa coluna trabalha com 51 estágios, sendo 50 pratos e um condensador parcial, tem diâmetro de 0,97 m e opera a 17 atm. Parte da corrente que sai do condensador é reciclada para a coluna e a outra parte é recuperada como uma corrente rica em propano. No fundo da coluna a temperatura é de 398,4 K, e, dessa forma, também é necessário um baixo fornecimento de energia para gerar vapor no refeedor, assim como na coluna anterior. A corrente de alimentação dessa coluna é a corrente de fundo da coluna T2 e é alimentada no prato 24 visando à minimização de energia gasta no refeedor.

Tabela 7 – Especificações das correntes de entrada e saída da Coluna depropanizadora

Informações da Corrente	B2	D3	B3
Vazão (kmol/h)	290,3	147,9	142,4
Pressão (atm)	21,3	17	21,3
Temperatura (K)	363,1	322	398,4
Fração molar (N2)	-	-	-
Fração molar (C1)	-	-	-
Fração molar (C2)	0,0034	0,0066	-
Fração molar (C3)	0,4988	0,9875	0,0010
Fração molar (nC4)	0,1316	0,0002	0,3027
Fração molar (iC4)	0,1500	0,0057	0,2597
Fração molar (nC5)	0,0751	-	0,1147
Fração molar (iC5)	0,5678	-	0,1517
Fração molar (nC6)	0,5679	-	0,1147
Fração molar (nC7)	0,0275	-	0,0555

Fonte: Luyben (2013)

3.1.4. Coluna debutanizador

A coluna T4 (Figura 12), chamada debutanizadora, tem como objetivo recuperar o butano na corrente de topo segundo as especificações do projeto (Tabela 8). A coluna opera com 31 estágios, sendo 30 pratos e um condensador parcial, a uma pressão de 7,1 atm; o diâmetro da coluna é de 0,845 m. Nessa coluna, o nC4 e o iC4 são recuperados como produtos de topo para serem posteriormente separados na coluna seguinte. Como a separação de nC4 e iC4 é difícil usando destilação simples (a

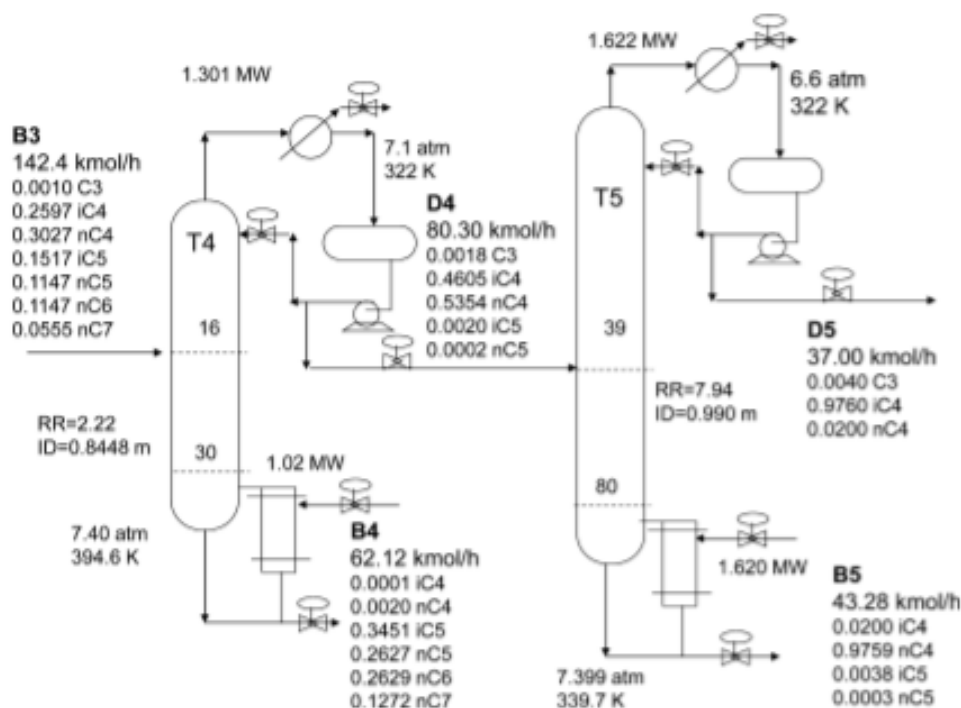
volatilidade relativa da mistura é 1,3 a 322K), a mistura deve ser separada quando tiver apenas estes dois compostos na mistura. A corrente de alimentação dessa coluna é a corrente de fundo da coluna T3, alimentada no estágio 16, visando minimização da energia gasta no refeedador.

Tabela 8 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna debutanizadora

Informações da Corrente	B3	D4	B4
Vazão (kmol/h)	142,4	80,3	62,1
Pressão (atm)	21,3	7,1	7,4
Temperatura (K)	398,4	322	394,6
Fração molar (N2)	-	-	-
Fração molar (C1)	-	-	-
Fração molar (C2)	-	-	-
Fração molar (C3)	0,0010	0,0018	0,0010
Fração molar (nC4)	0,3027	0,5354	0,0020
Fração molar (iC4)	0,2597	0,4605	0,0001
Fração molar (nC5)	0,1147	0,0002	0,2627
Fração molar (iC5)	0,1517	0,0020	0,3451
Fração molar (nC6)	0,1147	-	0,2629
Fração molar (nC7)	0,0555	-	0,1272

Fonte: Elaboração própria com base em Luyben (2013)

Figura 12 – Fluxograma das colunas debutanizadora e deisobutanizadora



Fonte: Luyben (2013)

3.1.5. Coluna deisobutanizadora

A coluna T5 (Figura 12), chamada deisobutanizadora, é a última etapa do processo de separação do gás natural. O objetivo dessa coluna é separar o nC4 do iC4 segundo as especificações do projeto (Tabela 9). Como é uma mistura de difícil separação devido ao fato de a volatilidade relativa ser próxima a 1, essa coluna opera com 81 estágios, sendo 80 pratos e um condensador parcial, a uma pressão de 6,6 atm; o diâmetro da coluna é de 0,99 m. Parte da corrente que sai do vaso de condensado é reciclada para a coluna e parte é recuperada como corrente rica em nC4. A corrente de alimentação dessa coluna é a corrente de topo da coluna T4, alimentada no prato 39, visando à minimização da energia gasta no refeedor.

Tabela 9 – Especificações das correntes de entrada e saída da coluna deisobutanizadora

Informações da Corrente	D4	D5	B5
Vazão (kmol/h)	80,3	37	43,28
Pressão (atm)	7,1	6,6	7,4
Temperatura (K)	322	322	339,7
Fração molar (N2)	-	-	-
Fração molar (C1)	-	-	-
Fração molar (C2)	-	-	-
Fração molar (C3)	0,0018	0,0040	-
Fração molar (nC4)	0,5354	0,0200	0,9759
Fração molar (iC4)	0,4605	0,9760	0,0200
Fração molar (nC5)	0,0002	-	0,0003
Fração molar (iC5)	0,0020	-	0,0038
Fração molar (nC6)	-	-	-
Fração molar (nC7)	-	-	-

Fonte: Luyben (2013)

3.2. ESTIMATIVA DE CUSTO USANDO A METODOLOGIA DE TURTON

A metodologia de Turton (Turton *et al.*, 2014) é a metodologia mais utilizada hoje na engenharia química para a estimativa de custos. Ela descreve o passo a passo para estimar desde o custo de fabricação até o custo de instalação do equipamento.

A estimativa de custos para uma nova planta química começa com a estimativa do custo do *bare module* (ou módulo de equipamento) proposta por Guthrie (1969), que estima o custo do equipamento sem as utilidades. Essa metodologia consiste em obter o

custo FOB (*free on board*) de um equipamento, em uma pressão padrão, próxima da pressão ambiente, e um material de construção padrão, geralmente aço carbono, e em seguida modificá-lo em função de fatores de multiplicação.

A metodologia de Turton se baseou na metodologia de Guthrie, aprimorou-a, e propôs o método de estimativa de custos que é realizado segundo as etapas a seguir.

Etapa 1: Com o projeto do processo já pronto, liste os equipamentos principais, com seus respectivos tamanhos, pressões e temperaturas de operação, e material de construção;

Etapa 2: Estime o custo FOB do equipamento, na pressão e material de construção padrão (C_P^b). Adicione à lista de equipamentos o custo FOB e o índice de inflação correspondente aos dados de custo (I);

Etapa 3: Aplique os fatores de *bare module* (F_{BM}), pressão (F_p), de projeto (F_d) e material (F_M), e o índice de inflação atual (I_B) para estimar o custo do módulo de equipamento (C_{BM}) segundo a Equação 1;

$$C_{BM} = C_P^b \left(\frac{I}{I_B} \right) * (F_{BM} + (F_d F_p F_M - 1)) \quad (1)$$

Etapa 4: Obtenha o custo total dos módulos (C_{TBM}) somando os custos de cada módulo de equipamento;

Etapa 5: Para obter o custo de investimento total (C_{TCI}), obtenha o custo total permanente e some isso ao custo de capital de giro segundo a Equação 2.

$$C_{TCI} = 1,18 * (C_{TBM} + C_{SITE} + C_{BUILDINGS} + C_{OFFSITEFACILITIES}) + C_{WC} \quad (2)$$

O fator 1,18 contabiliza custos de contingências e taxas de contratação.

Neste método, o custo total de investimento é estimado para os Estados Unidos da América; dessa forma, é necessário fazer a correção considerando o local onde a planta será instalada pelo fator de localidade.

Em Turton *et al* (2014) há a disponibilização de uma planilha em Excel, chamada CAPCOST. Com essa, planilha é possível obter a estimativa de custos tanto do equipamento básico quanto do equipamento nas condições de pressão e material de construção desejados. Obtido o custo de cada equipamento na condição especificada pelo projeto, deve-se somar os custos de cada um deles e corrigir com o fator de

inflação para obter o custo total do módulo de equipamento. A planilha CAPCOST usa como índice de inflação o CEPCI.

Para uma planta construída a partir do zero (*Grass roots*), ainda é necessário aplicar os custos de construções auxiliares, utilidades e preparo de terreno, a partir do custo total da unidade e do custo do módulo de equipamento nas condições padrão. Normalmente esses custos não são afetados pela pressão ou material de construção e podem ser calculados segundo a Equação 3, assumindo que esse custo é igual a 50% do custo do módulo de equipamento nas condições padrão.

$$C_{GR} = C_{TM} + 0.50 \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0 \quad (3)$$

Sendo:

C_{GR} = Custo da planta *grass root*

C_{TM} = Custo total do módulo;

$C_{BM,i}^0$ = Custo de cada módulo de equipamento nas condições padrão.

Por último, deve-se aplicar o fator de localização ou de tropicalização no caso do Brasil para obter o custo no país onde a planta será instalada. Para corrigir o fator de localização, divide-se a relação dólar/real no ano em que se tem a informação do fator de localização pela relação dólar/real no ano para o qual se deseja obter o fator de localização (isso para o caso do Brasil). Esse fator é aplicado ao custo total instalado do equipamento.

Para a obtenção do OPEX referente ao custo com vapor usado no refeedor foi utilizada a Equação 4.

$$CA = \frac{\$}{G_j} * \frac{Q}{1000} * h \quad (4)$$

Na qual,

CA = Custo anual de combustível;

Q = Calor requerido pela refeedor em Mj ;

h = Horas de funcionamento por ano.

Para o OPEX referente ao custo com água de refrigeração usada no condensador, o método de Turton leva em consideração outras informações além da demanda energética. É necessário saber a taxa de adição de produtos químicos e o custo desses produtos, o custo da torre de resfriamento e das bombas, o custo da

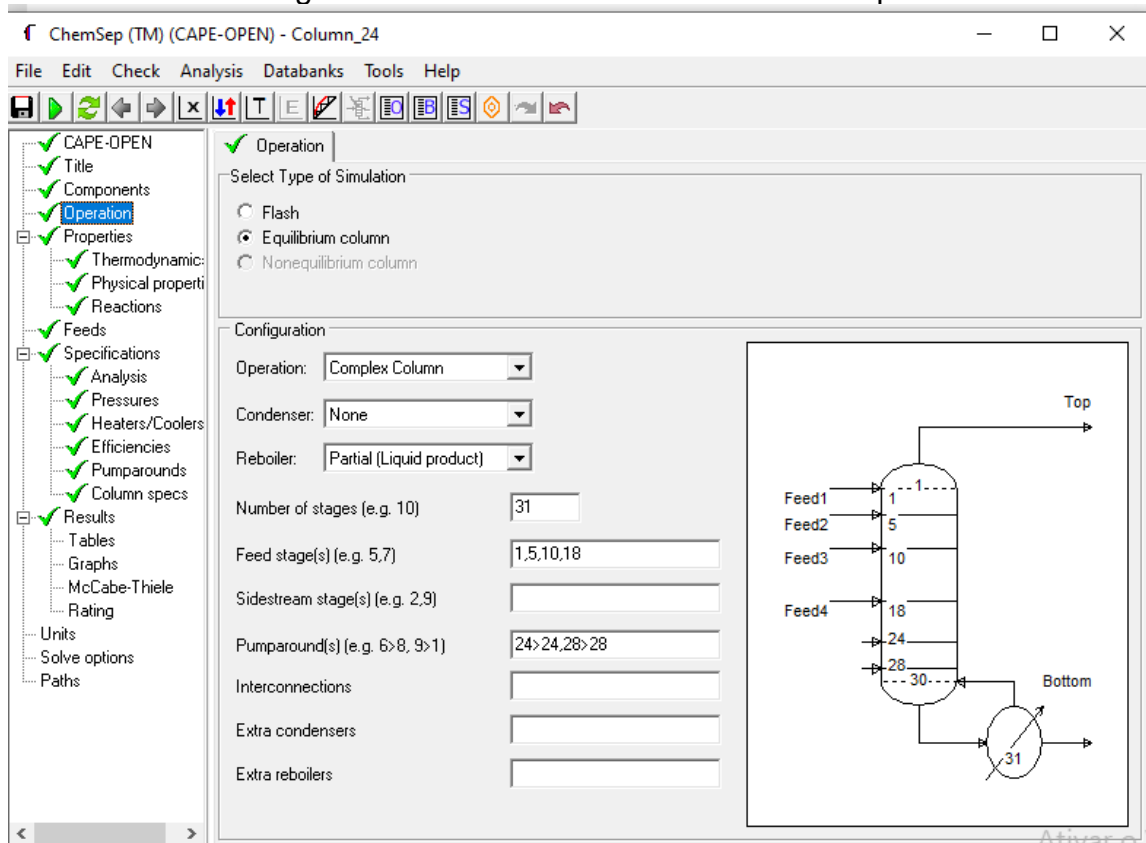
eletricidade usada nas bombas e nos ventiladores da torre e a temperatura desejada de fornecimento e retorno da água. Essas informações só podem ser determinadas em uma fase mais detalhada do projeto, de acordo com a definição de classes da seção 2.4.1. Por estarmos com um projeto em fase conceitual e não ter a disposição todas as informações, o custo de água de refrigeração fornecido por Turton et al. (2014) foi adotado, e o OPEX do condensador calculado também pela Equação 4.

3.3. ChemSep

O ChemSep é um *software* desenvolvido para simular o funcionamento de colunas de destilação e possui uma interface simples e de fácil uso, que simula bem o comportamento de uma coluna de destilação em um processo. O simulador consegue simular os principais tipos de destilação e todas as variáveis que influenciam no comportamento de uma coluna.

O ChemSep funciona integrado ao *software* COCO. Quando se simula um processo dentro do COCO que envolve destilação, as colunas são simuladas pelo ChemSep e seus resultados são automaticamente importados pelo COCO e considerados na simulação. Quando se adiciona uma coluna em um processo simulado no COCO, a interface do ChemSep se abre, e é nele que devem ser inseridas todas as variáveis de projeto para a coluna (Figura 13).

Figura 13 – Interface do Software ChemSep



Fonte: ChemSep (2020)

Para se especificar uma coluna no ChemSep, é necessário informar:

- Tipo de separação (*flash* ou coluna de equilíbrio);
- Tipo de operação (destilação simples, extrativa, azeotrópica, etc.);
- Tipo de condensador;
- Tipo de reboiler;
- Número de estágios;
- Estágios de alimentação;
- Propriedades termodinâmicas (constante de equilíbrio K);
- Pressão no condensador, na coluna e no topo da coluna;
- Perda de calor nos condensadores e refeedores;
- Eficiência;
- Especificações da coluna (Razão de refluxo, fração de recuperação, vazão de destilado etc.).

Além da simulação do comportamento da coluna, dentro do *software* ChemSep, através da funcionalidade chamada Rating, é possível obter uma estimativa de custos da

coluna. Dentro dessa aba existe uma gama de variáveis, a serem especificadas, que influenciam no custo da coluna. Algumas dessas variáveis já são estimadas pelo próprio *software*, referentes ao funcionamento da coluna e às premissas de projeto de colunas que são estimadas com base em conhecimento empírico dos processos de destilação, mas é possível alterá-las conforme as definições do projeto, são elas:

- Fator de sistema;
- Fração de inundação;
- Eficiência;
- Altura de líquido na alimentação;
- Tempo de residência no refeedor e no condensador.

Outras variáveis devem sempre ser especificadas pelo usuário. São variáveis que mudam de um projeto para o outro, e variáveis de caráter econômico que são atualizadas com frequência devido as mudanças dos índices econômicos da indústria, sendo elas:

- ACCR (*Anual Coast Charge Ratio*) – Contabiliza taxas, contingências, manutenções e etc.;
- Tempo de operação da planta;
- Material da torre;
- Índice de inflação de Marshal & Swift;
- Preço de combustível.

Inserindo esses dados no *software*, automaticamente ele retorna os seguintes resultados:

- Custo total instalado do casco da torre;
- Custo total instalado dos pratos da torre;
- Custo total instalado do condensador;
- Custo total instalado do refeedor;
- OPEX do condensador;
- OPEX do refeedor;
- Custo total anual da torre de destilação.

O índice ACCR torna em custos anuais os custos de instalação do equipamento, levando em consideração o tempo de vida do projeto (n) e o custo de capital (i), como mostra a Equação 5.

$$ACCR = \frac{i * (1 + i)^n}{(1 + i)^{n-1}} \quad (5)$$

Dessa forma, multiplicando o ACCR pelos custos de instalação de cada equipamento, e somando aos custos operacionais, é possível obter o custo total anual da torre de destilação (TAC) segundo a Equação 6.

$$TAC = \sum \text{Custos operacionais} + \sum \text{Custo do equipamento instalado} * ACCR \quad (6)$$

O manual do ChemSep (KOOJIMAN *et. al.*, 2019) é bastante sucinto em relação ao equacionamento utilizado na estimativa de custos que aparecerá na função *Rating*. É dito apenas que foi seguida a metodologia de Douglas (1988) e que a finalidade é permitir que o usuário execute estudos paramétricos para determinar o menor TAC em função do refluxo ou razão de fervura, número de estágios, locais de alimentação, etc. Ou seja, sua finalidade é, antes, de comparação do que estimativa de custos propriamente dita para fins de estudos de viabilidade econômica.

3.4. Metodologia de Douglas

As correlações desenvolvidas por Douglas são derivadas dos gráficos de estimativa de custo desenvolvidos por Guthrie (1969). Diferentemente da metodologia de Turton, a de Douglas não se manteve atualizada ao longo dos anos, portanto, as equações foram obtidas com base nos primeiros gráficos desenvolvidos por Guthrie.

Neste método é obtido o custo instalado do equipamento já nas condições de operações com a aplicação dos fatores necessários, como a pressão, o material, e outros, que podem variar de acordo com cada equipamento.

Para o processo em questão foram usadas as correlações para cascos de torres de destilação, partes internas das torres e trocadores de calor descritas pelas Equações 7, 8 e 9, respectivamente.

$$TIC = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * (101 * D^{1,066} * H^{0,82} (2,18 + F_P * F_M)) \quad (7)$$

$$TIC = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * (4,7D^{1,55} * H * (F_S + F_L + F_M)) \quad (8)$$

$$TIC = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * (101,3 * A^{0,65} * (2,29 + (F_d + F_P) * F_M)) \quad (9)$$

Onde:

TIC = Custo total instalado;

$M\&S$ = Índices Marshall & Swift;

D = Diâmetro da coluna em ft;

H = Altura da coluna em ft;

F_p = Fator de pressão;

F_M = Fator de material;

F_S = Fator de espaçamento entre pratos;

F_L = Fator do tipo de prato;

F_d = Fator do tipo de trocador de calor;

A = Área do trocador de calor em ft².

Com A entre 200 e 5000 ft².

Para a obtenção do OPEX dos trocadores de calor, que é referente aos custos com vapor para os refeedores e água de resfriamento para os condensadores, foram usadas as Equações 10 e 11 respectivamente.

$$AC = \frac{\$}{1000 \text{ lb}} * \frac{Q}{\Delta H_S} * h \quad (10)$$

$$AC = \frac{\$}{\text{gal}} * \frac{1 \text{ gal}}{8,34 \text{ lb}} * \frac{Q}{30} * h \quad (11)$$

Onde:

AC = Custo anual;

Q = Calor requerido pelo equipamento;

ΔH_S = Variação de entalpia do vapor no refeedor;

h = Horas de funcionamento por ano.

Para água usada no condensador, foi considerada uma variação de entalpia de vaporização de 30 btu/lb, a mesmo adotado por Douglas (1988), para óleo n^o2 usado como fonte de geração de vapor para o refeedor, a variação de entalpia de vaporização utilizada foi de 18959,65 btu/lbm (ULRICH *et. al.*,2006).

3.5. Cálculo da Área dos Trocadores de Calor

Tanto para estimativa de custo no método de Turton quanto pelo método de Douglas, é necessário saber a área dos condensadores e refeedores. Dessa forma, a área para todos eles foi calculada segundo as Equações 12 e 13.

$$Q = U * A * \Delta T_{ln} \quad (12)$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{T a_{in} - T a_{out}}{\ln \left(\frac{T b - T a_{out}}{T b - T a_{in}} \right)} \quad (13)$$

Onde:

Q = Calor requerido pelo equipamento;

U = Coeficiente de transferência de calor do trocador de calor.

A = Área do trocador de calor;

ΔT_{ln} = Delta de temperatura de entrada dos fluídos;

$T a_{in}$ = Temperatura de entrada do fluído refrigerante;

$T a_{out}$ = Temperatura de saída do fluído refrigerante

$T b$ = Temperatura do fluído refrigerado.

Para o uso das Equações 12 e 13 para o cálculo da área dos trocadores de calor foram consideradas algumas hipóteses sobre o funcionamento da coluna, com base nos processos industriais e nas simplificações feitas por Douglas (1988) para o cálculo de área de condensadores e refeedores. São elas:

1. Os condensadores foram considerados como condensadores totais e o calor requerido é o calor necessário para condensação completa do vapor que sai da coluna;
2. O fluído refrigerante usado nos condensadores foi água fria, disponível a 90 °F e saindo do condensador a 120 °F (Tabela 11);
3. O valor de coeficiente de transferência de calor adotado para os condensadores foi o mesmo de Douglas (1988), que fornece resultados aceitáveis nesse tipo de processo, e é o mesmo adotado na indústria até hoje (Tabela 11);
4. Para os refeedores, a diferença de temperatura entre o fluído quente e frio não pode ser maior que cerca de 30°F e 45°F para evitar ebulição de filme, que forma

uma camada isolante impedindo a transferência de calor (DOUGLAS, 1988). Para isso, a o coeficiente global de transferência de calor teria que ser muito alto, já que a transferência de calor ocorre entre vapor condensado e líquido em ebulição. Nesse caso, é esperado um fluxo de calor limitado. Foi adotado um valor de $U^* \Delta T_{ln}$ que garantisse que não houvesse ebulição do fluido (Tabela 10), o mesmo adotado por Douglas (1988).

4. DESENVOLVIMENTO

4.1. Área dos Trocadores de Calor

Com o objetivo de fazer uma comparação o mais fiel possível dos resultados entre os métodos, a estimativa da área dos trocadores de calor foi feita com os parâmetros segundo Douglas (DOUGLAS, 1988). Dessa forma, os parâmetros utilizados estão dispostos na Tabelas 10 e 11 para os refeedores e condensadores, respectivamente.

Tabela 10 – Parâmetros para cálculo de área para os refeedores

Parâmetros	Coluna1	Coluna2	Coluna3	Coluna4	Coluna5
	Reboiler	Reboiler	Reboiler	Reboiler	Reboiler
Q(btu/h)	1220110,73	7109823,24	5579200,04	3332780,18	5530135,48
$U \cdot \Delta T_{ln}$ (Btu/h*ft ²)	11250,00	11250,00	11250,00	11250,00	11250,00

Fonte: Elaboração própria com base na simulação e em Douglas (1988)

Tabela 11 – Parâmetros para cálculo de área para os condensadores

Variáveis	Coluna2	Coluna3	Coluna4	Coluna5
	Condensador	Condensador	Condensador	Condensador
Q(btu/h)	5873075,60	5415048,72	4292261,88	5476601,20
U (btu/h*ft ² *°F)	100,00	100,00	100,00	100,00
T _b (°F)	24,75	121,55	137,53	120,65
T _{a_{in}} (°F)	90,00	90,00	90,00	90,00
T _{a_{out}} (°F)	120,00	120,00	120,00	120,00
ΔT_{ln}	79,31	9,96	30,08	7,79

Fonte: Elaboração própria com base na simulação e em Douglas (1988)

4.2. Planilha CAPCOST

Na planilha CAPCOST, desenvolvida segundo o método de Turton, foram inseridos os parâmetros necessários para cada equipamento, colunas e trocadores de calor. Também foi inserido o índice CEPCI de 2019 de 607,5 (JENKINS, 2019). Vale ressaltar que os fatores de pressão e material são dados internos da planilha e, escolhendo do material e a pressão de operação, automaticamente a planilha já associa

aos fatores corretos. Os parâmetros utilizados para as colunas e trocadores de calor (TC) estão dispostos nas Tabelas 12 e 13, respectivamente.

Tabela 12 – Parâmetros utilizados na Planilha CAPCOST para colunas

Parâmetros	Coluna 1	Coluna 2	Coluna 3	Coluna 4	Coluna 5
Diâmetro da Coluna (m)	1,19	1,71	1,55	1,04	1,26
Altura da Coluna (m)	27,45	22,19	36,79	22,75	60,77
Material da coluna	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono
Nº de pratos	31	31	51	31	81
Tipo de prato	Peneira	Peneira	Peneira	Peneira	Peneira
Material dos pratos	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono	Aço-Carbono
Pressão (barg)	25,325	21,273	17,221	7,1923	6,6858

Fonte: Elaboração própria com base em Luyben (2013) e Listik (2014)

Tabela 13 – Parâmetros utilizados na Planilha CAPCOST para TC

Coluna	Equipamento	A (m^2)	Tipo de Trocador	Material de construção	Pressão no Casco (barg)	Pressão nos tubos (barg)
1	Refervedor	10,08	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	25,30
2	Condensador	68,80	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	21,30
	Refervedor	58,71	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	21,00
3	Condensador	505,31	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	17,20
	Refervedor	46,07	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	17,00
4	Condensador	132,56	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	7,10
	Refervedor	27,52	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	7,40
5	Condensador	653,53	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	6,60
	Refervedor	45,67	Cabeçote Flutuante	Aço-Carbono	1,01	7,40

Fonte: Elaboração própria com base em Luyben (2013)

As áreas aqui obtidas segundo descrito na seção 3.5 e 4.1 foram estimadas em ft^2 e convertidas em m^2 usando o fator de conversão de $1ft = 0,3048m$ e o tipo de trocador

de calor escolhido foi o de cabeçote flutuante, que entre as opções de trocadores disponíveis na planilha CAPCOST (kettle reboiler, cabeçote flutuante e casco-tubo) se mostrou o mais barato. O mesmo tipo de trocador foi considerado para os cálculos no método de Douglas.

Inseridos os parâmetros, a planilha retornou o custo instalado de cada uma das colunas e trocadores de calor já nas configurações do projeto, como mostram as Tabelas 14 e 15.

Tabela 14 – Custo instalado para as colunas de destilação em 2019

Equipamento	Custo do Equipamento Instalado (\$)
Coluna1	371.000,00
Coluna2	620.000,00
Coluna3	687.000,00
Coluna4	165.000,00
Coluna5	505.000,00

Fonte: Elaboração própria

Tabela 15 – Custo instalado para os trocadores de calor em 2019

Coluna	Equipamento	Custo do Equipamento Instalado (\$)
1	Referredor	102.000,00
2	Condensador	112.000,00
	Referredor	107.000,00
3	Condensador	368.000,00
	Referredor	101.000,00
4	Condensador	146.000,00
	Referredor	93.100,00
5	Condensador	461.000,00
	Referredor	99.800,00

Fonte: Elaboração própria

O combustível usado para gerar vapor no refervedor foi o óleo combustível n^o2, e o valor do combustível foi ajustado em 5% ao ano a partir da referência até o ano de 2019 (Ulrich *et. at*, 2006). Sendo o assim, o preço do combustível usado para calcular os custos operacionais do refervedor foi de \$24,95/GJ. Já para o custo com a água de resfriamento foi utilizado o valor padrão da planilha CAPCOST de \$0,378/GJ.

Os custos operacionais do refervedor e do condensador estão dispostos na Tabela 16.

Tabela 16 – Custos operacionais para os trocadores de calor

Trocador de Calor	Coluna1	Coluna2	Coluna3	Coluna4	Coluna5
Refrervedor	\$262.100,00	\$1.527.300,00	\$1.198.500,00	\$715.900,00	\$1.141.700,00
Condensador	-	\$19.100,00	\$17.600,00	\$14.000,00	\$17.800,00

Fonte: Elaboração própria

4.3. ChemSep

Parâmetros como fator de sistema, fração de inundação, eficiência, altura de líquido na alimentação, tempo de residência no refrervedor e condensador e tempo de operação na planta foram mantidos nos valores padrões do *software*, já que o projeto em questão está em fase conceitual, e o ChemSep já vem configurado com parâmetros usados na maioria dos processos de destilação. Desta forma, foi necessário determinar o índice Marshall & Swift, o material da torre, o preço do combustível e o ACCR (Figura 14).

Figura 14 – Funcionalidade Rating do ChemSep

Section	1	2	3
Start stage	1	5	10
End stage	4	9	17
Internal type	Sieve 2ft	Sieve 2ft	Sieve 2ft
System factor	0.931	0.962	0.933
Flood fraction	0.75	0.75	0.75
Method slope equilibrium li	McCabe-Thie	McCabe-Thie	McCabe-Thie
Efficiency estimated	0.77	0.79	0.83
HETS estimated (m)	0.779	0.759	0.723
FPL/Maldistribution	1	1	1
Area fraction	1	1	1
Flow parameter		0.513	0.574

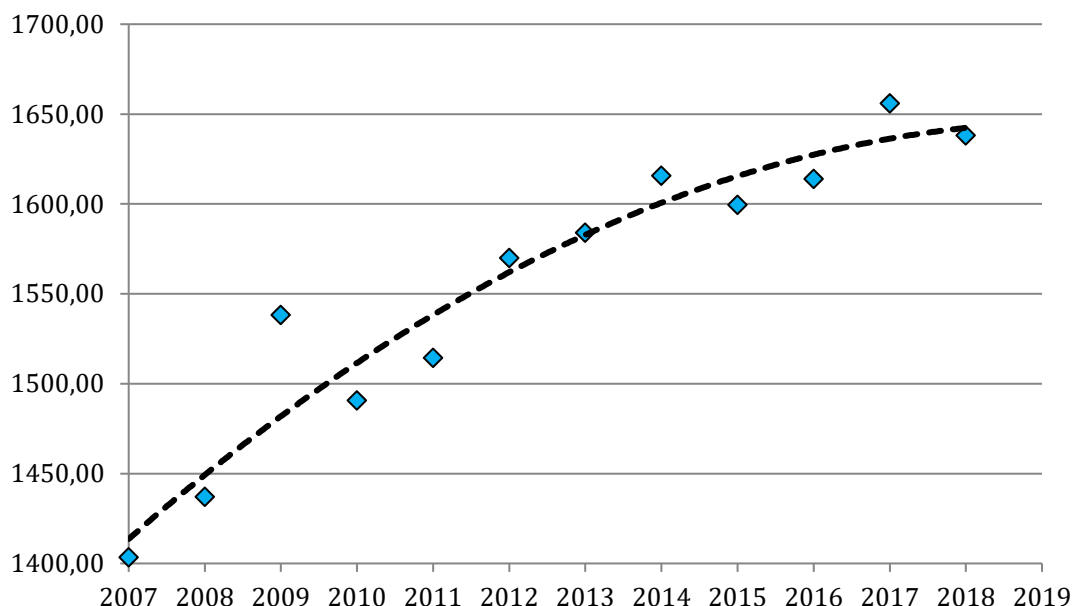
Shell TIC (k.\$)	379
Internals TIC (k.\$)	52
Condenser TIC (k.\$)	*
Reboiler TIC (k.\$)	98
OPEX (k.\$/yr)	*
Rest OPEX (k.\$/yr)	1
Total Annual Cost (k.\$/yr)	170

Fonte: ChemSep (2020)

O índice Marshall & Swift para 2019 foi determinado por meio de regressão com os índices dos últimos 10 anos (EPE), como é mostrado na Figura 15. Isso porque, como tal índice foi descontinuado, não é mais publicado regularmente na revista

Chemical Engineering desde o ano de 2013. O procedimento de regressão foi adotado com base no livro publicado no Chempedia (CHEMPEDIA, 2020).

Figura 15 – Regressão polinomial para índice Marshal & Swifit



Fonte: Elaboração própria com base em EPE (2016)

A Equação 14 descreve a variação do índice ao longo dos anos, e obteve o R^2 de 0,920.

$$M\&S = -1.481178919x^2 + 5982.531286x - 6039265.406 \quad (14)$$

O valor do índice M&S obtido para o ano de 2019 foi de 1645,281.

Para a obtenção do ACCR, foram utilizados o custo de capital de 10% (Mendonça *et. al*), e o tempo de vida do projeto considerado foi de 5 anos (Rivas *et. al*). O fator obtido foi de 0,2638.

O preço e o tipo de combustível usado para o refeedor são os mesmos dos usados na planilha CAPCOST. Já para os custos com a água de resfriamento, o ChemSep não disponibiliza uma célula para que o usuário possa informar o preço, então não é possível saber o preço considerado pelo *software*.

Os custos dos equipamentos instalados, os custos operacionais, bem como o custo anual de cada coluna de destilação estão dispostos na Tabela 17.

Tabela 17 – Custos instalados e operacionais das colunas e trocadores de calor

Custos	Coluna 1	Coluna 2	Coluna 3	Coluna 4	Coluna 5
Custo Total Instalado (\$)	447.000,00	206.000,00	297.000,00	150.000,00	412.000,00
Custo Total Instalado do Condensador (\$)	-	278.000,00	262.000,00	220.000,00	259.000,00
Custo Total Instalado do Refervedor (\$/ano)	101.000,00	315.000,00	267.000,00	187.000,00	259.000,00
Custo Operacional do Condensador (\$/ano)	-	15.000,00	3.000,00	3.000,00	3.000,00
Custo Operacional do Refervedor (\$/ano)	143.000,00	831.000,00	625.000,00	390.000,00	646.000,00
Custo Total anual (\$/ano)	287.000,00	1.057.000,00	873.000,00	539.000,00	895.000,00

Fonte: Elaboração própria

4.4. Metodologia de Douglas

Os cálculos pelo método de Douglas foram realizados com o objetivo de comparar com os resultados do ChemSep e entender melhor como o *software* funciona. Sendo assim, os parâmetros foram mantidos os mesmos do ChemSep. O preço de combustível precisou ser convertido na unidade de \$/1000lb, usando a capacidade calorífica do óleo combustível nº 2 de 13940 btu/USgal e a densidade de 55 lbm/ft³, sendo assim, o preço utilizado foi de \$499/1000 lbm.

Como não é possível saber o valor da água empregado pelo ChemSep, foi utilizado, então, o mesmo valor da planilha CAPCOST, também convertido na unidade de \$/1000 gal usando o poder calorífico da água de 1000 cal/kg e a densidade de 3,6983 Kg/Gal. Portanto, o preço utilizado foi de \$0,00585/1000 gal. Os parâmetros utilizados para o método de Douglas para a coluna e para os trocadores de calor estão dispostos nas Tabelas 18 e 19, respectivamente.

Tabela 18 – Parâmetros para colunas de destilação no Método de Douglas

Parâmetros	Coluna 1	Coluna 2	Coluna 3	Coluna 4	Coluna 5
Altura (ft)	90,06	72,80	120,70	74,81	199,38
Diâmetro (ft)	3,90	5,61	5,09	3,41	4,13
P (psi)	367,38	308,60	249,82	104,33	96,99
Fp (colunas)	1,30	1,24	1,18	1,05	1,05
Fm (colunas)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fs (pratos)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fl (pratos)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fm (pratos)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Fonte: Elaboração própria com base em Douglas (1988) e Luyben (2013)

Tabela 19 – Parâmetros para trocadores de calor no Método de Douglas

Coluna	Trocador de calor	A(ft ²)	P (psi)	Fd	Fp	Fm
1	Refrervedor	108,45	368,84	1,00	0,20	1,00
2	Condesador	740,52	308,60	1,00	0,11	1,00
	Refrervedor	631,98	313,00	1,00	0,12	1,00
3	Condesador	249,82	249,82	1,00	0,07	1,00
	Refrervedor	495,93	257,16	1,00	0,07	1,00
4	Condesador	1426,90	104,33	1,00	0,00	1,00
	Refrervedor	296,25	108,74	1,00	0,00	1,00
5	Condesador	7034,54	96,99	1,00	0,00	1,00
	Refrervedor	491,57	45,67	1,00	0,00	1,00

Fonte: Elaboração própria com base em Douglas (1988)

Usando as fórmulas descritas na seção 3.4 com os respectivos parâmetros, foram obtidos os custos instalados das colunas e trocadores de calor, e também os custos operacionais que estão dispostos nas Tabelas 20 e 21.

Tabela 20 – Custos instalados das colunas de destilação

Custos	Coluna1	Coluna2	Coluna3	Coluna4	Coluna5
Custo Total Instalado (\$)	369.979,62	459.238,75	614.327,08	255.787,41	712.322,08
Custo Total Anual (\$/ano)	97.600,62	121.147,18	162.059,48	67.476,72	187.910,56

Fonte: Elaboração própria

Tabela 21– Custos instalados e operacionais dos trocadores de calor

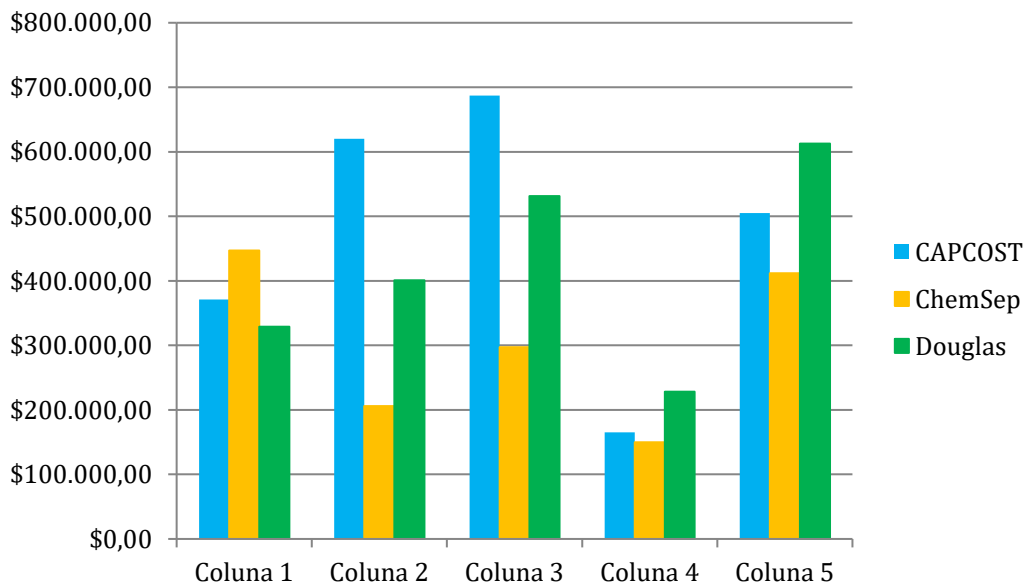
Coluna	Trocador de Calor	Custo Total Instalado (\$)	Custo Operacional (\$/ano)	Custo Total Anual Instalado (\$/ano)
1	Refrervedor	43.732,11	262.081,95	11.536,42
	Condesador	148.508,32	1.121,13	39.176,12
2	Refrervedor	134.247,11	1.527.202,66	35.414,05
	Condesador	535.469,64	1.033,69	141.255,54
3	Refrervedor	113.027,11	1.198.422,07	29.816,27
	Condesador	219.908,67	819,36	85.011,35
4	Refrervedor	79.152,13	715.887,10	20.880,13
	Condesador	620.284,04	1.045,44	163.629,37
5	Refrervedor	110.006,03	1.187.882,92	29.019,31

Fonte: Elaboração própria

4.5. Análise Comparativa de Custos

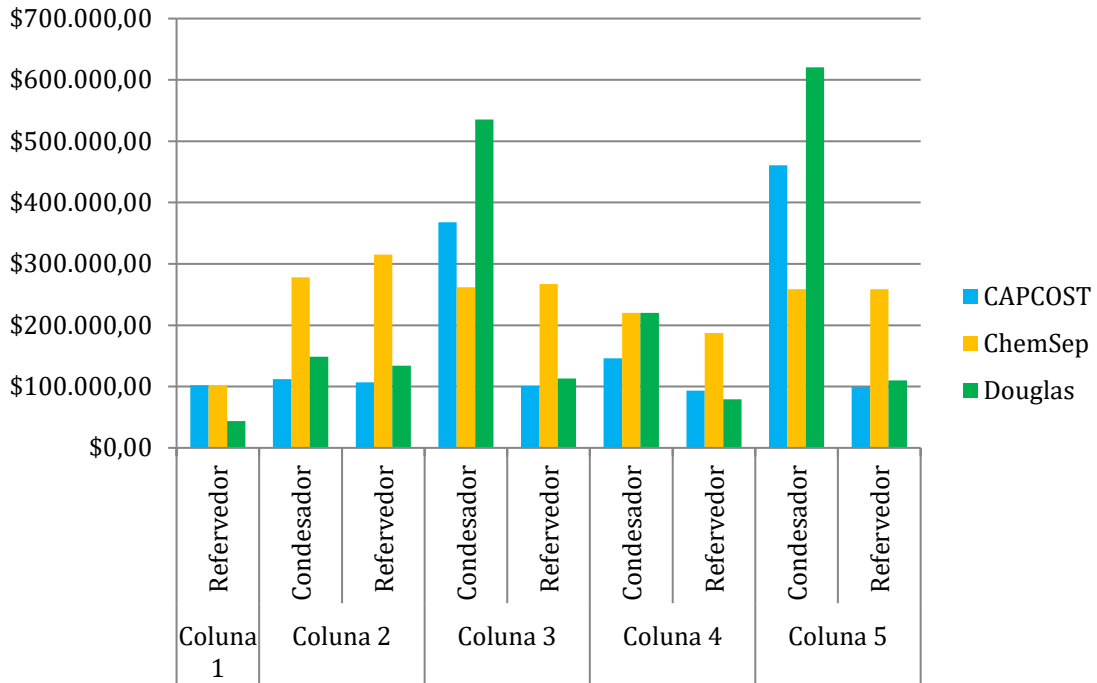
É possível ver que tanto os custos instalados quanto os custos operacionais são diferentes para métodos diferentes, inclusive os custos obtidos pelo ChemSep e o método de Douglas. As Figuras 17, 18, 19 e 20 apresentam comparativos entre os custos instalados das colunas de destilação, trocadores de calor, refervedores e condensadores, respectivamente.

Figura 16 – Comparativo entre custos instalados das colunas de destilação



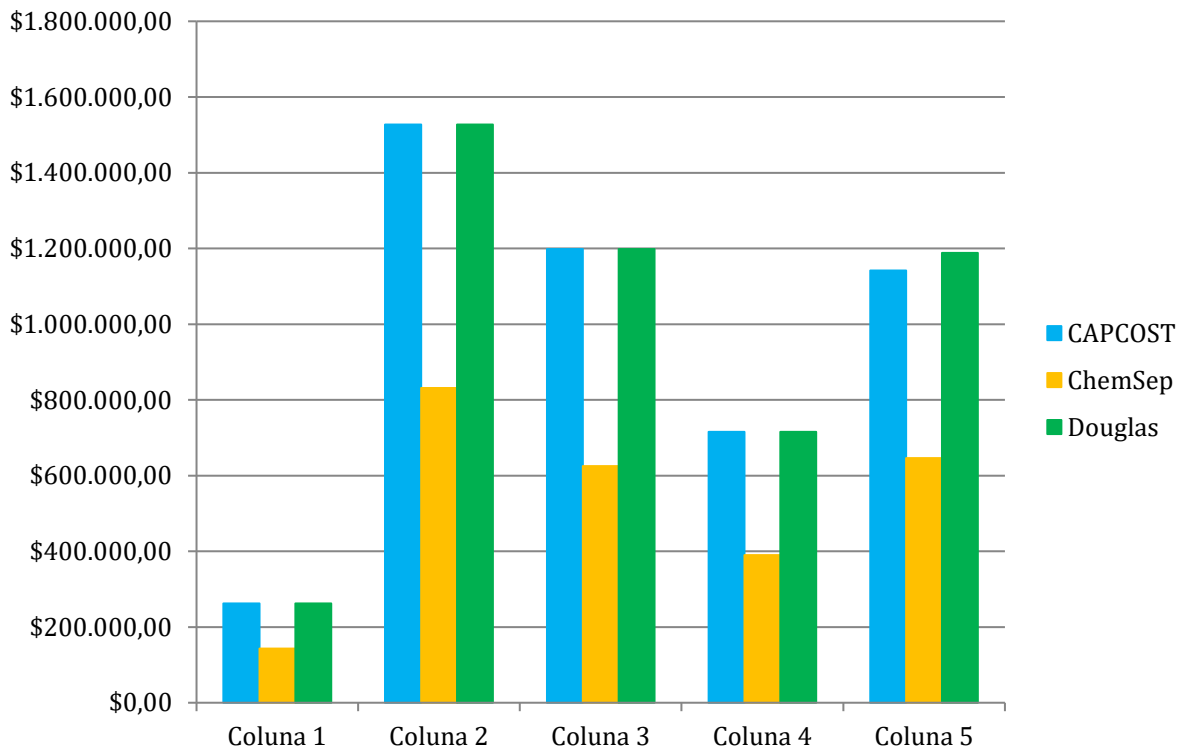
Fonte: Elaboração própria

Figura 17 – Comparativo entre custos instalados dos trocadores de calor



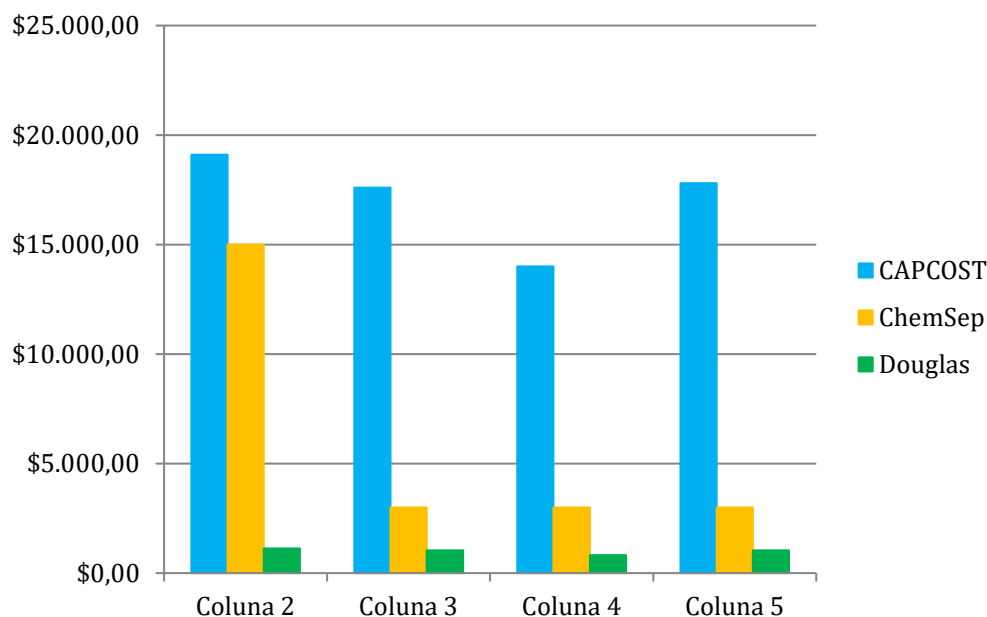
Fonte: Elaboração própria

Figura 18 – Comparativo entre os custos operacionais dos refrervedores



Fonte: Elaboração própria

Figura 19 – Comparativo entre custos operacionais dos condensadores



Fonte: Elaboração própria

A análise das Figuras 17-20 explicita o fato de que os custos das colunas de destilação são os mais expressivos no processo em relação aos custos com condensadores e refeedores, o que é condizente com o esperado, visto que as colunas são os equipamentos principais do processo. Nas colunas 3 e 5, os custos dos condensadores se aproximam dos custos das colunas, e isto se deve ao fato de as colunas serem maiores e demandarem condensadores maiores no processo para suprir a vazão de vapor no topo da coluna.

São notáveis as diferenças entre os valores dos custos obtidos entre cada um dos métodos e isso se dá por uma série de fatores. O primeiro deles é o fato de que os métodos usam correlações diferentes, e, desta forma, resultam em valores diferentes. Além disso, o método de Turton usa como índice da indústria química o CEPCI, já o ChemSep e o método de Douglas usam o índice Marshall & Swift, que neste trabalho, para fins de comparação, foi extrapolado a partir do último valor acessado. Cada índice usa uma série de fatores diferentes e metodologias diferentes para serem estimados. Os valores dos índices, apesar de terem uma certa correspondência, são diferentes e associados ainda a correlações diferentes, logo, os resultados obtidos utilizando estes índices são diferentes.

O método de Douglas foi desenvolvido há cerca de 50 anos e não se manteve atualizado ao longo do tempo com as correlações de Guthrie e os índices de custos da

indústria química. Sendo assim, é esperado que os resultados entre o método de Douglas e o de Turton sejam diferentes, visto que a metodologia de Turton se manteve com as correlações e índices atualizados ao longo dos anos, sendo o método mais utilizado na indústria atualmente.

Já as diferenças entre os resultados obtidos nos métodos de Douglas e no ChemSep não eram esperadas, visto que o ChemSep se baseia na metodologia de Douglas. Entretanto, houve diferenças entre os resultados que não podem ser devidamente explicadas, já que o ChemSep não especifica como os cálculos de custo são feitos dentro do *software*; porém, o objetivo principal do ChemSep não é estimar o custo e sim analisar o funcionamento das colunas de destilação. A análise de custos obtida é apenas preliminar com fins de comparar diferentes cenários de projeto.

Quanto aos custos operacionais dos refeedores, vê-se que no método de Douglas e de Turton os valores foram bem próximos, o que mostra a equivalência dos métodos para este custo. O mesmo não acontece com os custos operacionais dos condensadores, o que se deve ao fato de o preço da água estar desatualizado por estar em uma fase conceitual do projeto.

A simulação de um processo é de extrema importância quando se está desenvolvendo um projeto, não apenas para determinação e ajustes de variáveis técnicas de um processo, mas as econômicas também. Quando se tem um custo esperado para um processo, ou limitações de custo, através da simulação é possível determinar quais as partes do processo são mais impactantes nos custos e onde podem ser aplicadas alterações de forma que se chegue no custo desejado sem comprometer o rendimento do processo.

Na indústria do gás natural, as UPGNs são uma das partes mais importantes, pois é onde se separa o gás para seu uso final. Quanto mais puro, mais caros e rentáveis são os produtos obtidos pelo processo de separação. Simular um processo de UPGNs se faz necessário para determinar a configuração que retorne os melhores resultados em termos de rendimento e custos, de acordo com o objetivo do processo.

Neste trabalho não foram feitas estimativas de indicadores econômicos como VPL, TIR e Payback, pois o objetivo foi determinar os custos de operação das colunas de destilação e não determinar a rentabilidade do processo, e com essa finalidade a simulação do funcionamento de colunas de destilação dentro do COCO é bastante útil. Por mais que o *software* não faça a estimativa de custos, é possível simular todo o

processo através deste software e obter o TAC das colunas por meio ChemSep, que funciona integrado ao COCO. As colunas de destilação são, em geral, as partes mais caras de um processo, por serem equipamentos maiores e que demandam mais energia. Fornecendo alguns parâmetros que normalmente são definidos à medida em que o processo vai sendo especificado (Seção 3.3), é possível obter um custo preliminar das colunas, o que faz do uso do ChemSep integrado ao COCO uma ferramenta que pode ser usada pela indústria não só para determinar os custos de colunas usadas de UPGNs mas em outros tipos de processo.

Em termos de valores absolutos, a estimativa de custos obtida pelo ChemSep não é assertiva, mas se comparada a outras metodologias, como a de Douglas (1988) e Turton (2014), como foi feito neste trabalho, é possível perceber que os valores fornecidos pelo ChemSep são da mesma ordem de grandeza das demais estimativas. O ChemSep se mostra como uma ferramenta que pode ser usada como filtro quando se tem vários layouts e parâmetros para o mesmo processo.

Para determinação dos custos de UPGN é recomendável usar a metodologia de Turton (2014), pois é a mais utilizada na indústria, e os índices e correlações utilizados estão bem definidos, fazendo com que os resultados obtidos sejam mais assertivos e condizentes com a realidade.

Finalmente, cabe aqui ressaltar que há trabalhos na literatura mostrando as divergências entre os diferentes *softwares* ou metodologias na estimativa de custos envolvendo processos químicos (AMSTERDAM, 2018; FENG, 2011). O melhor cenário é utilizar uma única metodologia e certificar-se da confiabilidade dos parâmetros ou variáveis pelo usuário.

5. CONCLUSÃO

O gás natural vem como uma das alternativas mais promissoras no que diz respeito ao fornecimento de energia limpa mundial. Ter uma estimativa de custos para o processamento do gás natural ajudará as indústrias a se programarem para atender o crescimento esperado da demanda por esse novo combustível. Além disso, visto que as metas para tornar a indústria mais sustentável são metas a curto e médio prazo, ter uma ferramenta que ajude a fazer a análise econômica de forma mais rápida e precisa é extremamente útil.

O ChemSep se mostra uma ferramenta adequada quando o objetivo é comparar os custos de vários cenários possíveis para um mesmo processo, podendo ser usado como uma ferramenta de estimativa de custos de um projeto em fase conceitual para decidir qual arranjo técnico do processo é mais interessante para que seja desenvolvido com mais detalhes em termos técnicos e econômicos e se obtenha resultados mais coerentes com a realidade.

Uma metodologia de estimativa de custos precisa se manter atualizada com o passar do tempo para que possa continuar sendo usada na indústria na avaliação de novos projetos. As alterações nos índices econômicos, nos fatores técnicos que impactam a determinação do preço de equipamentos e utilidades necessários para um processo precisam acompanhar as mudanças e inovações da indústria para que o estudo de viabilidade econômica de um processo seja condizente com o momento que a indústria vive.

É esperado que a metodologia de análise de custos diferentes retorne resultados diferentes, visto que cada uma delas leva em consideração uma série de itens que eram considerados impactantes nos preços de acordo com época em que foi desenvolvida. Sendo assim, em um mesmo processo, a análise de custos de todas as etapas e equipamentos deve ser feita pela mesma metodologia, para minimizar as incertezas dos resultados. Além disso, cada metodologia utiliza índices econômicos diferentes, como é o caso da metodologia de Turton e Douglas, que estimam os custos usando o índice CPECI e M&S, respectivamente. Como cada índice é calculado com uma cesta de itens diferentes, não podem ser usados simultaneamente para determinar os custos em um mesmo processo; há que se escolher um índice de inflação.

A comparação entre métodos é válida quando se quer determinar qual deles é mais preciso comparado com o valor real de um equipamento que só é obtido com um fornecedor. Sempre que surgirem novas correlações para estimativa de custos, ou

sempre que métodos já existentes sejam atualizados, é interessante fazer uma análise comparativa entre eles para saber qual método está retornando resultados mais coerentes com a realidade, pois, quanto mais precisa for uma metodologia de estimativa de custos, mais útil ela é para a indústria, porque ajuda a determinar com maior grau de certeza os gastos e lucros de um novo processo e minimiza investimentos economicamente não vantajosos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMSTERDAM, M.F. van. **Factorial Techniques applied in Chemical Plant Cost Estimation: A Comparative Study based on Literature and Cases**. 2018. 158 f. Dissertation (Master of Science in Chemical Engineering) – Faculty of Applied Sciences, TU Delft University of Technology, Amsterdam, 2018.

BRANCO, David Alves Castelo. **Análise Técnica e Econômica da Aplicação da Tecnologia GTL de Pequena Escala para a Monetização do Gás Natural [...] 2008**. 127 f. Dissertação (Mestre em Ciências em Planejamento Estratégico) – COPEE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

BRASIL, Ministério de Minas e Energia. **Estudo sobre o Aproveitamento do Gás Natural do Pré-Sal**; [s.n.], 2020. 36 p.

BRASIL, Ministério de Minas e Energia. **Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural**. [S.l., s.n.], 2020.

BRASIL, Nilo Indio do; ARAÚJO, Maria Adelina Santos; SOUSA, Elizabeth C. Molina. **Processamento de Petróleo e Gás**. 2º ed. Rio de Janeiro: LTC, 2014. 292 p.

CORDEIRO, Alexandre França. **Estudo de Simulação e Controle de uma Unidade de Processamento de Gás Natural**. 2011. 147 f. Dissertação de Mestrado- Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

CHEMPEDIA. Big Chemical Encyclopedia. Disponível em: <<https://chempedia.info/page/178014000087241118049134069244189218069143091022/>>. Acesso em: 19 mai 2020.

CHEMSEP. **ChemSep Modeling Separation Process**. Disponível em: <<http://www.chemsep.org/>>. Acesso em 05 abr 2020.

COCO. **COCO Cape Open to Cape Open**. Disponível em: <https://www.cocosimulator.org/index_sample.html>. Acesso em 05 abr 2020.

CNI. **Gás natural: uma alternativa para uma indústria mais competitiva**. Brasília: [s.n.], 2014. 71 p.

DOUGLAS, James M. **Conceptual Design of Chemical Processes**. Singapura: McGraw-Hill Book Company, 1988. 681 p.

EIKE, Guilherme. Viabilidade Econômica e Financeira de uma Pequena Central Hidrelétrica no Brasil. 2010, 70 f. Monografia – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2010.

EPE. **Metodologia para Cálculo da Oferta de Gás Natural Seco e Derivados**. Rio de Janeiro: [s.n.], 2016. 41 p.

EPE. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos [...]**. Rio de Janeiro. 2018. 85 p.

FENG, Ying; RANGAIAH, Gade P. **Evaluation Capital Cost Estimation Programs**. [S.l.]: Chemical Engineering, 2011.

GASNET. O Gás. Disponível em: <<https://www.gasnet.com.br/GasNatural/OGasCompleto#gas11>>. Acesso em 20 de julho de 2020.

GETU, Mesfin et al. **Techno-economic analysis of potencial natural gás liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions**. Chemical Engineering Research and Design, v. 91, p. 1272 – 1283, 2013.

IBP. **Agendada Indústria 2017 Petróleo, Gás e Biocombustíveis**. Rio de Janeiro: [s.n.], 2017.

IBP. **Agenda da Indústria 2019 Petróleo, Gás e Biocombustíveis**. Rio de Janeiro: [s.n.], 2019.

JANA, Amiya K. **Vertical partition in fractionating tower to configure a novel heat integrated distillation hybridized with vapor recompression**. Karagpur: Indian Institute of Technology, 2020.

JENKINS, Scott. **2019 Chemical Engineering Plant Cost Index Annu Average**. Chemical Engineering. Mar 2020. Business & Economics. Disponível em: <<https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>>. Acesso em: 19 mai 2020.

KOOJIMAN, Harry A.; TAYLOR, Ross. **The ChemSep Book**. 2ª ed., [S.l.], 2019. 385 p.

LISTIK, Eduardo; FRANCHI, Mariana G. da Silva. **Desing, dimensionamento e análise econômica de um sistema de separação para mistura BTX [...]**. 2014. 104 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014.

LUYBEN, William L. **Controlo f a Train of Distillation Columns for the Separatin of Natual Gas Liquid**. Industrial & Engineering Chemistry Research, Bethlehem, v. 62, p. 10741-1.9753, 2013.

MENDONÇA, João Carlos M.; MEDEIROS, Ana Luísa C.; NEVES, José Edilson. **Análise de Economicidade de Cenário para Reativação de Campo Maduro de Petróleo: Um Estudo de Caso Real**. III Congresso Nacional de Engenharia de Petróleo, Gás Natural e Bicomustíveis, 2018. Não publicado.

OLUJIÉ, Z. et al. **Conceptual design of an internally heat integrated proplene-propane splitter**. Science Direct, v. 31, p. 3083 – 3096, 2006.

RIVAS, Alexandre et. al. **Estudo de Viabilidade para Implantação para Empreendimentos Petroquímicos no Polo Industrial de Manaus**, 2007, 56 f. Universidade Federal do Amazonas, Manaus, 2007.

SANTOS, Luane M. **Otimização do Sistema de Fracionamento de uma Unidade de Processamento de Gás Natural**. 2016. 58 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Escola de Química e Alimentos. Universidade Federal do Rio Grande, Santo Antônio da Patrulha, 2016.

SHABANI, Mohamede Reza; YKETA, Reza Behradi. **Suitable Method for Capital Cost Estimaton in Chemical Process Industries**, v. 48, n. 5, p. 22 – 25, maio 2006.

SHABANI, Mohammed Reza; YEKTA Reza Behradi. **Suitable Method for Capital Cost Estimation in Chemical Processes Industries**. 2006. 52 f. Dissertation (Master IOF Science in Chemical Engineering) – College of Engineering, School of Florida Institute of Technology, Melbourne, 2006.

SYMISTER, Omar Joel. **An Analysis of Capital Estimation Techniques for Chemical Processing**. 2016. 55 f. Dissertation (Master of Science in Chemical Engineering) - Florida Institute of Thecnjology, 2016.

SOUZA, Marina Maciel Dias. **Análise de Viabilidade Técnica e Econômica de Processar o Gás Natural Para Venda em Plataformas de Campos de Gás Retrógrado Offshore**. 2017. 111 f. Dissertação (Mestre em Engenharia Química) – Universidade Federal de Minas Gerais, 2017.

TEIXEIRA, João Pedro Braga. **Gás Natural: O Energético mais Competitivo**. Rio de Janeiro: PoD Editora, 2015. 100 p.

TURTON, Richard et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 4 ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, 2014. 1007 p.

ULRICH, Gael D.; VASUDEVAN Polligamai T. **How to Estimate Utility Costs**. Chemical Engineering, v. 44, p. 66-69, abril 2006.