

Metodologia estruturada para escolha de tecnologias de plantas de liquefação de Gás Natural em Navios FLNG (*Floating Liquefied Natural Gas*)

Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro – PUC-Rio

Departamento de Engenharia Mecânica - DEM

Laboratório de Refrigeração, Condicionamento de Ar e Criogenia – LRAC

Data: 18 de março de 2016

Alan da Silva Esteves, PhD

Bolsista de Pós Doutorado do CNPq

Prof. José Alberto dos Reis Parise, PhD

Chefe do LRAC

Felipe de Souza Câmara Mello, BSc

Marlon Loreno de Carvalho, BSc

Departamento de Engenharia Química – DEQ

1. Introdução

A demanda por utilização do Gás Natural (GN) vem crescendo a cada ano, o que implica na busca por novas tecnologias de otimização do processamento, liquefação e armazenamento, para posterior transporte em redes distribuidoras de gás.

Atualmente, a curtas distâncias da costa, GN é transportado por gasoduto até a terra para o processamento primário. Essa rota, em certos casos, dificulta e encarece a cadeia de produção, pois envolve dificuldades operacionais e elevados custos com a instalação e manutenção de extensos gasodutos (acima de cerca de 200 km) para o envio do gás. Face este cenário, tem se tornado cada vez mais usual e econômico que o processo de liquefação como um todo seja desenvolvido a bordo de um mesmo navio onde o GN é processado primariamente, liquefeito e armazenado como criogênico. Este navio que acomoda essas etapas é denominado *Floating Liquefied Natural Gas* (FLNG).

O presente trabalho analisa diferentes tecnologias de liquefação, estabelecendo parâmetros que permitam correlacionar indicadores na escolha do(s) processo(s) que poderá (ão) ser contemplado (s) na eleição do(s) mais favorável (is), segundo critérios estruturados. Tanto quanto possível, são desenvolvidos indicadores com objetivo de reduzir a subjetividade do processo de tomada de decisão.

Os parâmetros adotados podem ser dentre outros, por exemplo, peso e estabilidade dos equipamentos de processo, área ocupada no convés de produção (*topside*) do navio, necessidade de áreas classificadas, armazenamento embarcado de misturas de refrigerantes, manuseio de refrigerantes inflamáveis, tipos de sistemas de armazenamento do criogênico produzido, sistemas de alívio (*offloading*), movimentação de carga (*sloshing*) durante campanhas de produção em águas profundas, movimentação do navio em condições adversas de ‘metocean’.

Além desses parâmetros, são analisados também aspectos como indicadores de eficiência termodinâmica, balanços de material e de energia para dimensionamento dos equipamentos de processo principais. Dentre diversas metodologias estruturadas para tomada de decisão, optou-se pela técnica de Auxílio Multicritério à Decisão (AMD) utilizando o processo *Analytic Hierarchy Process* (AHP), por ser uma metodologia expedita, contemplando soluções possíveis com agregações de valores às variáveis do problema.

2. Panorama geral, estrutura, contribuições do presente trabalho e roteiro do conteúdo

2.1.5. O GNL no Brasil

O Brasil possui dificuldades de origens distintas para a produção marítima de GNL. Em 2008, o consumo brasileiro de GN era de cerca de 60 MMm³/d¹ (PETROBRAS, 2009) e desde então existe uma dependência externa, pois cerca de metade do GN que é consumido no país é produzido na Bolívia. Com efeito, no intuito de diversificar o suprimento desse insumo, de acordo com PETROBRAS, na fase pioneira do GNL em 2006 previu-se a construção de três terminais de regasificação. A concepção flexível destes terminais é inovadora, contemplando no mesmo navio, os tanques de armazenamento (4 ou 5), esféricos ou de membranas, dotados de unidade de regasificação a bordo (Patel, 2009). Além de estar próximo do mercado de alta demanda, posicionam-se estrategicamente em relação às rotas internacionais. No final de 2009, a Estatal anunciou parcerias para a construção de um FLNG, com a finalidade de escoar o GN produzido nas camadas de pré-sal, visto que se encontram a longas distâncias da costa (PETROBRAS, 2009). Visando atender à demanda das termelétricas, construídas para entrar em operação nos períodos de estiagem, o Brasil construiu três terminais, totalizando uma capacidade de regasificação de 41 MMm³/d (PETROBRAS, 2014). Maior que a quantidade de GN importada da Bolívia (31 MMm³/d), porém abaixo da demanda brasileira (70 MMm³/d) (ABEGAS, 2014).

¹ MMm³/d: Milhão de metros cúbicos por dia.

Segundo a *International Energy Agency*, o Brasil é o país que possui, junto com Iraque e Arábia Saudita, as maiores expectativas de crescimento na produção de GN (IEA, 2011). Atualmente, grande parte das reservas brasileiras localiza-se em campos marítimos. Tal fato estimulou o incentivo à pesquisa e à busca por tecnologias para exploração em águas profundas como, p. ex., os FPSO's (Oil&Gas Journal, 2014).

2.2. Visão de futuro e inovações tecnológicas

A redução de custos de produção, exploração, liquefação e transporte vêm permitindo o aumento sempre crescente da produção de gás. O crescimento da produção na Ásia e América Latina não foi acentuado. Já no Oriente Médio e África sugere um crescimento exponencial, apresentando a importância deste mercado. Nesses últimos, em 2000 a produção total foi cerca 65 Bcfd² e se projeta para 2020 aproximadamente 140 Bcfd mostrando, assim, um aumento significativo da produção total (Gordon, 2013).

Para que o GN chegue até os consumidores, é necessário ser liquefeito à pressão ambiente. Desse modo, seu volume é reduzido em cerca de 600 vezes, viabilizando seu transporte por longas distâncias por meio de navios (Foss, 2002).

Em virtude da existência de grandes reservas de GN em distâncias superiores a 200 km da costa, para atender a cada vez mais crescente de GN, surge um novo conceito que consiste em conjugar numa mesma instalação: produção, processamento primário, liquefação, armazenamento e *offloading*. Com o advento dos navios FPSO para a produção de óleo, essas unidades dedicadas, passaram por transformações e estão sendo adaptadas/construídas para atender a esta nova rota que vem se consolidando na última década. Elas são denominadas de *Floating Liquefied Natural Gas* (FLNG) ou Plantas de Liquefação Embarcada de Gás Natural (GNLE) (Mello e Carvalho, 2014).

Nesse contexto, a liquefação do GN em mar aberto, próximo aos campos de produção passou a ser de fundamental importância. Todavia, em que pesem esses fatores, viabilizar técnica, econômica e financeiramente esses empreendimentos, tornou-se num desafio monumental (Mello e Carvalho, 2014). Por conseguinte, a tomada de decisões sobre que tipo de tecnologias de processo, embarcações, sistemas de armazenamento, sistemas de alívio e ancoragem, etc., necessitam ser avaliados e comparados tomando por base indicadores que confirmem o menor nível de subjetividade possível na escolha da(s) melhor(es) solução(ões). Este trabalho está alinhado com esse novo patamar, e tem como sustentáculo fundamental a seguinte tríade de parâmetros e valores: estrutura, métodos/processos e indicadores.

Antecipa-se aqui, entretanto, algumas ferramentas que auxiliam na tomada de decisão. A utilizada neste projeto será a Auxílio Multicritério à Decisão (AMD), já usada internacionalmente, destacando-se a Metodologia (conjunto de métodos) da Análise Hierárquica (*Analytic Hierarquic Process*–AHP), ou seja, AMD/AHP.

2.3. Contribuições do trabalho

A contribuição está focada, principalmente, no estabelecimento de um método estruturado para escolher da(s) melhor(es) tecnologia(s) para liquefação de GN, considerando as variáveis mais relevantes para a instalação de plantas de processamento primário de GN e de sua liquefação. Elas estarão associadas com armazenamento e alívio a bordo de navios dedicados e especialistas, que ficarão ancorados num campo de produção, fundamentalmente de gás, por longas campanhas sem necessidade de docagem para manutenção e reparos (Mello e Carvalho, 2014).

Outros temas serão também abordados, a saber, por exemplo: aspectos ambientais no descarte de efluentes, peso das embarcações, tipos dos ciclos de liquefação, uso de refrigerantes puros ou suas misturas, consumo de energia nos compressores, desempenho dos equipamentos em ambiente *offshore*, confiabilidade, indisponibilidade e manutenibilidade, tempo de campanha no oceano sem docagem, facilidade de escalonamento de capacidades (*scalability*) de produção, 'marinização', segurança de processo, simplicidade de *layout* e espaço demandado no convés principal do navio, modularização dos trens de produção, dentre outros, praticados pela indústria de GNL e consolidados na literatura (Bosma e Nagelvoort, 2009; Teles et al., 2010).

3. Elementos de revisão bibliográfica

3.1. Características da cadeia de valor do GNL

Para tornar o GNL disponível para uso diferentes processos e instalações são necessários. A maioria dos componentes da tradicional cadeia de valor de GNL, incluindo as conexões entre os estágios, é mostrada na Figura 1.

² Bcfd: *Billions of cubic feet per day*.

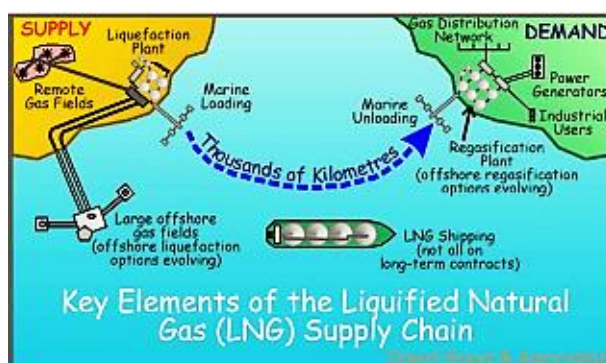


Figura 1 - Elementos da tradicional cadeia de valor do GNL.

Fontes: Foss (2012); Wood et al.(2007) e Mello e Carvalho (2014)

3.2 FLNG – A tecnologia marítima do futuro

Como o foco do presente trabalho é a liquefação do GN a bordo de um navio, ou seja, plantas de liquefação no *topside* de um navio dedicado FLNG, é necessário se conhecer os componentes fundamentais da embarcação. A Figura 2 ilustra essas instalações.



Figura 2 - Visualização do navio (maior) FLNG Prelude da Shell.

Disponível em: <http://theenergycollective.com/celinerottier/189491/will-floating-lng-revolutionise-natural-gas-industry>. Acesso em: 28 out. 2014.

3.2.1. Dados gerais sobre os projetos de FLNG em construção

A Tabela 1 resume alguns dados construtivos de dois empreendimentos FLNG recentes em construção.

Tabela 1 - Alguns projetos de FLNG em construção distantes da costa

Projeto	Campo	País	Construção	Distância (km)	Responsável
Kanowit FLNG-1	Kanowit	Malásia	2015	162	Petronas/Carigali
Shell Prelude FLNG	Prelude	Austrália	2016	197	Shell

Adaptado de: Gordon (2013).

3.2.2. Desafios na escolha da tecnologia mais adequada

O futuro promissor desta tecnologia pode ser evidenciado, por exemplo, pela quantidade de novos empreendimentos em construção. No período 2016-2022, trinta novos navios FLNG deverão ser lançados ao mar (Gordon, 2013).

Contudo, existem lacunas no que se refere ao processo de tomada de decisão que evidenciem qual a tecnologia mais apropriada para um empreendimento. E este trabalho pretende trazer à luz com contribuições nesse sentido. Exemplificando, segundo a empresa Linde, os conceitos básicos para qualquer FLNG, consistem dos fatores chave, mostrados adiante, para obter uma planta de liquefação robusta, segura e de estrutura confiável, reunindo alguns diferenciais competitivos (Mokhatab et al., 2014; Mello e Carvalho, 2014), como por exemplo:

- Um único trem de liquefação, de médio porte (2,5 MTPA), minimizando a complexidade e produzindo estrutura total mais simples, baseada em componentes mais confiáveis e testados;
- Permutador de calor criogênico principal (*Main Cryogenic Heat Exchanger* - MCHE) do tipo *spiral wound* (feixe tubular de espiral retorcida), menos sensível a temperaturas extremas durante a operação, quando comparado ao *Platefin* (PFHE)(tubos aletados);
- Turbinas a vapor acopladas a compressores para o ciclo de refrigeração mais confiáveis, com menor geração elétrica e mais estável. Como alternativa, pode-se usar turbinas a gás como acionadores mecânicos;

- *Layout do topside* com espaços abertos entre os módulos, evitando zonas de turbulência gerando sobrepressões elevadas e propagação da onda de choque para as outras áreas, quando da ocorrência de algum vazamento na área de produção.

3. Tecnologias de liquefação de GN

Fundamentalmente, três são os tipos de processo de liquefação: (i) cascata (*cascade*), (ii) mistura de refrigerantes (MR-*mixed refrigerants*)³ e (iii) turbo-expansão (*turbo-expander*), totalizando cerca de 20 tecnologias desenvolvidas comercialmente (Lim et al., 2013). Os principais da primeira família contemplam as patentes dos processos da Tecnip/Air Liquid Cascade, Philips Cascade, Philips Optimized Cascade (POC). Na segunda, estão os de mistura de refrigerantes com as patentes da APCI Single Mixed Refrigerant (SMR), Tecnip/Air Liquide TELARC, Black & Veatch Pritchard PRICO, APCI Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant (C3MR), Shell & APCI Dual Mixed Refrigerant (DMR), Parallel Mixed Refrigerant (PMR) Process, IFP/Axens Liquefin, Gaz de France Integral Incorporated Cascade (CII), APCI AP-X, StatOil Linde Fluid Cascade (MFC). O terceiro grupo é composto pelas patentes Single Nitrogen Expander, Double Nitrogen Expander, Dual Independent Expander, BHP Compact LNG (cLNG).

Conforme Wood et al, (2007) e Teles (2010) os processos mais indicados para um navio FLGN, cada um deles com suas vantagens e desvantagens, são: SMR, DMR, C3MR, Turbo-expansão com Nitrogênio (TE-N2), e adiante apresentados, respectivamente, nas Figs. 3, 4, 5 e 6.

3.1. Mistura simples de refrigerante (*Single Mixed Refrigerant - SMR*®)

Pela Figura 3 GN é liquefeito à pressão atmosférica com um refrigerante em ciclo único, utilizando um permutador de calor.

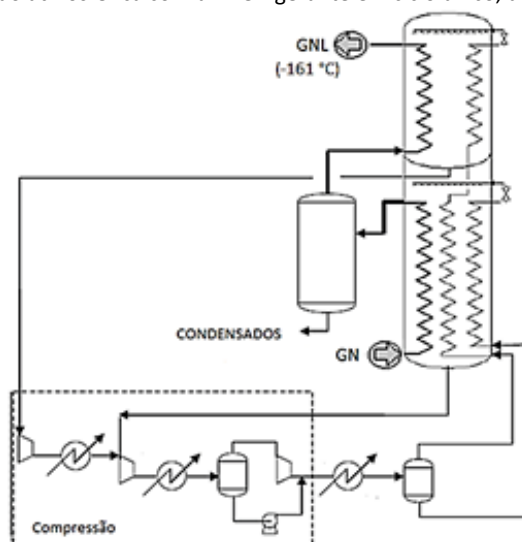


Figura 3 - Processo SMR

Adaptado de: Teles et al. (2010). Fonte: Mello e Carvalho (2014)

O Ciclo é classificado conforme a quantidade de níveis de pressão, podendo operar com nível único (Processo com Mistura Refrigerante-MR de estágio único), mas também com diferentes níveis (Processo com MR de múltiplos estágios) (Roberts et al., 2002). Ao entrar no permutador de calor principal, GN é pré-resfriado e os hidrocarbonetos pesados são condensados, resultando um gás rico em metano.

3.2. Mistura dupla de refrigerante (*Dual Mixed Refrigerant - DMR*®)

Foi desenvolvido para superar o fator limitante do tamanho do compressor de propano utilizado no C3MR. O processo ilustrado na Figura 4 tem sua operação baseada em liquefazer o GN em dois ciclos de refrigeração, utilizando duas MR's.

³ Mistura de Refrigerantes, ou *Mixed Refrigerant* (MR) é uma mistura de gases rica em nitrogênio e hidrocarbonetos com baixos pontos de bolha. Sua composição Ideal é definida com base nos parâmetros da planta, como, por exemplo, operação e temperatura (Mokhatab et al., 2014).

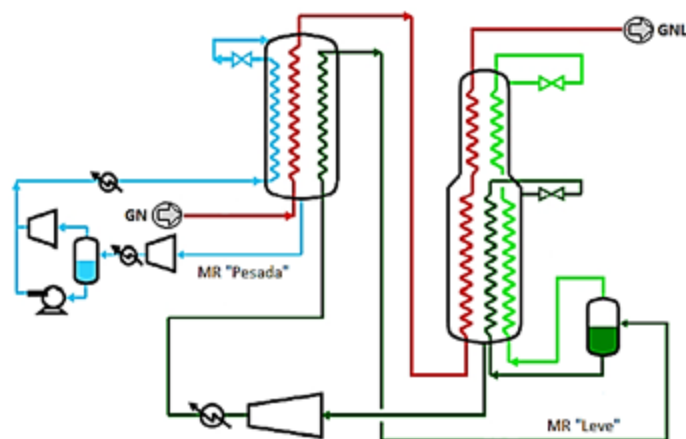


Figura 4 - Processo DMR

Adaptado de: Bukowski et al. (2011). Fonte: Mello e Carvalho (2014)

3.3. APCI C3MR®

Desenvolvido pela *Air Products & Chemicals Inc.* (APCI), o processo mostrado na Figura 5 liquefaz o GN em duas etapas: pré-resfriamento utilizando propano como fluido refrigerante em diferentes níveis de pressão, e liquefação utilizando uma MR composta por nitrogênio, metano, etano e propano.

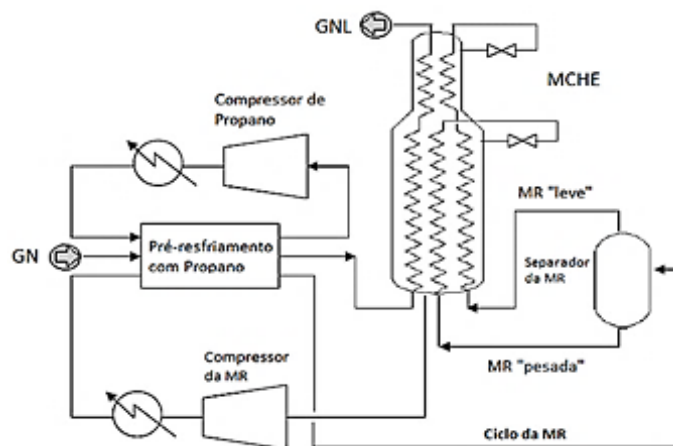


Figura 5 - Processo C3MR. Adaptado de: Telles et al.(2010)

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Uma característica que o torna este processo interessante é o ciclo de propano ser dividido em duas correntes. Uma, resfria o GN do circuito de pré-resfriamento, enquanto a outra resfria a MR do ciclo de liquefação. A etapa mais importante ocorre no MCHC, do tipo SWHE. Alguns trens operam com capacidade em torno de 5 MTPA (Roberts, 2002). O primeiro ciclo, constituído por componentes 'pesados', realiza o pré-resfriamento do GN. No segundo, o GN é condensado por uma mistura de componentes 'leves'. O MCHC é do tipo SWHE.

3.4. Turbo expansão de nitrogênio (*Nitrogen Expander*) - TE-N2®

Gás Natural é submetido a ciclos de compressão e expansão por meio de nitrogênio. A eficiência nos expansores é considerada alta, em torno de 85%, podendo ser aumentada quando se aumenta o número de ciclos (Mokhatab et al., 2014). O refrigerante utilizado no pré-resfriamento é o propano. O processo é mostrado na Figura 6, em que o permutador de calor utilizado é PFHE, podendo também ser utilizado o SWHE.

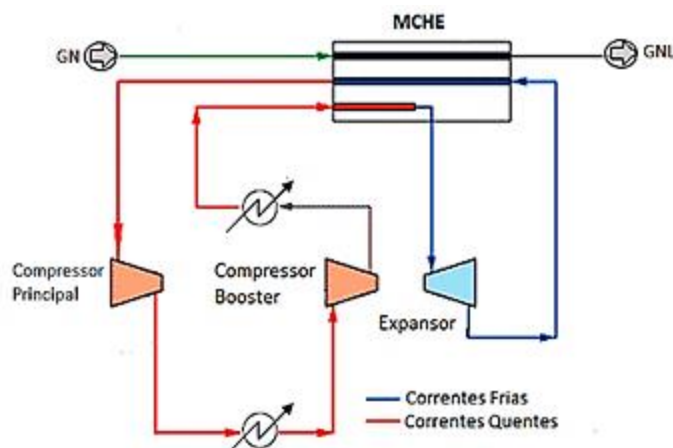


Figura 6 – Processo Turbo Expansão de Nitrogênio TE-N2

Disponível em: http://www.worldoil.com/uploadimages/al_Wood_fig1.gif.

Acesso em: 25/09/2014.

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

4. Escolha das tecnologias dos processos de liquefação

4.1. Discussão preliminar

Na literatura aberta, citando alguns autores (Lim, et al., 2013; Buckowski, et al., 2011; Telles, et al., 2010; Bosma e Nagelvoort, 2009; Wood, et al., 2007) pode-se encontrar uma quantidade substancial (> 50) de critérios de escolha para eleger a(s) tecnologia(s) de processo de liquefação mais adequada para ser(em) considerada(s). Mediante pesquisa de pontos convergentes e experiência adquirida nas áreas de Gás Natural, Gás & Energia e Exploração & Produção da Petrobras, desse conjunto amplo, selecionou-se algumas tecnologias e alguns critérios para compor a cesta que será objeto do presente trabalho.

Wood et al. (2007) discutem amplamente a escolha de tecnologias adequadas para serem instaladas no *topside* de um FLNG e consideram que a expansão com nitrogênio, TE-N2, supera C3MR, DMR e Cascata Optimizada como escolha de tecnologias comprovadas, propondo o critério seguinte: (1) menor espaço de *layout* requerido no *topside*, (2) menor quantidade de equipamentos de processo, (3) não manuseia/armazena refrigerantes inflamáveis no navio, (4) simplicidade operacional e menor riscos de segurança de processo, (5) facilidade/rapidez para estabilizar a produção considerando frequentes paradas/retomadas, (6) baixa sensibilidade a movimentos do navio, menor peso dos equipamentos e baixo CapEx (*Capital Expenditure*), (8) alta flexibilidade a mudanças na composição do *feed gas*⁴ quando comparada com o processo de cascata otimizada, (9) facilidade operacional/instalação/manutenção, (10) baixo custo operacional.

Segundo Wood e Economides (2009), uma das principais técnicas recomendadas para aplicação em FLNG poderia ser a de expansão por nitrogênio, porém tendo sido comprovadas em plantas de *peakshaving*⁵, por sua simplicidade e autonomia operacional, estabilidade - posto que nitrogênio se mantém gasoso por todo o processo- e por ser um refrigerante não inflamável. Contudo, como contraponto, (Teles et al., 2010) entendem que apresenta baixa eficiência termodinâmica e elevado consumo de energia. Uma maneira de aumentar sua produção é a inserção de ciclos de liquefação.

O processo SMR[®], por outro lado, possui a vantagem de não utilizar ciclos complexos, o que habilita o processo a associar vários trens no intuito de alcançar produções elevadas. Sendo assim, o *make-up*⁶ da mistura pode ser obtido a partir do gás de alimentação presente no próprio FLNG. O que torna este processo atrativo é a autonomia na escolha da composição do da MR para a maior eficiência seja alcançada nos permutadores de calor (Gong, 2004). Porém, sua eficiência termodinâmica é considerada baixa. Outra desvantagem é que, para capacidades maiores que 2 MTPA, o processo requer mais de um permutador (Bukowski et al., 2011).

Já o processo DMR[®] possui a vantagem de ser altamente eficiente como também este processo possui um menor inventário de hidrocarbonetos ao ser comparado com os processos SMR e APCI C3MR. Apesar disso, o fato deste processo requerer armazenamento de hidrocarbonetos líquidos, torna-se um empecilho para sua aplicação em plantas *offshore*. (Mokhatab et al., 2014). Um dos motivos responsáveis pra contempla o processo APCI C3MR é o fato de ser esta a tecnologia que mais utilizada mundialmente em plantas de *baseload*⁷, representando uma participação mundial de cerca de 80% (Fathalla, 2013). Dentre todos os processos, o APCI C3MR apresenta o menor consumo energético (12,2 kW/t•d) e a maior eficiência termodinâmica (Barclay e Denton, 2010).

Para a escolha dos processos a serem analisados, este trabalho foi alinhado nas recomendações de Lim et al. (2013) [Prico MR, C3MR, *Cascade*], Wood et al. (2007) [Turbo-expansão com Nitrogênio (TE-N2), C3MR, DMR, *Optimized Cascade*] e Telles et al.

⁴ Gás natural de alimentação da planta de liquefação.

⁵ Plantas terrestres de pequena capacidade utilizadas para regularizar picos de demanda.

⁶ Nome dado para a corrente que repõe perdas em um circuito fechado.

(2010) (da Petrobrás). E, com base nas justificativas apresentadas, os processos selecionados para o projeto em questão são: APCI C3MR, DMR, SMR e TE-N2.

As Tabelas 2 e 3 ilustram alguns exemplos de quesitos requeridos a serem contemplados na comparação de tecnologias de processo de plantas de liquefação e navios FLNG.

Tabela 2 - Características relevantes para se implantar uma planta de GNL em um navio FLNG

• Capacidade de produção
• Quantidade de equipamentos e complexidade do processo
• Eficiência termodinâmica
• Consumo de energia
• Estrutura do <i>topside</i>
• Não haver limitação para enchimento parcial dos tanques de armazenamento devido a <i>sloshing</i> ⁸
• Poder operar sem restrições de condições de marés atmosféricas e climáticas
• Otimização do <i>layout</i> do <i>topside</i> para acomodar as plantas de processamento primário e liquefação
• <i>Topside</i> preferencialmente plano
• Integração entre <i>topside</i> , tanques de armazenamento e <i>offloading</i> do GNL
• Peso do navio e do MCHE
• Campanhas do navio com baixo índice de docagem em estaleiro
• Integridade física do permutador de calor principal (MCHÉ) em relação ao jogo de mar aberto
• Armazenamento de mistura de fluidos refrigerantes inflamáveis com classificação das áreas do <i>topside</i>

Adaptado de: Wood et al. (2007), Teles et al. (2010) e Lim et al. (2013).

Tabela 3 - Plantas de liquefação

Itens típicos / Tecnologia	Vantagens	Desvantagens
APCI C3MR	• Mais eficiente ao usar MR para resfriar o GN e o custo do compressor pode ser justificado baseado na reserva global de energia proveniente do propano; • Configuração simples	• Elevado custo de equipamento (SWHE - <i>Spiral wound heat exchanger</i>) • Elevado custo de utilidades
DMR	• Sistema simples de compressão • Elevada eficiência térmica	• Uso de múltiplos refrigerantes; • Maior quantidade de equipamentos • Operação mais complexa
MCHÉ (Main Cryogenic heat exchanger)	• Flexibilidade operacional	• Custo Elevado
Capacidade do maior trem de liquefação	• Custo de capital (CapEx) por tonelada de GNL liquefeito mais elevado vs. menor flexibilidade	• Alguns equipamentos/processos podem requerer desenvolvimento adicional
Compressores axiais	• Eficiência mecânica elevada	• Adequado somente para elevadas vazões
Resfriamento a ar	• Menor custo de capital do que com resfriamento à água	• Menor eficiência de processo • Maiores custos operacionais
Aquecimento com vapor d'água	• Elimina a necessidade de geração de vapor e tratamento d'água	• Custo e peso elevado da caldeira

Adaptado de: Bukowski et al. (2011), Bosma e Nagelvoort (2009).

Em seguida, balizou-se a aplicação da metodologia de tomada de decisão, que no caso presente ficou mercê das características do problema e da adequação/efetividade da técnica ao problema que ora se coloca. Optou-se pelo Processo Analítico de Hierarquização (*Analytical Hierarchy Process* - AHP) [mais, adiante, no item 5.1 [Análise Multi-critério baseado na *Analytic Hierarchy Process* (AHP)]].

5. Metodologia para tomada de decisão

Este capítulo apresenta a metodologia para tomada de decisão – AHP - para escolha da tecnologia de processo a ser utilizada para instalar a planta de liquefação no *topside* de um navio FLNG.

⁸ Movimentação da carga líquida no interior do tanque do navio devido ao movimento do mar. Esse movimento pode acarretar esforços e tensões sobre a estrutura do tanque, gerando fadiga e fragilização das estruturas.

5.1. Análise Multi-Critério baseado na *Analytic Hierarchy Process* (AHP)

5.1.1. Introdução

A AHP foi proposta por Thomas Saaty na década de 1970 e é uma ferramenta pragmática e eficiente no auxílio à tomada de decisão, pois reduz a subjetividade de uma análise por meio de comparações realizadas par-a-par, observando aspectos objetivos e subjetivos – necessários, principalmente, quando não se dispõe de antemão de informações concretas, e sim apenas de informações baseadas em dados estocásticos. As comparações podem ser feitas utilizando valores reais ou por uma escala que indica a importância do critério através de um peso (Escala de Saaty). O AHP também possui um meio de verificar a consistência do critério utilizado, reduzindo assim a incerteza das escolhas realizadas (Saaty, 1987).

5.1.2. Aspectos gerais da metodologia

O método baseia-se em estabelecer prioridades a partir da agregação de valores aos critérios selecionados e na construção de hierarquias (árvores de decisão). Estes critérios serão aplicados nas tecnologias utilizadas para liquefação de GN e nas variáveis que envolvem a instalação das mesmas (Gomes, 2004). Fundamentalmente, a AHP: (i) divide o problema em níveis hierárquicos de estrutura linear *top down* (do topo para baixo na árvore), facilitando sua compreensão e avaliação, (ii) determina por meio da síntese dos valores das decisões uma medida global para cada uma das alternativas, e (iii) prioriza as alternativas ao finalizar o método (Gomes, 2004). A estrutura da árvore de decisão pode ser representada esquematicamente pela Figura 7.

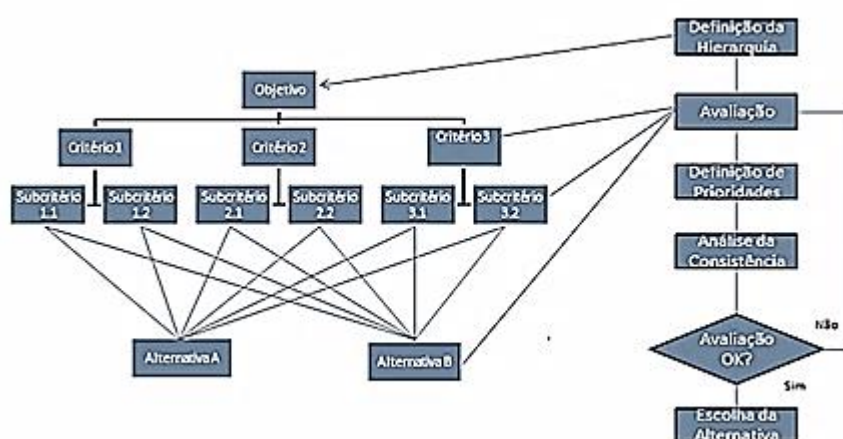


Figura 7 - Fluxo de atividades para auxílio a tomada de decisão do método AHP.

Fonte: Mello e Carvalho (2014). Adaptado de: Santos (2010).

Podem ser citadas as seguintes etapas: (i) formulação do problema, (ii) julgamentos de mérito e de valores, em que se constroem as matrizes de decisão, e por último, (iii) a etapa de desenvolvimento por matrizes ou algoritmos, para sintetizar os resultados. O *network* dessas etapas pode ser visualizado na Figura 8.

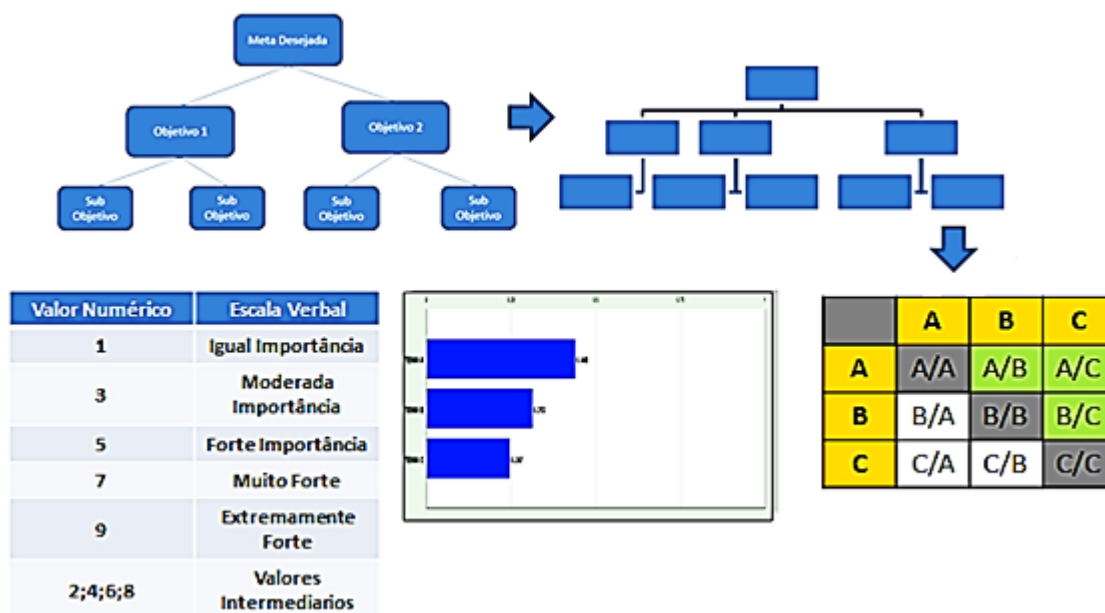


Figura 8- Etapas da AHP. Fonte: Mello e Carvalho (2014). Adaptado de: Belderrain e Silva (2009).

A Figura 9 ilustra exemplo de alguns atributos considerados no presente trabalho.



Figura 9 - Exemplo do AHP aplicado à tecnologia do processo APCI C3MR. Fonte: Mello e Carvalho (2014).

5.1.3. Modelagem matemática da metodologia

5.1.3.1. Construção da árvore de decisão

Tomando por base as Figuras 7 a 9, alguns passos devem ser executados para utilizar a metodologia do AHP. Em primeiro lugar, deve-se construir uma hierarquia, apresentando foco principal, critérios, subcritérios (quando aplicáveis – no caso em pauta: peso do trocador de calor principal, custo operacional e eficiência energética - para o cálculo da eficiência, serão utilizados balanços materiais) e as alternativas. Em seguida, realiza-se a aquisição de dados ou coleta de julgamentos de valor, no intuito de atribuir graus de importância para os mesmos. Depois, os critérios são comparados par a par, de acordo com sua importância, gerando matrizes de comparação. A Tabela 4 ilustra os níveis graus de importância e uma matriz de comparação.

Tabela 4 - Escala fundamental de Saaty

Intensidade da importância em escala absoluta	Definição
1	Importância semelhante
3	Levemente importante
5	Importância grande ou essencial
7	Importância muito grande ou demonstrada
9	Extremamente importante
2,4,6,8	Valores intermediários

Fontes: Saaty (1987); Mello e Carvalho (2014)

Sintetizam-se os dados obtidos a partir dos julgamentos de alcançar (cálculo de autovalores e autovetores; mais, adiante). Analisa-se a consistência do julgamento, classificando as alternativas viáveis, segundo critérios adotados, ainda que empíricos, mas desde que consentâneos com as melhores práticas adotadas para a atividade (Costa, 2006).

5.1.3.2. Cálculo do auto vetor de comparação dos critérios

Conforme Mello e Carvalho (2014), a matriz de comparação $M = (m_{ij})$, possui ordem n (quantidade de critérios: 1, 2,...) e admite apenas valores reais. Os valores de i e j correspondem, respectivamente, as linha e colunas.

A variável m representa a importância de cada alternativa de comparação de critérios e m_{ij} representa a importância da alternativa de comparação i em relação à alternativa de comparação j , tal que satisfaçam à condição:

$$m_{ij} \cdot m_{ji} = 1 \quad (1)$$

Para que M possa ser considerada consistente, a seguinte condição necessária e suficiente deve ser satisfeita:

$$m_{ij} \cdot m_{jk} = m_{ik} \quad (2)$$

A partir da matriz M , calcula-se a matriz de comparação normalizada M_{norm} dividindo-se os elementos de cada coluna, m_{ij} , pela soma dos termos da coluna correspondente, $\sum_{k=1}^n m_{kj}$, obtendo-se para cada termo da matriz uma média conforme a Eq. (3).

$$\bar{m}_{ij} = m_{ij} / \sum_{k=1}^n m_{kj} \quad (3)$$

A Tabela 5 apresenta exemplifica o cálculo do denominador da Equação (3) para uma matriz M_{norm} de ordem $n = 3$, e a Equação (3) é a expressão matemática da matriz M_{norm} .

Tabela 5 - Determinação da soma dos termos das colunas

Linha/ Coluna	α	β	γ
δ	m_{11}	m_{12}	m_{13}
ϕ	m_{21}	m_{22}	m_{23}
λ	m_{31}	m_{32}	m_{33}
Soma	$\sum \text{col} \alpha = m_{11} + m_{21} + m_{31}$	$\sum \text{col} \beta = m_{12} + m_{22} + m_{32}$	$\sum \text{col} \gamma = m_{13} + m_{23} + m_{33}$

$$M_{\text{norm}} = \begin{pmatrix} m_{11}/\sum \text{col} \alpha & m_{12}/\sum \text{col} \beta & m_{13}/\sum \text{col} \gamma \\ m_{21}/\sum \text{col} \alpha & m_{22}/\sum \text{col} \beta & m_{23}/\sum \text{col} \gamma \\ m_{31}/\sum \text{col} \alpha & m_{32}/\sum \text{col} \beta & m_{33}/\sum \text{col} \gamma \end{pmatrix} \quad (4)$$

Se os julgamentos dos critérios n forem consistentes, é de se esperar que as três colunas tenham valores iguais (Costa, 2006). Em seguida, calcula-se o autovetor $\mathbf{m}$ de desempenho dos critérios da matriz de comparação M de critérios n . Trata-se de um vetor coluna, em que cada elemento é calculado a partir da média dos elementos que compõem cada linha de M_{norm} , conforme Equação (5):

$$\mathbf{m} = \frac{\sum_{j=1}^n \bar{m}_{ij}}{n} \quad (5)$$

5.1.3.3. Cálculo do auto vetor de desempenho das alternativas e da matriz de desempenho global

Seguindo procedimento análogo, calcula-se agora a matriz de desempenho global das alternativas G à luz de cada critério, e seus respectivos auto vetores g de desempenho global dos critérios. A partir desses auto vetores, obtém-se a matriz de desempenho global das alternativas G , que possui z colunas, onde z representa a quantidade de alternativas, admitindo valores reais, tal que

$$G = \begin{pmatrix} g_1 & \cdot & \cdot & \cdot & g_z \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ g_\xi & \cdot & \cdot & \cdot & g_\omega \end{pmatrix} \quad (6)$$

Cada coluna de G , $(g_1 \cdots g_z)$, corresponde a um dado auto vetor-coluna $g(g_z \cdots g_\omega)^{-1}$. Conhecendo-se o auto vetor de desempenho de critérios, m , e a matriz de desempenho global das alternativas G , pode-se calcular seu auto vetor de desempenho global g , conforme Equação (6):

$$g = m \cdot G \quad (7)$$

Cada termo de g , ou seja g_i , representa o desempenho global da i -ésima opção. Dessa forma, o *ranking* das alternativas é obtido ordenando os termos de g_i e, de acordo com o método, em ordem decrescente.

5.1.3.4. Cálculo do maior autovalor

Este trabalho utiliza o método de Saaty (1987) que determina o autovalor aproximado $\lambda_{\max}$ de uma matriz auxiliar, A , introduzida nesta etapa para calcular o índice de consistência de todo o processo.

D é uma outra matriz também introduzida pelo método, para levar em conta o desempenho das alternativas de comparação i e j à luz do n -ésimo critério n (1, 2,...). A partir de D , calcula-se a matriz auxiliar A , multiplicando cada termo da j -ésima coluna de D pelo valor de g_j acima determinado.

Conforme o método, são definidos então os elementos dessas duas matrizes D e A , conforme Equações (8) e (9), respectivamente.

$$D = \begin{pmatrix} n_{11} & n_{12} & n_{13} \\ n_{21} & n_{22} & n_{23} \\ n_{31} & n_{32} & n_{33} \end{pmatrix} \quad (8)$$

$$A = \begin{pmatrix} n_{11} g_1 & n_{12} g_2 & n_{13} g_3 \\ n_{21} g_1 & n_{22} g_2 & n_{23} g_3 \\ n_{31} g_1 & n_{32} g_2 & n_{33} g_3 \end{pmatrix} \quad (9)$$

Em seguida, calcula-se o vetor auxiliar a , onde cada termo a_i corresponde ao somatório da i -ésima linha $i = (1, 2, \dots)$ de A tal que, por exemplo, para linha $i = 2$:

$$a_2 = (n_{21} g_1 + n_{22} g_2 + n_{23} g_3) \quad (10)$$

Para um vetor-linha qualquer, tem-se que

$$\mathbf{a}_i = \sum_{j=1}^n A_{ij} \quad (11)$$

Com isso, calcula-se um novo vetor auxiliar $\mathbf{b}$ dividindo cada termo a_i do vetor $\mathbf{a}$ pelo valor de g_i do vetor $\mathbf{g}$ tal que:

$$\mathbf{b} = (a_1/g_1, a_2/g_2, \dots, a_n/g_n) \quad (12)$$

O máximo autovalor da matriz $\mathbf{D}$ de desempenho das alternativas é obtido através da razão entre a soma dos termos do vetor auxiliar $\mathbf{b}$ e a ordem n da matriz $\mathbf{M}$, tal que

$$\lambda_{\max} = \frac{\sum_{i=1}^n b_i}{n} \quad (13)$$

5.1.3.5. Cálculo do índice de consistência e da razão de consistência

A AHP possui a vantagem de poder calcular a consistência da análise. O índice de consistência IC indica que quanto o maior for o autovalor $\lambda_{\max}$, mais ele se afasta da ordem n da matriz $\mathbf{D}$ (que tem a mesma ordem da matriz $\mathbf{M}$, dado os mesmos critérios de comparação adotados para análise), que é determinada pela quantidade de critérios (1, 2,..., n). Este índice é obtido a partir do máximo autovalor e da ordem da matriz, de acordo com a Equação (13) em que n é o n -ésimo critério e $\lambda_{\max}$ é determinado pela Equação (12). Dessa forma, tem-se:

$$IC = \frac{|\lambda_{\max} - n|}{n - 1} \quad (14)$$

Nesta equação, quanto maior for a ordem da matriz $\mathbf{D}$, menor será o índice de consistência (Costa, 2006). Ademais, pode-se avaliar sua consistência por meio da razão RC em função da ordem da matriz de comparação $\mathbf{M}$ tal que

$$RC = \frac{IC}{IR} \quad (15)$$

onde RC é a razão de consistência da matriz $\mathbf{M}$, IC representa o índice de consistência determinado com a Equação (13) e IR é o índice obtido com a hipótese de que a matriz de desempenho $\mathbf{D}$ seja gerada com processos estocásticos de números aleatórios, considerando a quantidade de critérios n .

Para fins do caso em tela, balizou-se que análise seria consistente para valores de RC menores que 0,1, entendida com a tolerância admissível para problemas do tipo que ora se coloca neste estudo (Lima, 2014). A Tabela 6 apresenta os valores para a este índice IR que 'medem' a razão de consistência da matriz fictícia que seria gerada por processos estocásticos. Esta tabela apresenta a ordem da matriz $\mathbf{M}$ variando entre 2 e 9, que dá suporte a maioria dos casos de tomada de decisão semelhante ao caso presente, conforme Saaty (1987) e Lima (2014).

Tabela 6 - Índices de consistência. Fonte: Saaty (1987)

Ordem da matriz $\mathbf{M}$	IR
2	0
3	0,58
4	0,90
5	1,12
6	1,24
7	1,32
8	1,41
9	1,45

6. Modelagem termodinâmica e matemática do processo APCI C3MR®

Este processo tem lugar em duas etapas. A primeira é o ciclo de pré-resfriamento do GN e da MR por compressão a propano conforme Figura 10 e a segunda é o ciclo de liquefação do GN por compressão da MR em 3 níveis de pressão, apresentado na Figura 11 adiante.

Alguns dos parâmetros a serem usados no cotejo para escolha do processo tecnológico como p. ex., produção de GNL, potência específica dos compressores, eficiência relativa do trem de produção, necessitam serem modelados termodinamicamente. Dessa forma, é necessário o conhecimento fundamental do processo. Os princípios e a metodologia apresentados adiante são aplicáveis a qualquer outro processo contemplado na escolha, saber: APCI C3MR, DMR, SMR e expansão de nitrogênio, TE-N2.

6.1. Descrição sucinta do processo do ciclo termodinâmico de pré-resfriamento com C_3H_8 e liquefação com MR

Dos quatro processos citados, APCI C3MR, DMR, SMR e TE-N2, segundo Fathalla (2013), a tecnologia APCI C3MR é uma das mais utilizadas mundialmente em plantas de *baseload* desde os anos '70 e, a depender de algumas características do navio FLNG, p. ex., capacidade de produção, pode ser contemplado como possível 'candidata' (Teles et al., 2010). Além disso, possui requisitos de ser uma tecnologia madura (*field proven*), representando uma participação mundial de cerca de 80%, razão de ser aqui simulado. Dessa forma ele será modelado termodinamicamente, pois é o único do qual se dispõe de dados, conforme Ronceros (2008).

6.1.1. Descrição do processo do ciclo de pré-resfriamento com C_3H_8

Na Figura 10, GN é pré-resfriado no ciclo de compressão de vapor de C_3H_8 , antes de entrar no permutador criogênico MCHC.

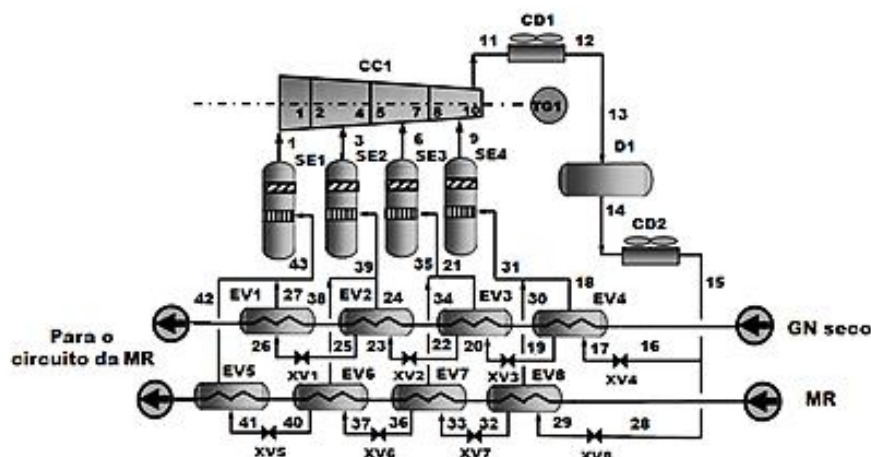


Figura 10 - Fluxograma esquemático do ciclo de pré-resfriamento a propano
Adaptado de: Mello e Carvalho (2014) e Ronceros (2008).

Propano também é usado para resfriar MR que é usada no MCHC. $C_3H_8(v)$ é comprimido por compressor centrífugo acionado por turbina a gás, e sua expansão ocorre em diferentes níveis de pressão de evaporação garantindo diferentes temperaturas de ebulição. O ciclo é dotado de válvulas de expansão, XV1-XV8, e evaporadores de propano, EV1-EV8, cada um deles dedicado a uma pressão definida (Mello e Carvalho, 2014).

O ciclo tem início com a compressão de $C_3H_8(v)$ em quatro estágios até 1,5 MPa. Os níveis de temperatura e pressão praticados operacionalmente na planta de *baseload* de Pampa Melchorita, segundo Ronceros (2008) são: (i) 'Muito-Alta' (HHP): 12,61 °C e 0,685 MPa; (ii) 'Alta' (HP): -5,01 °C e 0,406 MPa; (iii) 'Media' (MP): -20,55 °C e 0,239 MPa; (iv) 'Baixa' (LP): -36,25 °C e 0,130 MPa. Cada etapa tem por finalidade reduzir a temperatura do GN e retirar, nos respectivos pontos de ebulição, componentes que podem solidificar durante o processamento, a saber: Hg, H_2O , nC4, iC4, nC5, iC5, C5+, C6, C7, dentre outros.

Para garantir a entrada de somente $C_3H_8(v)$ no compressor CC1, são instalados separadores S1-S4 a montante dessa máquina, associados os estados de sucção 1, 3, 6 e 9. O fluxo de refrigerante é oriundo dos evaporadores EV1-EV8, trocam calor com o GN e a MR nos estados 31, 35, 39 e 43, na condição de vapor saturado. A pressão do refrigerante $C_3H_8(v)$ é elevada até atingir a pressão do primeiro condensador CD1. Ao passar por ele, $C_3H_8(v)$ é resfriado com ar do estado 11 para 12 na temperatura ambiente. Deste condensador, o refrigerante escoar para o tambor acumulador, D1, na temperatura do estado 13 e à pressão do condensador CD2, no estado 14. Em seguida, entra no segundo condensador CD2 (estados 14 e 15), rejeitando calor também para o ar ambiente, e reduzindo sua temperatura até ao estado 15, à mesma pressão do condensador.

Depois de passar pelos dois condensadores, o fluxo do refrigerante C_3H_8 é dividido em duas correntes, 16 e 28, sendo expandido em duas válvulas, XV4 e XV8. Nelas, o refrigerante passa de líquido saturado à mistura bifásica, definida pelos estados 17 na entrada de EV4, e 29, na entrada de EV8. O mesmo processo ocorre, sucessivamente, nas entradas dos demais evaporadores EV3-EV1 e EV7-EV5, por meio das válvulas XV3-XV1 e XV7-XV5, respectivamente.

Essas mesmas baterias de evaporadores com arranjo em paralelo atendem também à demanda de frio do ciclo de liquefação com MR, com as correntes entre os estados termodinâmicos 51 e 55.

6.1.2. Descrição do processo do ciclo de liquefação com MR

A liquefação propriamente dita em temperaturas criogênicas, mostrada na Figura 11, é proporcionada por uma mistura de refrigerantes, MR, em circuito fechado, quando utilizado ciclo de compressão de vapor. A mistura é composta por N_2 , CH_4 , C_2H_6 e C_3H_8 , e para liquefazer e sub-resfriar o gás de alimentação, GN, no permutador de calor principal criogênico, MCHE. A MR é comprimida a partir de 0.423 MPa, em três níveis: i) 'Baixa' (BP): 1,8 MPa; ii) 'Média' (MP): 2,619 MPa; 'Alta' (AP): 4,68 MPa.

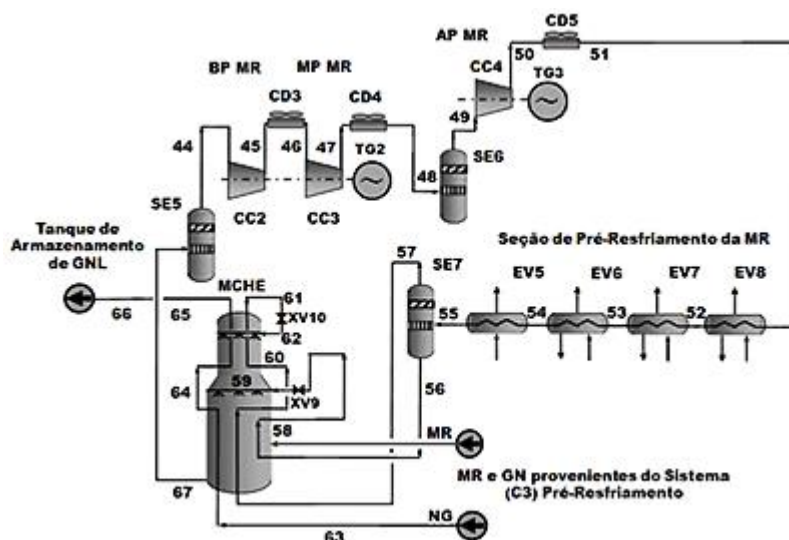


Figura 11 - Fluxograma esquemático do ciclo de liquefação do GN
Adaptado de: Mello e Carvalho (2014) e Ronceros (2008).

Assim como no ciclo de pré-resfriamento, é necessário garantir a entrada somente de vapor nos compressores, razão pela qual são instalados os vasos separadores S5 e S6, a montante de CC2 e CC3, respectivamente, nas correntes 44 e 49. O ciclo conta com três compressores, CC2, CC3 e CC4, para baixa, média e alta pressão, respectivamente, que são acionados, respectivamente, por turbogerador a gás dedicado (para CC2 e CC3), TG2, e pelo turbogerador, TG3, e motor auxiliar (para CC4) do ciclo de C_3H_8 . A compressão eleva a pressão e temperatura da MR, até os estados 45, 47 e 50, necessitando dos inter-resfriadores CD3-CD5 entre, respectivamente, 45-46, 47-48 e 50-51, de modo a garantir que temperatura de saída de cada condensador, nos estados 46, 48 e 51, esteja na faixa 28-30 °C.

Após a compressão, a MR é pré-resfriada até aproximadamente -35 °C, pelas quatro etapas do ciclo de C_3H_8 em paralelo com pré-resfriamento do GN de alimentação. A MR já pré-resfriada, é enviada ao MCHC para resfriar o GN de alimentação. O *make-up* de CH_4 da MR é feito com GN de alimentação, que detém a maior quantidade de CH_4 , e o de N_2 é feito com a separação do ar, em instalação à parte.

Da saída de CD5, a MR vai para os evaporadores do sistema de pré-resfriamento, para abaixar a temperatura das correntes de entrada e saída de MR em cada evaporador, ou seja, 51-52, 52-53, 53-54 e 54-55. Este processo foi descrito no sistema anterior. Como a MR está na condição bifásica na corrente 55, é necessário instalar o separador SE7, para separá-la em duas fases distintas com as correntes: 56, como líquido saturado pelo fundo do vaso, que se encontra na pressão de saída do compressor CC4, a 57, que sai pelo topo de SE7 como vapor saturado. A corrente 56, segue para o MCHC, onde sua temperatura é reduzida para o estado 58, seguindo para a válvula de expansão, XV9, onde é "flasheada" até a pressão no estado 59, sendo, também, reduzida sua temperatura (Gong, 2004).

A corrente 57 é enviada ao MCHC onde reduz sua temperatura, saindo depois como corrente 60 para trocar calor com a parte líquida no permutador de calor, retornando para trocar calor com a parte vapor que se encontra também em seu interior. Já no estado bifásico da corrente 61, esta fração da MR passa por outra válvula de expansão, XV10, reduzindo sua temperatura e pressão como estado 62. O GN entra no MCHC, na condição do estado 63, troca calor com a MR e sai na condição do estado 64, e no segundo nível do permutador troca calor com a MR na condição do estado 62, saindo o GN na condição 65 já no estado líquido com temperatura criogênica de -163.1 °C, obtendo-se assim o GNL.

6.1.2.1. Simulação do ciclo de liquefação

A simulação deste ciclo em particular, decorre da existência na literatura de dados com os quais os resultados aqui obtidos poderão ser comparados com o objetivo de aferir a robustez e reprodutibilidade da formulação adotada no presente trabalho. Os resultados aqui encontrados farão parte da AHP conforme item 10.3 adiante.

A produção de GNL varia segundo o processo de liquefação. Conforme Ronceros (2008), 87,8% das plantas de *baseload* utilizam o processo APCL C3MR. Tendo em vista a relevância deste processo e a utilização do mesmo na Análise Multicritério

optou-se, por exemplo, simular o ciclo de liquefação do GN e a partir do valor encontrado para um parâmetro importante que é o consumo energético de potência da operação dos compressores. Ele é calculado como consumo específico da potência de compressão em kW/t/d. Este valor foi determinado como um dos parâmetros para compor a cesta de atributos a serem contemplados na AHP.

Os dados operacionais usados para a simulação foram os da Planta Melchorita, existente e operando, adotados por Ronceros (2008). Cortaram-se esses dados em 90% nos valores das pressões de operação dos compressores deste ciclo, para fins de comparação e sensibilidade no que diz respeito à composição do gás de alimentação. A composição da MR, que também foi modificada de forma coerente. As Tabelas 8, 9 e 10 apresentam valores dos parâmetros utilizados em Melchorita e no presente trabalho.

MR	Melchorita	Presente trabalho
Metano	40	35
Etano	40	35
Propano	10	15
Nitrogênio	10	15

Tabela 8 - Composição (%w/w) do Gás Natural

Gás Natural	Melchorita	Presente trabalho
Metano	90	85
Etano	10	15

Tabela 9 - Composição da MR (%w/w)

Compressores	Este Trabalho		Planta Melchorita	
	Entrada	Saída	Entrada	Saída
Baixa pressão – CC2	0,423	1,8	0,47	2
Média pressão – CC3	1,8	2,619	2	2,91
Alta pressão – CC4	2,619	4,68	2,91	5,2

Tabela 10 - Pressões do ciclo de liquefação (MPa).

Nesta simulação, Mello e Carvalho (2014) utilizaram as plataformas *Engineering Equation Solver* EES[®] e REFPROP[®] para obtenção de dados de simulação e posterior construção dos gráficos e determinação das equações de estado. Esses dados foram determinados para determinar o ponto crítico, e compará-lo com os calculados por Ronceros (2008), a fim de garantir que a MR adotada para o presente trabalho não operasse dentro da região retrograda. Pelo ponto crítico e cricondembária é possível determinar esta região. A partir da composição da MR do presente trabalho, a curva pressão *versus* temperatura foi gerada. A temperatura crítica encontrada foi de -23,137 °C e a pressão crítica de 7,023 MPa. Ronceros (2008) encontrou, respectivamente, -2,317 °C e 7,831 MPa, demonstrando a robustez da simulação do presente trabalho. A plataforma REFPROP[®] apresentou descontinuidade ao traçar a curva próximo dos valores críticos de temperatura e pressão de uma mistura azeotrópica, por falta de dados experimentais da curva do envelope de cada variável, porém não comprometeu os resultados, visto o sistema presente operar longe da região de condensação retrógrada.

6.2. Princípios fundamentais de conservação

Os princípios fundamentais da conservação da massa, energia, quantidade de movimento linear e a 1ª e 2ª leis da Termodinâmica foram aplicados aos ciclos das Figs. 10 e 11 são os que governam a modelagem matemática dos sistemas mostrados quando aplicados a volumes de controle apropriados.

O consumo específico e a produção são atributos que compõe a cesta de valores utilizados no método AHP e por isso é importante sua determinação. E de acordo com Ravavarapu et al. (1996), o consumo de energia é o produto entre o trabalho específico dos compressores por tonelada de GNL produzido e a produção da planta. A potência total consumida pelos compressores é determinada pela soma da potência dos compressores do ciclo de propano com a potência dos compressores da MR, ou seja, $\dot{W}_{CC1+CC2+CC3+CC4}^{C3+MR}$.

O consumo específico de todo o processo de liquefação é dado pela Equação (16):

$$\dot{W}_{CC1+CC2+CC3+CC4}^{LNG} = \frac{\dot{W}_{CC1+CC2+CC3+CC4}^{C3+MR}}{P_{GNL_day}} = \frac{\dot{W}_{CC1}^{C3} + \dot{W}_{CC2}^{MR} + \dot{W}_{CC3}^{MR} + \dot{W}_{CC4}^{MR}}{P_{GNL_day}} \quad (16)$$

sendo $\dot{W}_{CC1}^{C3}$ a potência consumida pelo trem de compressão no ciclo de pré-resfriamento e $P_{bld}^{LNG_day}$ é a produção de GNL por

dia. Esta última variável não foi simulada neste trabalho, posto que seria necessário simular todo o ciclo com as cargas térmicas dos oito evaporadores, válvulas de expansão e demais equipamentos. Essa abordagem, caso adotada, demandaria dados operacionais desconhecidos.

No entanto, a literatura aberta indica que para plantas com capacidades semelhantes, p. ex., à da Planta de Pampa Melchorita (4,5 MTPA), o consumo específico do ciclo de pré-resfriamento pode ser assumido como sendo em torno 31 MW para $\dot{W}_{C1}^{C3}$ (Ravavarapu et al., 1996). De acordo com Ravavarapu (2009), este valor (31 MW) pode ser adotado para o caso presente para $\dot{W}_{C1}^{C3}$, e, dessa forma, calcular o consumo global, devido à semelhança entre as plantas de *baseload* com a Planta de Pampa Melchorita. O valor de $P_{bld}^{LNG_day}$ para uma planta de *baseload* deste trabalho em t/dia é obtido por Mello e Carvalho (2014) por meio da Equação (17):

$$P_{bld}^{LNG_day} = P_{bld}^{LNG_Evalauted} (10^6/365) \quad (17)$$

A produção de GNL é função de um a série de fatores, dentre eles a tecnologia do processo e o tipo da planta. Para o APCI C3MR, baseando-se em três referências indicadas na Tabela 11, a produção de GNL, $P_{bld}^{LNG_Evalauted}$, em MTPA para o presente trabalho, foi avaliada estimativamente tomando-se a média dos valores conforme a literatura aberta para plantas semelhantes, o que se aproxima do valor real da planta de Pampa Melchorita, $P_{PMP}^{LNG} = 4,5$ MTPA, conforme Ronceros (2008).

Tabela 11 - Valores referência para a produção de GNL

Referência	P_{PMP}^{GNL} (MTPA)
Pita (2006)	4,7
Dagde (2012)	4,6
Pereira (2014)	5,0
Média - Presente Trabalho	4,8

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

$$\text{Logo, } P_{bld}^{LNG_Evalauted} = \frac{4,7 + 4,6 + 5,0}{3} \approx 4,8 \text{ MTPA}.$$

Com a Equação (17), pode-se calcular a produção de GNL por dia, $P_{bld}^{GNL_day} \approx 13,1$ t/dia. Para a estimativa do consumo específico do ciclo de liquefação, foram utilizadas as plataformas EES[®] e HYSYS[®]. Dados que não puderam ser obtidos com essas plataformas, foram simulados com a plataforma HYSYS, conforme diagrama de fluxo mostrado na Figura 12.

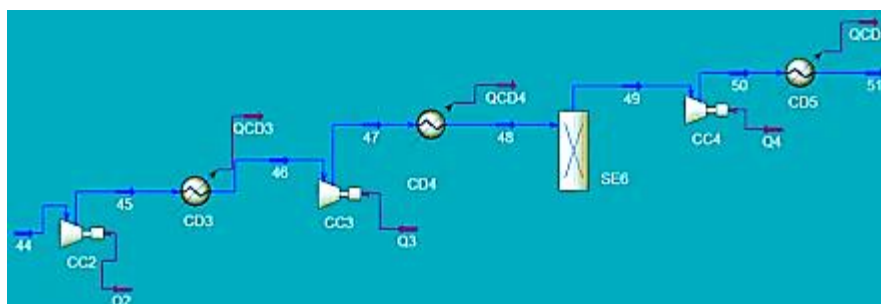


Figura 12 – Fluxograma do trem de compressão do ciclo da MR.
Adaptado de: Mello e Carvalho (2014) e iHYSYS[®]

HYSYS[®] é plataforma utilizada para simulação, análise, síntese e controle de processos químicos. Seu desenvolvimento baseia-se em dados de entrada e saída em cada equipamento. Dado as principais variáveis (pressão, temperatura e vazão mássica) na entrada ou na saída de cada equipamento (para uma composição específica), o programa retorna valores de entrada e/ou saída.

Logo, os dados desconhecidos pela literatura puderam ser obtidos utilizando-se esta plataforma (Mello e Carvalho, 2014). Os dados de entrada para o cálculo do consumo energético total do ciclo de liquefação, fornecidos por Ronceros (2008)⁹, foram:

⁹ As pressões nos estados termodinâmicos 44, 45, 46, 47, 49 e 50 usadas neste trabalho foram 'cortadas linearmente' em 10% para ficarem coerentes com a razão entre o valor de 4,8 MTPA encontrados como médio para a planta de *baseload* deste trabalho, conforme Tabela 11, e o valor e 4,5 MTPA adotado por Ronceros (2008). O objetivo do 'corte' foi para se tronarem coerentes com os dados encontrados por aquela referência.

$$P_{CC2}^{MR_{44}} = 0,423 \text{ MPa}$$

$$P_{CC2}^{MR_{45}} = P_{CC3}^{MR_{46}} = 1,8 \text{ MPa}$$

$$P_{CC3}^{MR_{47}} = P_{SE6}^{MR_{48}} = P_{CC4}^{MR_{49}} = 2,619 \text{ MPa}$$

$$P_{CC4}^{MR_{50}} = P_{CD5}^{MR_{51}} = 4,68 \text{ MPa}$$

$$T_{CC3}^{MR_{46}} = T_{CC3}^{MR_{48}} = 303 \text{ K}$$

$$\dot{m}_{CC2/CC3/CC4}^{MR_{44;45/46;47/49;50}} = 426,32 \text{ kg/s}$$

Aplicando as temperaturas encontradas, os valores de entalpias e vazões mássicas nas Equações (18), (19) e (20), é possível encontrar o consumo energético em cada compressor do ciclo da MR (CC2, CC3 e CC4).

$$\dot{W}_{CC2}^{MR} = \dot{m}_{CC2}^{MR_{45}} (h_{CC2}^{MR_{45;1}} - h_{CC2}^{MR_{44}}) \quad (18)$$

$$\dot{W}_{CC3}^{MR} = \dot{m}_{CC3}^{MR_{46}} (h_{CC3}^{MR_{47;1}} - h_{CC4}^{MR_{46}}) \quad (19)$$

$$\dot{W}_{CC4}^{MR} = \dot{m}_{CC4}^{MR_{48}} (h_{CC4}^{MR_{48;50;1}} - h_{CC4}^{MR_{48}}) \quad (20)$$

$$\dot{W}_{CC2}^{MR} = 67.853 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{CC3}^{MR} = 26.247 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_{CC4}^{MR} = 63.214 \text{ kW}$$

Com o valor de $\dot{W}_{CC1}^{C3} = 31,0 \text{ MW}$ e os valores encontrados para os demais compressores do ciclo de resfriamento, o consumo total é $\dot{W}_{CC1+CC2+CC3+CC4}^{C3+MR} = 31,0 + 67,8 + 26,2 + 63,2 = 188,2 \text{ MW}$. Pela Equação (16), o consumo específico é $\dot{w}_{CC1+CC2+CC3+CC4}^{LNG} = 14,4 \text{ MW/t/dia}$

7. Resultados e discussão

7.1. Mapeamento dos fatores mais relevantes para subsidiar a Análise Multicritério

A escolha do melhor processo de liquefação é uma das principais dificuldades encontradas atualmente para a construção de um FLNG. Trata-se da primeira e mais importante etapa no projeto da planta, e está normalmente associada a estudos de viabilidade (Shukri, 2004). Devem ser identificadas as principais opções e estabelecer critérios para compará-las. O tipo de processo, equipamentos e as características do sistema de refrigeração, por exemplo, são essenciais nessa escolha (Bosma e Nagelvoort, 2009).

A seleção da tecnologia é definida pela disponibilidade e recursos financeiros do investidor. Sua otimização demanda conhecimento prévio, p. ex., da eficiência do processo, capacidade de produção, tipo de refrigerantes utilizados, impactos e estresses causados pela movimentação da embarcação, limitação de tamanho e peso dos equipamentos no *topside* do navio, dificuldade de manutenção ou substituição de equipamentos por corrosão devido à presença de água do mar, e interrupções nas companhias por docagens constantes em estaleiros. (Bukowski et al., 2013). Para aplicação *offshore*, também devem ser observados aspectos como flexibilidade operacional, potência dos compressores, número de trens de liquefação, atmosferas explosivas no *topside*, *sloshing*, *offloading*, robustez, dentre outros.

Da pesquisa do estado da arte publicado na literatura aberta e com base na experiência operacional dos autores com Gás Natural e GNL, foram considerados alguns fatores, para citar alguns, para subsidiar a discussão que ora se coloca.

7.1.1. *Topside* do navio

7.1.1.1. Tamanho dos equipamentos, movimento do navio e condição dos oceanos

O projeto de construção de um FLNG não deve contemplar apenas a situação de o navio estar ancorado, mas também sua movimentação e a resposta a eventos catastróficos, como p. ex., tempestades, ventos fortes e marés de sizígia, fatores esses que podem afetar o desempenho dos equipamentos. Deve garantir que o tamanho dos equipamentos seja compatível com o espaço do *topside* do navio. Peso/tamanho dos equipamentos devem ter seções definidas para facilitar manutenção/inspeção. Mudanças de fases em equipamentos podem ser afetadas pelo movimento do navio reduzindo eficiências. Da mesma forma ambiente corrosivo dos oceanos afeta especificações de materiais construtivos dos equipamentos de processo.

7.1.1.2. Tipo dos tanques de armazenamento utilizados

Os tipos mais comuns de tanques na atualidade são os esféricos de membrana dupla e prismático auto-portante, contemplados, respectivamente, nas Figuras 13, 14 e 15 da esquerda para a direita.



Figura 13 - Carrier com tanques esféricos.

Disponível em: <http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/c/cc/LNGcarrier.Galea.wmt.jpg>

Acesso em: 23/10/2014.

Figura 14 - Carrier com tanques de membrana dupla

Fonte: Esteves (2010).

Figura 15 - Carrier com tanques prismáticos auto-portantes (SPB)

Disponível em: http://www.flexlng.com/publish_files/General_arrangement_of_the_SPB.jpg

Acesso em: 3 dezembro 2014

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Tanques esféricos são isolados termicamente com fibra de vidro reforçada com poliestireno e recoberta com fina película de alumínio, cobrindo toda a superfície esférica do tanque, limitando assim o *boil-off*¹⁰. Possuem fácil integração com o *topside* da FPSO, operam em qualquer condição climática e não possuem limitação para enchimento parcial (Patel, 2009).

Tanques de membrana são constituídos por duas membranas finas construídas com material que não possui contrações térmicas e não existem contrações de fundo, de modo a evitar vazamentos. Os tanques operam a baixas pressões e coletam o *boil-off*¹¹ do gás como combustível para os navios. Navios que utilizam esses tanques necessitam de estabilidade para evitar o *sloshing* e, por este fato, são dotados de acabamento “corrugado” nas paredes e nos pisos. Os tanques são separados por *cofferdams*¹² para que eventos indesejáveis não afetem os tanques vizinhos.

Os prismáticos auto-portantes possuem projeto conceitual para eliminar o *sloshing*, possibilitando o carregamento do navio com qualquer nível do criogênico e o transporte de GNL com o *carrier* parcialmente carregado. Pode-se também eliminar a superposição de camadas de carregamentos anteriores, evitando o *rollover*¹³ da carga (Esteves, 2010). Possuem fácil integração com o FLNG e podem operar em qualquer condição climática (Patel, 2009).

7.1.2. Refrigerantes inflamáveis

Deve-se utilizar o menor número possível de inflamáveis. A maioria dos ciclos utiliza uma MR composta por hidrocarbonetos e, em alguns casos, nitrogênio. Inflamáveis requerem espaço específico para armazenamento e medidas adicionais para prevenção de acidentes, elevando os custos de instalação com classificação de áreas. Hidrocarbonetos devem ser substituídos por não inflamáveis, ou com inflamabilidade reduzida. Devem ser aliados à eficiência termodinâmica e ao tipo dos equipamentos a serem utilizados na planta (Denton et al., 2013).

7.1.3. Offloading

Dois esquemas de *offloading* são mostrados nas Figuras 16 e 17, da esquerda para direita. Podem ser *side-by-side* e em *tandem*.

¹¹ *Boil-off* é a vaporização no interior de um tanque. Usualmente esta fração de GNL é utilizada na propulsão do navio ou comprimidos e reciclados ao processo ou ‘ventados’ (*vented*) para um local seguro ou para queimadores específicos.

¹² *Cofferdam* é o termo utilizado na indústria de petróleo para definir o espaço entre tanques vizinhos do *carrier*.

¹³ *Rollover* ocorre quando duas camadas de GNL com densidades distintas se misturam, liberando quantidades elevadas de vapor.



Figura 16 - Atracação *Side-by-side*. Disponível em: <http://theenergycollective.com/celinerottier/189491/will-floating-lng-revolutionise-natural-gas-industry>. Acesso em: 28 out. 2014.

Figura 17 - Sistema de atracação em *tandem*

Adaptado de: Mauriès e Lagarrigue (2009). Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Consideram-se as condições marítimas no local onde o FLNG será ancorado. A operação *side-by-side*¹⁴ possui a vantagem de utilizar navios metaneiros sem a necessidade de modificações na frota, minimizando custos de operação. Porém, a atracação dos navios é complexa, sobretudo com mar revolto. São necessários quatro *tugboats*¹⁵ e vinte linhas para conectar o FLNG ao *carrier* de alívio, e os braços de carregamento (*jetties*) não permitem movimentação ampla e brusca. Assim, este tipo de atracação não pode ser realizada em regiões de mar aberto e agitado (Teles et al., 2010) devido à dificuldade de estabilizar os acoplamentos, pelo risco de ruptura.

Já a atracação em *tandem*, acopla o *carrier* com a proa do FLNG (proa-proa ou proa-boreste ou proa-bombordo). O alívio é efetuado por meio de mangueiras flutuantes criogênicas, mas requer frota específica de *carriers* compatíveis com lanças articuladas tipo *bow loading system* (BLS)¹⁶ e posicionamento dinâmico para garantir a segurança do carregamento. Em *tandem* a operação é mais segura, pois permite afastamento maior entre o FLNG e o *carrier*. Vencido o desafio tecnológico das mangueiras criogênicas desenvolvidas pela Saipem-Trelleborg®, a tendência atual é utilizar *tandem* com a configuração apresentada descrita na Figura 18.

7.1.4. Desempenho dos processos com base em dados obtidos na literatura e experiência operacional

7.1.4.1. Produção de GNL

A produção de GNL leva em consideração sua quantidade, em MTPA, obtida durante um ano de operação. Bukowski et al. (2013) apresenta alguns resultados lançados na Tabela 12, com exceção do APCI C3MR®, cujo valor foi obtido através da modelagem descrita no Capítulo 9 (Simulação do processo de liquefação APCI C3MR®).

Tabela 12 – Produção anual de GNL para os processos de liquefação de GN

Processo	APCI C3MR®	TE-N2®	SMR®	DMR®
Produção de GNL (MTPA)	4,8	1,5	2,0	4,8

Fontes: Bukowski et al.(2013); Mello e Carvalho (2014)

7.1.4.2. Potência específica

Para comparar o custo com a eficiência do processo usa-se a potência específica, que é a razão entre a potência consumida em todos os compressores (kW) e a produção de GNL (t/dia). Os valores de potência específica são mostrados na Tabela 13, com exceção do APCI C3MR®, cujo valor foi calculado a partir da modelagem termodinâmica descrita no Capítulo 9 (Simulação do processo de liquefação APCI C3MR®).

Tabela 13 - Potência específica.

Processo	APCI C3MR®	TE-N2®	SMR®	DMR®
Potência específica (kW/t/dia)	13,6	15,6	14,5	12,5

Fontes: Bosma e Nagelvoort (2009); Mello e Carvalho (2014)

¹⁴ Na operação *side-by-side*, o *carrier* e o FLNG ficam atracados lado-a-lado.

¹⁵ *Tugboats*, ou rebocadores, são embarcações de pequeno porte, porém dotados de propulsão de alta potência, capazes de rebocar e/ou empurrar navios em portos.

¹⁶ *Bow Loading System* (BLS) é o sistema no qual a transferência do GNL é realizada entre a unidade de armazenamento e o navio aliviador. Esse alívio ocorre pela proa onde há alçapão que se abre para facilitar a conexão do mangote da plataforma à válvula do BLS no navio. Ao final da operação, a conexão do mangote se fecha automaticamente.

7.1.4.3. Eficiência relativa do trem de produção

Razão entre a quantidade de GNL produzida e a quantidade de GN alimentada na planta. Conforme Bukowski et al. (2013), esta eficiência é calculada fixando-se o APCI C3MR[®] em 100% e comparando-a com os demais processos. Os valores são lançados na Tabela 14.

Tabela 14 - Eficiência do trem de produção.

Processo	APCI C3MR [®]	TE-N2 [®]	SMR [®]	DMR [®]
Eficiência do trem de produção (%)	100	75	87	®

Fontes: Bukowski et al.(2011); Mello e Carvalho (2014)

7.1.4.4. Indisponibilidade anual da planta

Quantidade de dias em que a planta é incapaz de operar durante um ano para atingir a produção desejada. É calculada observando a indisponibilidade programada (manutenções, inspeções e revisão de equipamentos), assim como indisponibilidade não programada (falha em equipamentos, problemas operacionais, quedas de energia, etc) (Vink e Nagelvoort, 1998), com os valores apresentados na Tabela 15.

Tabela 15 - Indisponibilidade anual da planta

Processo	APCI C3MR [®]	TE-N2 [®]	SMR [®]	DMR [®]
Indisponibilidade anual (dias/ano)	25	30	27	25

Fontes: Vink e Nagelvoort (1998); Mello e Carvalho (2014)

7.1.4.5. Índice de custo CapEx

Representa o investimento realizado em equipamentos e instalações de modo a manter a produção de um determinado produto ou serviço ou manter em funcionamento um determinado sistema. Segundo Vink e Nagelvoort (1998), os índices CapEx mostrados na Tabela 16 foram calculados considerando que o GN está sempre disponível na planta e não há restrições no armazenamento e no transporte do GNL. A indisponibilidade anual também foi levada em consideração. A Tabela 17 consolida os dados encontrados.

Tabela 16 - Índice de custo CapEx

Processo	APCI C3MR [®]	TE-N2 [®]	SMR [®]	DMR [®]
Índice CapEx (%)	100	175	103	105

Fontes: Vink e Nagelvoort (1998); Mello e Carvalho (2014)

7.1.5. Consolidação dos dados quantitativos de desempenho dos processos com base na literatura e experiência operacional

Tabela 17 - Desempenho das plantas para processos de liquefação de GN

Fator	APCI C3MR [®]	TE-N2 [®]	SMR [®]	DMR [®]
Produção de GNL (MTPA)	4,8	1,5	2,0	4,8
Potencia específica (kW/ t/dia)	13,6	15,6	14,5	12,5
Eficiência relativa (%)	100	75	87	100
Indisponibilidade (dias/ano)	25	30	27	25
Índice CapEx (%)	100	175	103	105

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

7.2. Considerações operacionais/construtivas dos processos e seus fatores primordiais

7.2.1. Tamanho dos Equipamentos

O APCI C3MR utiliza evaporadores do tipo *kettle*¹⁷ no circuito de propano, requerendo grande espaço no *topside*. Porém, o DMR utiliza dois permutadores de calor, ocupando espaço maior que o APCI C3MR (Usama et al., 2011). O SMR utiliza o mesmo permutador de calor para pré-resfriamento, liquefação e sub-resfriamento. Desse modo, o *topside* do navio deve ser projetado para acomodar este grande permutador. Outra desvantagem é que este processo possui baixa capacidade de produção e, para que esta capacidade seja aumentada, vários trocadores são necessários, o que torna o espaço necessário no *topside* ainda maior

¹⁷ Os permutadores do tipo *kettle* fornecem calor para o fluido, por meio de um feixe tubular em um casco de grande volume, como uma caldeira. São tipicamente usados no fundo de torres de destilação em refinarias com boa distribuição do vapor na saída. Podem utilizar convecção natural ou fornalhas para aquecer o fluido líquido.

(Bukowski et al. 2013). TE-N2 demanda tubulações e permutadores maiores do que os processos que utilizam mistura de refrigerantes, pois a liquefação ocorre com N2 na fase gasosa e a transferência ocorre com calor sensível (Bukowski et al. 2013). Pode-se concluir que neste aspecto o C3MR possui o menor tamanho ao ser comparado com os demais processos, seguido por DMR, SMR e TE-N2.

7.2.2. Utilização de Refrigerantes Inflamáveis

O TE-N2, à primeira vista, pode parecer vantajoso em relação aos demais pelo fato de não utilizar refrigerantes inflamáveis (somente N2 sem hidrocarbonetos), fato considerado extremamente importante na escolha da tecnologia para embarcar uma planta num FLNG. Porém, é necessário um gerador de N2 no FLNG, para *make-up* em tempo real conforme a demanda. Em condições normais de operação, o *make-up* requerido é pequeno. Porém, quando o refrigerante estiver despressurizado o *make-up* será elevado, requerendo espaço maior no *topside* do navio. Este quadro pode ser revertido, destinando espaço para armazenamento de refrigerantes, pois durante a operação, um pequeno circuito de liquefação em paralelo acoplado ao MCHE pode ser utilizado para liquefazer o N2 obtido no gerador, possibilitando seu armazenamento. Assim, a retomada da liquefação é minimizado, otimizando o processo com um todo (Mokhatab et al., 2014).

Propano é sempre risco, pois é altamente inflamável. Seu vapor é denso, acumula-se no convés do navio, classificando a área. DMR e APCI C3MR operam de maneira semelhante, diferindo apenas no pré-resfriamento. APCI C3MR utiliza C3 no pré-resfriamento, e se forem usados *kettles*, aumenta ainda mais o risco de vazamento seguido de explosão; este é o processo mais perigoso. No DMR o pré-resfriamento usa MR, reduzindo a quantidade de C3 no navio. Porém, a MR deve conter pequena quantidade de propano para que a eficiência não seja perdida. O propano pode ser substituído por butano, e a eficiência do processo depende da configuração do pré-resfriamento e dos outros componentes da MR (Bukowski et al. 2013). Com base nas justificativas e no que concerne a este item, TE-N2 afigura-se mais seguro, seguida por DMR, SMR e APCI C3MR.

7.2.3. Produção de GNL

APCI C3MR e DMR possuem as produções mais elevadas, enquanto o SMR possui produção bastante inferior. A baixa produção observada na expansão por N2 ocorre devido ao baixo potencial de resfriamento desse fluido, pois troca ocorre com calor sensível e não com latente, e pelo fato de os compressores apresentarem potência menor (Vink e Nagelvoort, 1998).

7.2.4. Potência específica

DMR e APCI C3MR possuem os menores valores. Isto ocorre porque os compressores destas tecnologias são mais eficientes que os compressores utilizados em outros processos (Vink e Nagelvoort, 1998). Já o SMR possui potência específica elevada por se tratar de um processo que ocorre com apenas um nível de pressão. O processo TE-N2 é o que apresenta maior potência específica, o que indica maior necessidade de energia elétrica (Vink e Nagelvoort, 1998). A Figura 18 fundamenta a justificativa deste parágrafo.

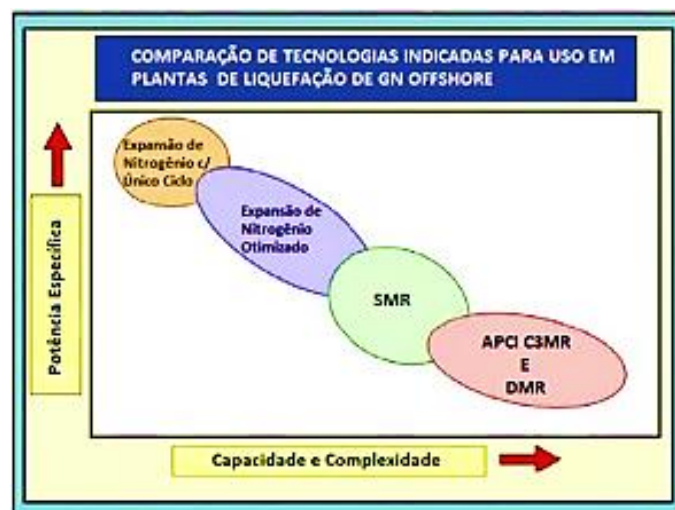


Figura 18 - Comparação da potência específica dos processos.
Adaptado de: Mokhatab et al. (2014).
Fonte: Mello e Carvalho (2014)

7.2.5. Eficiência relativa do trem de produção

Vink e Nagelvoort (1998) reportam que os maiores valores de eficiência ocorrem com os processos APCI C3MR e DMR. Como consequência de utilizarem compressores de maior porte e de maior eficiência. Em contrapartida, compressores dos processos TE-N2 possuem menor eficiência, afetando a eficiência global do processo.

7.2.6. Indisponibilidade anual da planta

As diferenças não são relevantes, dado que todos os processos utilizam turbinas a gás. Estas diferenças ocorrem principalmente devido à indisponibilidade relacionada aos permutadores SWHE e PFHE, pois cada um deles utiliza distintos tipos de permutadores em seus ciclos (Vink e Nagelvoort, 1998).

7.2.7. Índice de custo CapEx

A literatura reporta o DMR com o custo mais elevado que o APCI C3MR e SMR devido aos permutadores SWHE (Vink e Nagelvoort, 1998) adotados naquele processo. Já o SMR, por tratar-se de processo mais compacto, possui menor custo de instalação. Entretanto, mais de uma unidade faz-se necessária para aumentar a produção, o que torna o custo global do SMR ser maior. O TE-N2 pode se tornar mais dispendioso em função dos custos devido às maiores dimensões de seus equipamentos.

7.3. Simulação propriamente dita da AHP

Para a simulação e solução das Equações de (1) a (15), Mello e Carvalho (2014) utilizara a plataforma *Make It Rational*¹⁸, O tutorial disponível no link *How It Works* mostra, sucintamente, as principais etapas da plataforma. Sua tela inicial com o tutorial é mostrada na Figura 19.

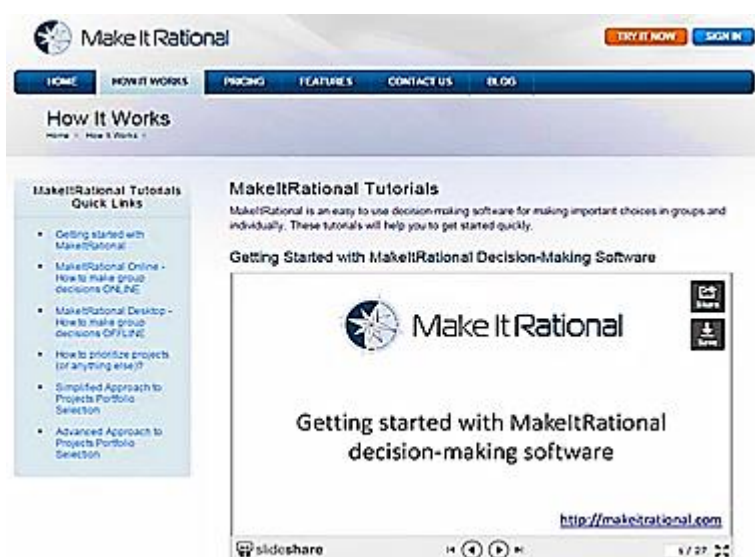


Figura 19- Tutorial do software *Make It Rational*[®].

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

As etapas adiante foram implementadas na plataforma para resolver o conjunto de Equações (1) a (15). Cada etapa gerava uma nova tela para inserção dos dados requeridos, conforme o protocolo de utilização do programa computacional:

- Criar o projeto;
- Descrever o projeto;
- Listar as alternativas
- Definir objetivos;
- Estabelecer os critérios;
- Gerar árvore de decisão;
- Comparar os critérios foram comparados par-a-par.

Consubstanciado nos resultados encontrados nos itens 7.1 (Mapeamento dos fatores mais relevantes para subsidiar a Análise Multicritério) e 7.2 (Considerações operacionais/construtivas dos processos e seus fatores primordiais), como síntese de método e, mais especificamente nos resultados do item 7.1.4 (Desempenho dos processos com base em dados obtidos na literatura e experiência operacional), foi criada uma escala de comparação, atribuindo-se importâncias de um critério em relação à do outro. Por exemplo, ao critério “Indisponibilidade anual da planta” atribuiu-se nível de importância “1”. Já para o critério “produção de GNL”, alocou-se o nível “5”, por ser considerado à luz dos itens o critério mais importante. Sendo assim, consignou-se “5”. As etapas de descrição dos critérios levam aos resultados encontrados com a criação da árvore de decisão ilustrada na Figura 20.

¹⁸ Disponível em <http://makeitrational.com>. Acesso em: 16 nov. 2014.

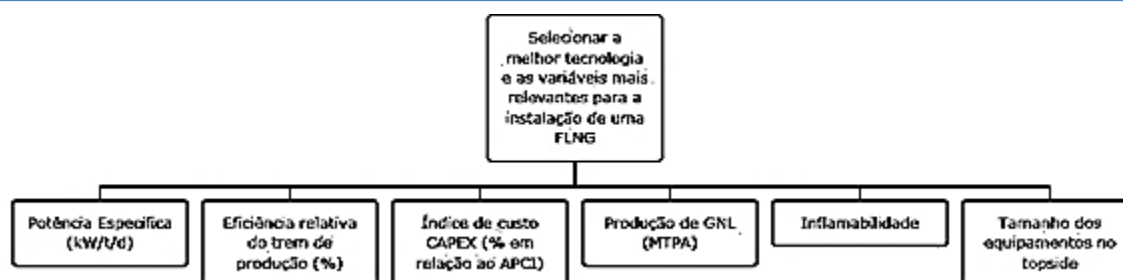


Figura 20 - Árvore de Decisão. Disponível em: <http://makeitrational.cm/decision-making-software>. Acesso em: 16 nov. 2014
Fonte: Mello e Carvalho (2014)

O processo é repetido para todas as possíveis combinações de comparações de critérios.

7.4. Resultados obtidos com as simulações da AHP

7.4.1. Comparação dos critérios

Com base na escala de Saaty (1987) e na simulação realizada com a técnica AHP, construiu-se a matriz G de desempenho global de comparação das alternativas à luz de cada critério da Equação (6), cujo resultado é apresentado em forma de tabela, na Tabela 18.

Tabela 18 - Matriz de comparação dos critérios

Critério	Potência específica	Produção de GNL	Eficiência	Índice CapEx	Inflamabilidade	Tamanho dos equipamentos
Potência específica	1	1	3	3	3	1
Produção de GNL	1	1	3	3	3	1
Eficiência	1/3	1/3	1	3	1/3	1/3
Índice CapEx	1/3	1/3	1/3	1	1/5	1/5
Inflamabilidade	1/3	1/3	3	5	1	1/3
Tamanho dos equipamentos	1	1	3	5	3	1

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

A partir desta matriz, calculou-se o autovetor g de desempenho da comparação das alternativas da matriz G conforme Equação (7). Nesta tabela, cada elemento representa o peso do critério correspondente. O resultado é apresentado na Figura 21, cujo índice de inconsistência foi 0,05, calculado conforme Equação (14).

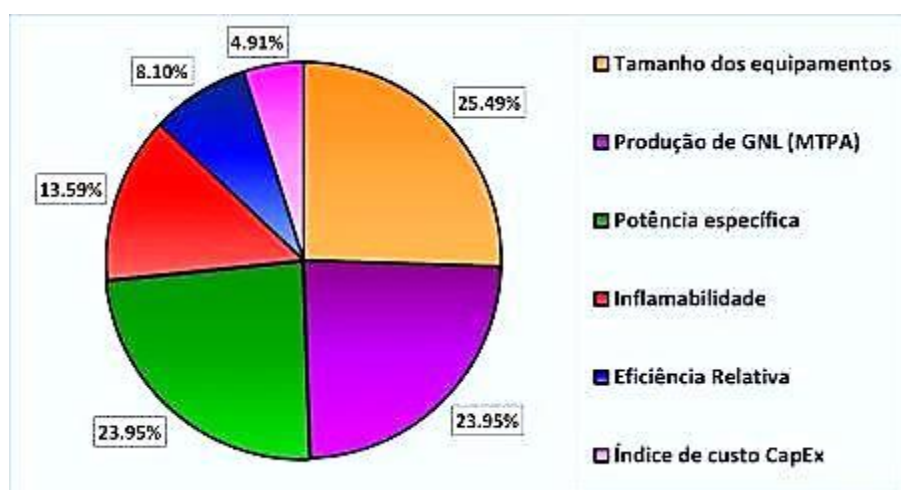


Figura 21 - Comparação do peso dos critérios

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

A Figura 21 mostra que os fatores mais importantes para o projeto de embarcação da planta de liquefação num navio FLNG são, por ordem decrescente: tamanho dos equipamentos no *topside* com 25,49%, produção de GNL e potência específica empatados em 23,95%, seguidos da inflamabilidade com 13,59% e os demais. Esta tendência está coerente com o que foi descrito, por exemplo, no item 7.2.7 (Índice de Custo CapEx). É sabido que, ao realizar um investimento de bilhões de Dólares dessa

envergadura (p. ex. FLNG Prelude), os investidores têm como foco o *payback* que o projeto proporcionará para o montante investido. Esse retorno pode ser obtido, por exemplo, por meio de navios com estruturas mais leves devido ao menor tamanho dos equipamentos (25,49%), produção com baixo consumo de energia elétrica nos compressores (23,95% de potência específica) e em menor escala, com eficiência termodinâmica do processo tecnológico (8,1% de eficiência relativa).

7.4.2. Comparação das alternativas com base nos critérios definidos

7.4.2.1. Potência específica

A Tabela 19 apresenta o desempenho dos processos considerando o critério potência específica.

Tabela 19 – Avaliação do desempenho dos processos de liquefação com base no critério potência específica

Processo	(Potência específica) ⁻¹ (t/kW.dia)	Desempenho (%)
DMR	0,0800	27,61
APCI C3MR	0,0735	25,65
SMR	0,0690	24,08
TE-N2	0,0641	22,37

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Baseado nos valores de potência específica, DMR pode ser considerado como o melhor processo. Esta tendência reflete o que se constata na prática, quando a potência específica é menor, conferindo maior atratividade deste processo. Dessa forma, a Tabela 19 considera o inverso da potência específica (t/kW.dia), para ficar consentânea com as simulações da AMC. Os itens adiante seguem a mesma sistemática e os resultados são apresentados nas Tabelas de 20 a 26.

7.4.2.2. Eficiência relativa do trem de produção

Os valores obtidos para o critério da eficiência relativa dos processos de liquefação, assim como seus desempenhos, são apresentados na Tabela 20.

Tabela 20 - Avaliação da eficiência relativa do trem de produção

Processo	Eficiência relativa do trem (%)	Desempenho (%)
APCI C3M	100	27,62
DMR	100	27,62
SMR	87	24,03
TE-N2	78	20,72

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Com base nos resultados para este critério, conclui-se que, APCI C3MR e DMR são os melhores processos, pois apresentam empatados as maiores eficiências.

7.4.2.3. Índice de custo CapEx

Os valores obtidos para o critério índice CapEx, assim como seus desempenhos, são mostrados na Tabela 21.

Tabela 21 - Avaliação do índice CapEx

Processo	Índice de custo CapEx (-)	Desempenho (%)
APCI C3MR	0,01000	28,62
SMR	0,00971	27,78
DMR	0,00952	27,25
TE-N2	0,00571	16,35

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Os resultados indicam que para este critério APCI C3MR é processo mais rentável e vantajoso, pois apresenta o menor índice de custo CAPEX. O resultado que confirma os resultados da literatura, uma vez que este processo utiliza equipamentos de menor porte do que os das demais tecnologias, e com o menor índice de falhas operacionais.

7.4.2.4. Produção de GNL

Os valores obtidos para o critério produção de GNL, assim como seus desempenhos, são mostrados na Tabela 22.

Tabela 22 - Avaliação da produção de GNL

Processo	Produção de GNL (MTPA)	Desempenho (%)
APCI C3MR	4,8	36,64
DMR	4,8	36,64
SMR	2,0	15,27
TE-N2	1,5	11,45

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

APCI C3MR e SMR apresentam-se como os melhores processos, por suas maiores capacidades de produção. A elevada eficiência e baixo índice de problemas operacionais justificam a hegemonia mundial do APCI C3MR.

7.4.2.5. Inflamabilidade

Os valores obtidos para o critério inflamabilidade, assim como seus desempenhos, são apresentados na Tabela 23.

Tabela 23 - Avaliação da inflamabilidade

Processo	Coefficiente de inflamabilidade	Desempenho (%)
TE-N2	1	45
DMR	5	25
SMR	5	25
APCI C3MR	9	5

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Para definir a influência da utilização de refrigerantes inflamáveis no processo de liquefação, foram usados os limites de inflamabilidade de cada refrigerante. O processo que utiliza não inflamáveis recebe coeficiente 1, enquanto o coeficiente 5 indica que são empregados refrigerantes de baixa inflamabilidade. Já o coeficiente 9 indica que o processo faz uso de refrigerantes altamente inflamáveis. A comparação dos processos com base nesse critério é apresentada a seguir.

Com base nos limites de inflamabilidade, segundo a literatura, a tecnologia TE-N2 é a o melhor com 45% de desempenho, pois usa refrigerantes não inflamáveis, conforme mencionado no item 7.2.2 (Utilização de refrigerantes inflamáveis), razão da nota 1. Os processos DMR e SMR utilizam refrigerantes com inflamabilidade reduzida, mas que, ainda assim, comprometem a segurança operacional. Já o APCI C3MR utiliza refrigerantes extremamente inflamáveis, sendo necessária classificação de área tendo, portanto, apresentando o desempenho mais baixo de 5%.

7.4.2.6. Tamanho dos equipamentos no topside da planta

De forma análoga, foram atribuídos índices para determinar a influência do tamanho dos equipamentos no *topside* da planta (índice de tamanho). Assim, quanto menor o tamanho dos equipamentos, maior será o índice de tamanho atribuído à tecnologia. O desempenho é apresentado na Tabela 24.

Tabela 24 - Avaliação do tamanho dos equipamentos

Processo	Índice de tamanho	Desempenho (%)
APCI C3MR	7	43,75
DMR	5	31,25
SMR	3	18,75
TE-N2	1	6,25

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

Observa-se que, o processo APCI C3MR apresenta a melhor desempenho, pois é o que ocupa o menor espaço no *topside*. Os resultados condizem com a prática, haja vista que o DMR adota dois permutadores SWHE, um para o pré-resfriamento e outro para a liquefação. O SMR, apesar de compacto, requer mais de um trem para aumentar a produção, enquanto a expansão de nitrogênio utiliza equipamentos de grande porte e custo elevado.

7.4.2.7. Resumo da comparação das alternativas à luz de cada critério avaliado

A Tabela 25 e a Figura 22 apresentam a síntese da comparação entre os processos de liquefação com seus desempenhos relativos a cada critério estabelecido.

Tabela 25 - Resumo da comparação entre os processos de liquefação de GN

Critério	Desempenho (%)			
	APCI C3MR	DMR	SMR	TE-N2
Potência específica	25,65	27,91	24,08	22,37
Eficiência relativa	27,62	27,62	24,03	20,72
Índice CapEx	28,62	27,25	27,78	16,35
Produção de GNL	36,64	36,64	15,27	11,45
Inflamabilidade	5,00	25,00	25,00	45,00
Tamanho dos equipamentos	43,75	31,25	18,75	6,25

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

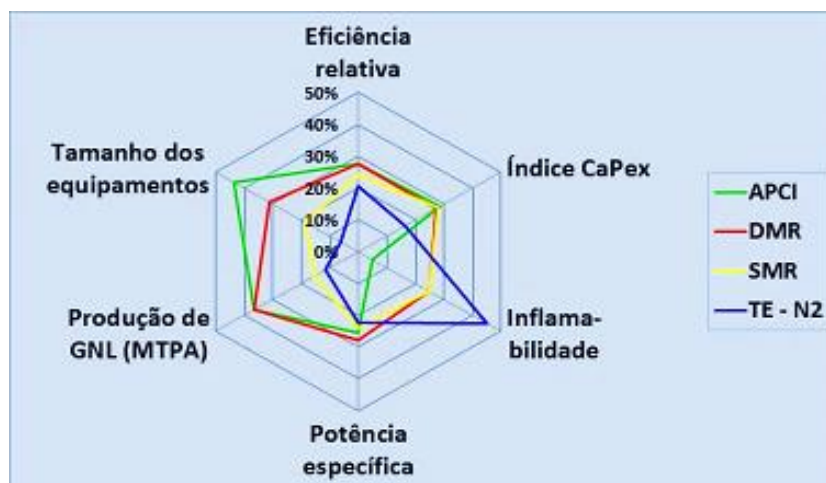


Figura 22 - Comparação entre os processos de liquefação de GN

Fonte: Mello e Carvalho (2014)

7.4.3. Ranking das alternativas e discussão final

Após a definição dos pesos dos critérios e da comparação das alternativas com base nos critérios mensurados, o último passo é estabelecer o *ranking* dos processos de liquefação, levando em consideração todas as comparações e seus respectivos desempenhos. O resultado é mostrado de forma consolidada na Tabela 26 e Figura 23.

Tabela 26 - Desempenho global dos processos de liquefação de GN

Processo	Global (-)	Potência específica	Eficiência relativa	CapEx	Produção GNL	Inflamabilidade	Tamanho equipamentos
APCI C3MR	30,48	6,15	2,24	1,49	8,78	0,68	11,15
DMR	30,49	6,69	2,24	1,42	8,78	4,40	7,97
SMR	21,00	5,77	1,95	1,45	3,66	3,40	4,78
TE-N2	18,35	5,36	1,68	0,85	2,74	6,12	1,59

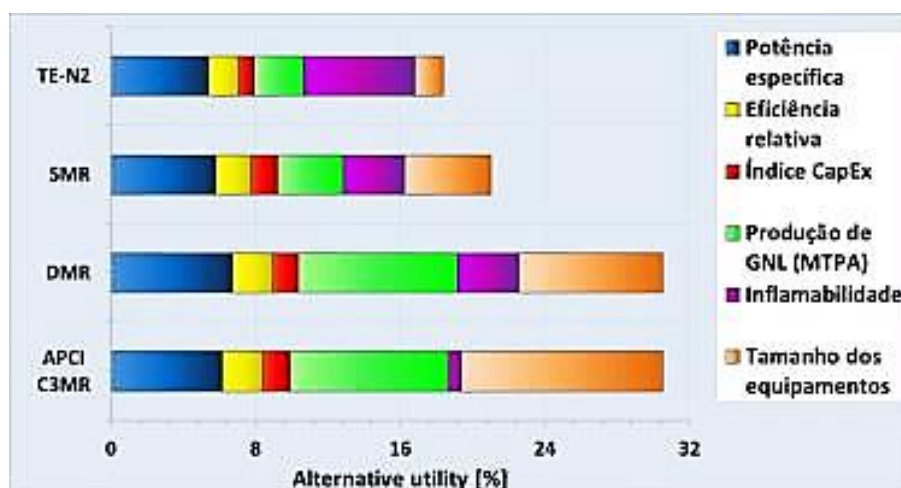


Figura 23 - Ranking dos processos de liquefação de GN. Fonte: Mello e Carvalho (2014)

A Tabela 26 apresenta o desempenho global dos processos de liquefação. Este resultado foi obtido a partir do desempenho dos processos à luz de cada critério e levando em consideração a contribuição de cada um deles para o resultado final com base em seus pesos. Tendo como base a metodologia aqui adotada, de todo o cotejo, conclui-se que os processos APCI C3MR e DMR apresentaram o melhor desempenho. O único critério no qual os processos SMR, DMR e C3MR apresentaram desvantagem em relação ao TE-N2 foi o da inflamabilidade, visto que este último não utiliza refrigerantes inflamáveis. Comparando o TE-N2 com o C3MR, inflamabilidade foi o pior para o APCI C3MR. Mas, no cômputo final, o critério de inflamabilidade foi suplantado em termos relativos, p. ex., em maior escala pelos critérios de tamanho dos equipamentos, produção de GNL, em escala intermediária pelos critérios de potência específica, eficiência relativa e, em menor escala, pelo índice CapEx. Esta constatação é mostrada na Figura 23.

Na literatura aberta, quando se compara os processos C3MR, DMR, SMR e TE-N2, usualmente não é explicitada a escala utilizada para a comparação entre os processos. Por outro lado, considera também uma cesta de critérios diferentes dos adotados no presente trabalho. Enquanto os critérios do presente trabalho considera potência específica, eficiência relativa, índice CapEx, produção de GNL, inflamabilidade e tamanho dos equipamentos de processo, na literatura aberta podem ser encontrados critérios diferentes como, p. ex., tipo de refrigerante [MR (C2+C3+C4), nitrogênio (N2), hidrocarboneto puro (HC), gás de alimentação (NG)], movimento da carga/*sloshing*, controle de processo/peso dos equipamentos, eficiência, flexibilidade operacional, complexidade e segurança operacional (foco em inflamabilidade).

Naquele contexto, quando se compara, p. ex., tecnologias com 1, 2 e 3 ciclos de refrigeração, encontram-se resultados que sugerem haver uma dada ordem de preferência na tecnologia dos processos, tal que NG & N2 (2 ciclos) aparece como a maior preferência, seguido em ordem decrescente do N2 (1 ciclo), MR (1 ciclo), MR (2 ciclos), HC & MR (2 ciclos) e HC (3 ciclos). É considerado também que a seleção da tecnologia mais apropriada depende de cada caso, e que os processos MR (1 ciclo) e de expansão de gás parecem ser os preferidos sobre os processos de liquefação com hidrocarbonetos (HCs) puros, para uso da produção *offshore* de GNL.

Para um cenário peculiar das águas brasileiras, com mar altamente desfavorável em termos de *metocean*, são sugeridos estudos adicionais para definir a tecnologia mais adequada (Teles et al., (2010)).

Com as discussões havidas nos itens 7.2.1. -- Tamanho dos Equipamentos e 7.2.2. - Utilização de Refrigerantes Inflamáveis, o processo TE-N2, por enquanto, ainda está limitado para plantas de baixa capacidade (1 MTPA por trem de produção) e para plantas de picos de demanda (*peak-shaving*). Wood et al. (2007) obtêm resultado análogo, quando conclui que o TE-N2 apresenta algumas vantagens em relação aos processos APCI C3MR e DMR. Todavia, essas últimas tecnologias vem sendo consideradas como alternativas maduras para trens de alta capacidade (> 4 MTPA). Porém, a tecnologia de turbo-expansão com N2 necessita ainda suplantará o desafio tecnológico da limitação do tamanho do trem de produção, uma vez que é consagrada para instalações terrestres de *peak shaving* (cerca de 1 MTPA por trem).

Isenção de responsabilidade

Os autores, PUC-Rio/DEM/LRAC e PUC-Rio/DEQ, assim como seus empregados, subcontratados, consultores, pesquisadores e outras partes alocadas não podem, individual ou coletivamente, prever o que acontecerá no futuro. Foi feito um esforço considerável, com base nas informações disponíveis e do escopo proposto para esta publicação, para compilar e resumir dados da literatura aberta, códigos, normas, diretrizes, melhores práticas. Entretanto, existem materiais que não foram considerados durante esta avaliação. Também, embora cuidadosamente revistos por esta publicação no tocante à exatidão, o leitor deve antes procurar os documentos originais (a) usando dados técnicos e (b) que interpretam os requisitos de quaisquer documentos mencionados nesta publicação. Os autores, PUC-Rio/DEM/LRAC e PUC-Rio/DEQ não aceitam responsabilidade de espécie alguma pelo uso desta publicação.

Referências Bibliográficas

ABEGAS, Relatório ABEGAS – Mercado de Distribuição, 2014.

Barclay, M., Denton, N., Selecting offshore LNG processes, The LNG journal, October 2010, p.34-36.

Belderrain, M.C.N., Da Costa, T.C., Decisão em Grupo em Métodos Multicritério de Apoio à Decisão. In: XV Encontro de Iniciação Científica e Pós-Graduação do ITA, 2009, São José dos Campos-SP. Anais do 15º Encontro de Iniciação Científica e Pós-Graduação do ITA XV ENCITA, 2009. Disponível em: <<http://www.bibl.ita.br/xvencita/MEC20.pdf>>. Acesso: 27 Jun 2013.

Bosma, P., Nagelvoort, R.K., Liquefaction Technology; Developments through History, Eds. Alfadala, H., Rex Reklaitis, G.V., El-Halwagi, M.M., © 2009 Elsevier, Proceedings of the 1st Annual Gas Processing Symposium, 10-12 January, 2009, Qatar.

Bukowski, J., Liu, Y.N., Boccella, S., Kowalski, L. Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities, Air Products and Chemicals, Inc., 2011. Bukowski, J., Liu, Y.N., Pillarella, M.R., Boccella, S.J., Kennington, W.A., Natural Gas Liquefaction Technology for Floating LNG Facilities, Air Products and Chemicals, Inc., United States of America, 2013.

Costa, H.G., Auxílio Multicritério à Decisão. Rio de Janeiro, 2006, 28p.

Denton, R.D., Oelfke, R.H., Miller, M.R., LNG Liquefaction Process Selection: Alternative Refrigerants to reduce Footprint and Cost, Exxon Mobil Upstream Research Company, International Conference; 12th, Liquefied Natural Gas, 2013. Disponível em: <http://www.theprospectgroup.com/17th-international-conference-exhibition-on-liquefied-natural-gas-lng-17-91202/>. Acesso em 13 Outubro 2014.

Esteves, A.S., Modelagem Matemática de Derrames Criogênicos e de Incêndios em Poça no Transporte Marítimo de Gás Natural Liquefeito (GNL). Rio de Janeiro, 2010, 381 p., Tese de Doutorado – Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

- Fathalla, B.M.** Enhancing Propane Refrigerant Performance at Pre-Cooling Stage During Hot Climate Conditions at LNG Plants – Case Study from Egypt, 2013.
- Foss, M.M.**, Introduction to LNG, Center for Energy Economics, Bureau of Economic Geology, Jackson School of Geosciences, The University of Texas at Austin, Tex., in: Energy Economics Research, 2012.
- Gong, M.** Study of the single-stage mixed gases refrigeration cycle for cooling temperature-distributed heat loads, International Journal of Thermal Sciences, pp. 43, 2004.
- Gomes, L.F.A.M., Gomes, C.F.S., Almeida, A.T.**, Tomada de decisão gerencial- Enfoque multi-critério. São Paulo, Atlas, 2004. 264p.
- Gordon, S.**, FLNG Market Update. In: Offshore Overview and FLNG, 5th November 2013 – Clarkson Research Services Limited. Standard Club. Disponível em: <www.clarkson.com>. Acesso 14 nov 2014.
- International Energy Agency IEA (2011)**. World Energy Outlook 2011. International Energy Agency. OECD. Paris.
- Lim, W., Choi, K., Moon, I.**, Current Status and Perspectives of Liquefied Natural Gas (LNG) Plant Design, Ind. Eng. Chem. Res. 2013, 52, 3965-3088.
- Lima, G.B.A.**, Correspondência pessoal com Professor Gilson Brito Alves Lima, do Departamento de Engenharia de Produção da UFF, 2014.
- Mauriès, B., Lagarrigue, V.**, Qualification of an Innovative Offshore LNG Tandem Offloading System Using Cryogenic Floating Hoses, Saipem-Trellbord, 2009.
- Mello, F. S.C., Carvalho, M.L.**, Comparação de tecnologias de processos de liquefação de gás natural para a produção de GNL. Rio de Janeiro, 2014, 381 p., Tese de Graduação – Departamento de Engenharia Química, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.
- Mello, F. S.C., Carvalho, M.L.**, Correspondência pessoal com o co-orientador do Projeto de Graduação de Mello, F. S.C. e Carvalho, M.L. Prof. Alan S. Esteves, PhD, Engenheiro Químico de Processos e ex-Engenheiro de Segurança de Processo da PETROBRAS das Áreas de Negócios de E&P e Gás & Energia, 2014.
- Mokhatab, S., Mak, J.Y., Valappil, Wood, D.A.**, Handbook of Natural Gas, Eds. Elsevier Inc., Amsterdam, 2014.
- Oil&Gas Journal Latinoamericana**, PETROBRAS retarda planos para FLNGs. Available in: <<http://ogjla.com.br/noticias/petrobras-retarda-planos-para-flngs>>. Accessed in: 26 nov. 2014.
- Patel, H.**, Emerging Technologies for Natural Gas Importation, Lecture presented by American Bureau of Shipping. In: XXI Pan American Congress of Naval Engineering in Montevideo, 21 October 2009, Uruguay.
- Petróleo Brasileiro S.A. – PETROBRAS**, 2009, Construção de unidade de GNLE, Comunicação institucional, Rio de Janeiro, 17 de novembro.
- Petróleo Brasileiro S.A. – PETROBRAS**, Novos investimentos garantem o abastecimento de gás natural. 23.Mai.2014. Disponível em: <http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/>. Acesso em: 10 Agosto 2015.
- Ravavarapu, V.N., Oakley, J.H., White, C.C.**, Thermodynamic Analysis of a Baseload LNG Plant, Proceeding of the Chemeca 96, Excellence in Chemical Engineering, in Proc. 24th Australian and New Zealand Chemical Engineering Conference and Exhibition, pp. 143-148, 1996.
- Ravavarapu, V.N.**, Liquefied Natural Gas (LNG), In: Gulf Publishing Company, Chapter 6, pp. 209-241, 2009.
- Roberts, M.J., Agrawal, R., Daughbert, T.L.**, United States Patent – Patent n° 6347531, 12 p., 2002.
- Roncero, N.G.**, Simulação do Processo de Liquefação de Gás Natural APCIC3MR, Dissertação de Mestrado, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Out. 2008.
- Saaty, R.W.**, Analytic Hierarchy Process – What Is and How It Is Used, United States, 1987.
- Santos, J.S. et al**, A Escolha de um Sistema Integrado de Gestão Empresarial (ERP), através do Método de Análise Hierárquica (AHP), vol. 02, no. 01, ISSN 1984-6193, 2010.
- Shukri, T.**, LNG Technology Selection, Hydrocarbon Engineering, 2004.
- Teles, A.P.F., Abreu, A.S., Saad, A.C., Mello, D.C., Campos, F.B., Silva, J.P., Quintanilha, L.F.N., Ferreira, M.D.A.S., PETROBRAS**, Evaluation of a Floating Liquefied Natural Gas for Brazilian Scenarios, Offshore Technology Conference, 3-6 May, 2010, Houston, Tex.
- Usama, M.N., Sherine, A., Shuahimi, M.**, Technology Review of Natural Gas Liquefaction Process, J. Appl. Sci., 11 (21):3541-3546, 2011.
- Vink, K.J., Nagelvoort, R.K.**, Comparation of Baseload Liquefaction Processes, Paper presented at LNG 12 Conference, Perth, Australia, May, 1998.
- Wood D.A., Economides M.J.**, The state of natural gas, Volume 1, Issues 1-2, July 2009, pages 1-13.
- Wood, D., Mokhatab, S., Economides, M.J.**, Offshore Natural Gas Liquefaction Process Selection and Developments Issues, SPE 109522, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Anaheim, Cal., USA, 11-14 November 2007.

Agradecimentos

Os autores agradecem ao Bolsista de Iniciação Científica Pedro Antônio da Rocha Miranda Carvalho de Araujo do Departamento de Engenharia Mecânica da PUC-Rio, que teve importante participação neste projeto de pesquisas do CNPq. Agradecem também ao Prof. Gilson Brito Alves Lima, PhD, do Departamento de Engenharia de Produção da UFF e sua Equipe, pela consultoria e inestimável ajuda sobre Análise Multi-Critério baseado na *Analytic Hierarchy Process* (AHP) sem o que este trabalho não poderia ter sido realizado. Agradecem ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado do Rio de Janeiro (FAPERJ) pelo importante suporte e apoio financeiro.

ASE/JARP/FSCM/MLC/ase-Rev.6 – 18/3/2016

...oo0oo...