

Universidade de São Paulo
Escola Politécnica

Geração de GNL para contingenciamento em plantas

Autor: Ricardo Takeshi Uemura
Orientador: Prof. Dr. José Roberto Simões Moreira

São Paulo
2006

RICARDO TAKESHI UEMURA

Geração de GNL para contingenciamento em plantas

Trabalho de conclusão de curso
apresentada a Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para graduação
no curso de Engenharia Mecânica

Orientador: Prof. Dr. José Roberto Simões
Moreira

São Paulo
2006

Uemura, Ricardo Takeshi
Geração de GNL para contingenciamento em plantas / R.T.
Uemura.-- São Paulo, 2006.
p. 47

**Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade
de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.**

**1.Gás natural (Estudo de viabilidade) 2.Combustível alterna-
tivo (Armazenagem) I.Universidade de São Paulo. Escola Poli-
técnica. Departamento de Engenharia Mecânica II.t.**

Resumo

O trabalho de conclusão de curso tem como objetivo estudar a viabilidade do processo de liquefação do gás natural para armazenamento em um planta. Nesta primeira etapa, foram realizadas levantamentos bibliográficos como propriedades do gás natural, estimativa de consumo, sistemas e equipamentos existentes que utilizem a tecnologia de liquefação e outros. Uma breve descrição do processo escolhido é a filtragem do combustível, se necessário, condensação, armazenagem e evaporadores, além do sistema de bombeamento e compressores. Além disso, uma breve análise de mercado foi realizado e concluiu-se a viabilidade, a curto prazo visto as oscilações apresentados no mercado brasileiro e a médio e longo prazo, a importância desse processo se verifica na busca de auto-suficiência do Brasil e desenvolvimento de tecnologia.

Através do desenvolvimento do trabalho foram encontradas duas soluções. A primeira seria a do resfriamento em três níveis utilizando-se o metano, etano e butano como refrigerantes e a segunda seria a do resfriamento em nove níveis para uma produção contínua de GNL.

Abstract

This graduation project has as the objective to analyze the viability of the liquefaction process of systems for natural gas storage for plants. Literature survey was carried to obtain the main thermodynamic properties of the natural gas; estimative of consumption, actual systems and pieces of equipment used for the liquefaction technology. The liquefaction process has the main components: a filter, condenser, storage and evaporator, besides a pump and compressor systems.

Lista de figuras

Figura 1 - Turbina GT11N2 a gás natural (Fonte : Alstom)	18
Figura 2 - Refrigeração do ciclo J-T	22
Figura 3 - Diagrama temperatura-entropia do ciclo J-T	23
Figura 4 - Processo de liquefação utilizada para produção de GNL e transporte marítimo	27
Figura 5 - Unidade de regasificação do GNL (Fonte: GasNet)	27
Figura 6 - Curva de resfriamento para três níveis (Fonte : ASHRAE)	31
Figura 7 - Curva de resfriamento para nove níveis (Fonte : ASHRAE)	31
Figura 8 - Ciclo com refrigerante misto (Fonte : ASHRAE)	32
Figura 9 - Curva de resfriamento do ciclo com refrigerante misto (Fonte : ASHRAE)	32
Figura 10 - Sistema de refrigeração em cascata em três níveis (Fonte : ASHRAE)	34
Figura 11 - Gráfico da vazão mássica liquefeita pelo tempo de preenchimento do tanque	38

Lista de tabelas

Tabela 1 - Especificação do Gás Natural para diferentes regiões do Brasil (Fonte: Petrobrás)	25
Tabela 2 - Composição Típica do gás natural (Fonte: Petrobrás)	26
Tabela 3 - Cálculos da vazão mássica	29
Tabela 4 - Estimativa de contingenciamento	29
Tabela 5 - Cálculo da densidade do líquido a pressão atmosférica	30
Tabela 6 - Estimativa de armazenamento em m ³	30
Tabela 7 - Dados de entrada para a simulação	35
Tabela 8 - Dados e resultados obtidos para o primeiro nível	36
Tabela 9 - Dados e resultados obtidos para o segundo nível	36
Tabela 10 - Dados e resultados obtidos para o terceiro nível	36
Tabela 11 - Resultados obtidos com a simulação	38

Lista de siglas

ASME	American Society of Mechanical Engineer
ASHRAE	American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers
API	American Petroleum Institute
GN	Gás natural
GNL	Gás natural liquefeito
PCI	Pode calorífico interno
SI	Sistema Internacional
UPGN	Unidade de processamento de gás natural

Lista de símbolos

$\rho_{\text{sat.}}$	Densidade de saturação [kg/m ³]
h	Entalpia [kJ/kg]
\dot{m}	Vazão mássica [m ³ /s]
p _c	Pressão crítica
t	Tempo [s]
E	Energia [kJ]
J	Fator de proporcionalidade, esse fator dependerá das unidades usadas para o trabalho e o calor
P1	Pressão da entrada do gás natural no sistema de liquefação
P4	Pressão de saída do sistema de liquefação sendo o mesmo para o armazenamento do GNL

Q Calor [kJ]

Q_{evap} Calor transeferido no evaporador [kW]

s Entropia [kJ/kg K]

T_c Temperatura crítica [K]

T_r Temperatura reduzida

$T_{\text{cond.}}$ Temperatura no condensador [C]

$T_{\text{evap.}}$ Temperatura no evaporador [C]

T_{UML} Trabalho por unidade de massa liquefeita [kJ/kg]

Z_{RA} Parâmetro para o cálculo da densidade do líquido, depende do tipo do material

W Trabalho [kJ]

W_{comp} Trabalho realizado no compressor [kW]

Sumário

1	Introdução	12
2	Objetivos	13
3	Revisão bibliográfica	13
3.1	Histórico da utilização do Gas natural	13
3.1.1	Mundialmente	13
3.1.2	No Brasil	14
3.2	Fundamentos termodinâmicos	15
3.2.1	Primeira Lei da Termodinâmica	16
3.2.2	O processo em regime permanente e Equação da continuidade	17
3.3	Turbinas Alstom GT11N2	18
3.4	Cálculo para densidade líquida	19
3.5	Processo Criogênico	19
3.5.1	Propriedades dos materiais	20
3.5.2	Propriedades estruturais a baixas temperaturas	20
3.5.3	Propriedades térmicas a baixas temperaturas	20
3.5.4	Propriedades elétricas a baixas temperaturas	21
3.5.5	Refrigeração e liquefação	21
3.5.6	Trocadores de calor	23
4	Resultados	24
4.1	Visita a TErmoelétrica da nova piratininga	28
4.2	Estimativa de armazenamento	28
4.3	Sistema de liquefação	30
4.4	Modelagem e simulação do sistema de liquefação	33
4.4.1	Hipóteses adotadas	33
4.4.2	Resultados da simulação	35
5	Discussão	37

6	Conclusão	39
7	Referências	41
	ANEXOS	43

1 INTRODUÇÃO

O trabalho consiste no desenvolvimento do estudo de geração de GNL para contingenciamento para plantas que utilizam o mesmo como combustível. Isto é, a transformação do combustível na forma líquida para armazenamento através do processo de liquefação do gás sendo ele utilizado na falta do mesmo ou por eventuais problemas ocorridos na distribuição, podendo o excedente ser comercializado.

Com o governo buscado a diversificação da matriz energética, a oferta de gás natural aumentou em muito graças ao Gasoduto Brasil-Bolívia que começou a ser construído em 1997 e entrou em operação em 1999. Por se tratar de um combustível mais barato na época, tornou-se uma opção viável para muitas indústrias, termelétrica e residências. Contudo, problemas políticos e de distribuição que vem ocorrendo atualmente no início de 2006 faz com que a confiabilidade de se investir em um sistema abastecido pelo mesmo, a curto e médio prazo, seja baixa. Com isso o contingenciamento do GN passou a ser uma opção para momentos críticos vividos até então.

Além disso, por se tratar de um processo não difundido na engenharia brasileira, poderia-se adquirir experiência para construção de futuras plantas de produção de GNL que se utilizariam das jazidas da bacia de Campos e outras, visto que grandes mercados consumidores como EUA e Japão aumentam suas demandas pelo GN ano a ano.

2 OBJETIVOS

Com isso, o trabalho de conclusão de curso visa buscar soluções viáveis tecnicamente e economicamente para a produção de GNL, procurando-se analisar as soluções e processos existentes no mercado brasileiro e até mundial, buscando a que melhor cumpra aos requisitos.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 HISTÓRICO DA UTILIZAÇÃO DO GAS NATURAL

3.1.1 Mundialmente

Registros antigos mostram que a descoberta do gás natural ocorreu no Irã entre 6000 e 2000 A.C. e que, na Pérsia, utilizavam o combustível para manter aceso o "fogo eterno", símbolo de adoração de uma das seitas locais. O GN já era conhecido na China desde 900 A.C., mas foi em 200 A.C. que o país começou a extraí-lo da matéria-prima com o objetivo de secar pedras de sal. Utilizavam varas de bambu para retirar o GN de poços com profundidade aproximada de 1000 metros.

Na Europa, o gás natural só foi descoberto em 1659, não despertando interesse por causa da grande aceitação do gás resultante do carvão carbonizado (town gas), que foi o primeiro combustível responsável pela iluminação de casas e ruas desde 1790. Já nos Estados Unidos, o primeiro gasoduto com fins comerciais entrou em operação na cidade de Fredonia, no Estado de Nova York, em 1821, fornecendo energia aos consumidores para iluminação e preparação de alimentos.

O gás natural passou a ser utilizado em maior escala na Europa no final do século XIX, devido a invenção do queimador Bunsen, em 1885 (por Robert Bunsen) - que misturava ar com gás natural, e a criação de um gasoduto à prova de vazamentos, em 1890. Mesmo assim, as técnicas de construção eram modestas e os gasodutos tinham no máximo 160 km de extensão, impedindo o transporte de grandes volumes a longas distâncias, e, consequentemente, reduzindo a participação do GN no desenvolvimento industrial, marcado pela presença de óleo e carvão.

No final de 1930, os avanços na tecnologia de construção de gasodutos viabilizaram o transporte do GN para longos percursos. O mercado industrial do gás natural era relativamente pequeno até a II Guerra Mundial, quando então o GN tornou-se extremamente disponível. Entre 1927 e 1931, já existiam mais de 10 linhas de transmissão de grande porte nos Estados Unidos, mas sem alcance interestadual. A descoberta de vastas reservas também contribuiu para reduzir o preço do GN, que o tornou uma opção mais atraente que o "town gas".

O boom de construções pós-guerra durou até o ano de 1960 e foi responsável pela instalação de milhares de quilômetros de dutos, proporcionado pelos avanços em metalurgia, técnicas de soldagem e construção de tubos. Desde então, o gás natural passou a ser utilizado em grande escala por vários países, devido às inúmeras vantagens econômicas e ambientais.

3.1.2 No Brasil

A utilização do Gás Natural no Brasil começou modestamente por volta de 1940, com as descobertas de óleo e gás na Bahia, atendendo a indústrias localizadas no

Recôncavo Baiano. Depois de alguns anos, as bacias do Recôncavo, Sergipe e Alagoas eram destinadas quase em sua totalidade para a fabricação de insumos industriais e combustíveis para a refinaria Landulfo Alves e o Pólo Petroquímico de Camaçari.

O grande marco do GN ocorreu com a exploração da Bacia de Campos, no Estado do Rio de Janeiro, na década de 80. O desenvolvimento da bacia proporcionou um aumento no uso da matéria-prima, elevando em 2,7% a participação do GN na matriz energética nacional.

O Governo Federal tem como meta elevar a participação do GN dos atuais 3% para 12% até 2010. Para isso, diversos esforços estão sendo feitos, como a privatização do setor elétrico e a promulgação da lei 9.478, que, entre outras determinações, redefiniu a política energética nacional e instituiu o Conselho Nacional de Política Energética (CNPE) e a Agência Nacional do Petróleo (ANP).

O término do gasoduto Bolívia-Brasil representa um grande avanço no fornecimento de gás natural no país. A implantação de 56 usinas do Programa Prioritário de Termeletricidade 2000-2003, do Ministério de Minas e Energia, também contribuirá para o crescimento da oferta de energia, assegurando o fornecimento aproximado de 20 mil MW a várias regiões do território nacional.

3.2 FUNDAMENTOS TERMODINÂMICOS

A fim de obterem-se cálculos de eficiência do processo, serão apresentadas leis termodinâmicas que auxiliam no desenvolvimento, dentre elas está a primeira lei da termodinâmica ou lei da conservação de energia.

3.2.1 Primeira Lei da Termodinâmica

A primeira lei da Termodinâmica pode ser analisada para um volume de controle, mas antes disso será desenvolvido a primeira lei para um sistema que percorre um ciclo.

A primeira lei estabelece que, durante qualquer ciclo percorrido a integral cíclica do calor é proporcional a integral cíclica do trabalho.

$$J \cdot \oint \delta Q = \oint \delta W \quad (1)$$

Como no desenvolvimento do trabalho será utilizado unidades no SI. A equação 1 será apenas uma igualdade da integral cíclica do calor transferido e a integral cíclica do trabalho.

$$\oint \delta Q = \oint \delta W \quad (2)$$

Com a introdução da propriedade de energia e comparando-se três processos A, B e C. Tendo-se 2 estados, 1 e 2, sendo que A e C mudando do estado 1 para o estado 2 sendo A e C arbitrários e B voltado do estado 2 para o estado 1. E observando-se os processos separadamente podesse concluir que $(\delta Q - \delta W)$ depende somente dos estados inicial e final e não depende do caminho percorrido entre os dois estados. Essa diferença será dada por uma propriedade do sistema ou seja, a energia.

$$\delta Q - \delta W = dE \quad (3)$$

$$\delta Q = dE + \delta W \quad (4)$$

Integrando-se a equação 4 entre os estados 1 e 2, tem-se que a equação 5.

$$Q_{1-2} = E_2 - E_1 + W_{1-2} \quad (5)$$

A partir da equação 5, desenvolve-se a primeira lei para um volume de controle e reescrevendo em termos de fluxo tem-se a equação 6. Com isso, utilizando-se a propriedade de entalpia, a equação 6 para um volume de controle será igual a apresentada na equação 7.

$$\dot{Q} = dE_{sistema} + \dot{W} \quad (6)$$

$$\frac{dE_{VC}}{dt} = \dot{Q}_{VC} - \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_e h_{tot,e} - \sum \dot{m}_s h_{tot,s} \quad (7)$$

3.2.2 O processo em regime permanente e Equação da continuidade

Para obtenção de um modelo razoável para um processo em regime permanente, algumas hipóteses serão feitas.

Primeiramente, o volume de controle não se move em relação ao sistema de coordenadas, isto é, as velocidades médias em relação aquele sistema são também velocidades relativas à superfície de controle e com isso não haverá trabalho com a aceleração do volume de controle. O estado da substância em cada ponto do volume de controle não irá variar com o tempo, isto implica na equação 8 e equação 9. Nestas condições a equação 7 será igual a equação 10. A última hipótese será que o fluxo de

massa e o estado desta massa em cada área discreta de escoamento na superfície de controle não variam com o tempo. As taxas na qual o calor e o trabalho cruzam a superfície de controle permanecem constantes. Esta última hipótese implica que a equação 10 aplicada em alguns dispositivos serão invariáveis em relação tempo. A equação da continuidade será igual a vazão mássica que entra e vazão mássica que sai.

$$\frac{dm_{VC}}{dt} = 0 \quad (8)$$

$$\frac{dE_{VC}}{dt} = 0 \quad (9)$$

$$\dot{Q}_{VC} + \sum \dot{m}_e h_{tot,e} = \dot{W}_{VC} + \sum \dot{m}_s h_{tot,s} \quad (10)$$

3.3 TURBINAS ALSTOM GT11N2

Turbinas utilizadas na termoelétrica da Nova Piratininga, utilizado em ciclo combinado garante rendimento térmico de até 50%, a turbina gera 115 MW a 60 Hz. Dados obtidos de acordo com as especificações da turbina, abaixo.

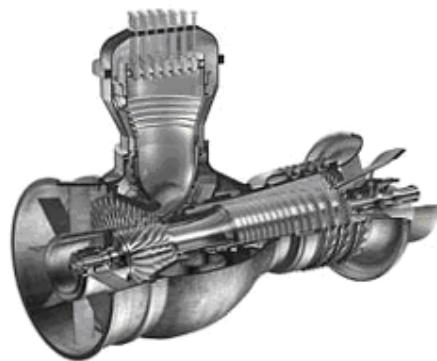


Figura 2 - Turbina GT11N2 a gás natural (Fonte : Alstom)

3.4 CÁLCULO PARA DENSIDADE LÍQUIDA

Existem diversos métodos para o cálculo da densidade líquida, para hidrocarbonetos e misturas orgânicas o mais utilizado é o método de Rackett modificado por Spencer e Danner. Utilizando-se os valores de T_c , p_c e Z_{RA} . Da equação 12, pode-se calcular $\rho_{sat.}$.

$$\rho_{sat.} = \frac{p_c}{R \cdot T_c} \cdot \frac{1}{Z_{RA}^n} \quad (12)$$

$$n = 1,0 + (1 - T_r)^{\frac{2}{\gamma}} \quad (13)$$

3.5 PROCESSO CRIOGÊNICO

Criogenia, produção a baixa temperatura, é um dos negócios que mais crescem e tem o EUA como um dos grandes representantes. Utilizado para a produção de hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e hélio.

O nitrogênio é muito utilizado na área alimentícia para conservação de alimentos, na área da medicina para a conservação de tecidos vivos por um longo período.

A grande demanda por energia fez com que a produção de GNL se desce em grande escala o que ajudou no desenvolvimento da tecnologia.

3.5.1 Propriedades dos materiais

Uma das grandes preocupações nos processos criogênicos devem ser no momento da escolha do material adequado, já que a seleção não depende somente de propriedades mecânicas, mas também de propriedades como a condutividade térmica, densidade e outros.

As propriedades a baixas temperaturas variam de uma maneira significativa em relação as suas propriedades a temperatura ambiente, por isso, teste a temperatura de operação são necessários para a avaliação dos mesmos.

Alguns materiais utilizados apresentam elementos que a baixas temperaturas apresentam o fenômeno de supercondutividade. Propriedades como calor específico, condutividades térmica, características elétricas e magnéticas são alteradas quando esse efeito é detectado.

3.5.2 Propriedades estruturais a baixas temperaturas

Materias que apresentam a característica de cúbica face centrada (cfc) são os mais utilizados em equipamentos criogênicos. Al, Cu, Ni e seus alloys, além do aço inox austenítico do tipo 18-8 são cfc e não apresentam uma grande variação a baixas temperaturas.

3.5.3 Propriedades térmicas a baixas temperaturas

Todos os líquidos criogênicos com exceção do hidrogênio e do hélio tem o valor da condutividade térmica aumentado enquanto a temperatura diminui.

3.5.4 Propriedades elétricas a baixas temperaturas

A resistividade elétrica na maioria dos elementos metálicos puros a temperatura ambiente e temperaturas moderadamente baixas é aproximadamente proporcional a temperatura absoluta. Mas no caso de temperaturas muito baixas como utilizadas em sistemas criogênicos, a resistividade exceto os materiais supercondutivos, aproxima-se de um valor independente da temperatura. Os alloys, ao contrário, têm o valor de sua resistência muito maior que os elementos que o compõe.

3.5.5 Refrigeração e liquefação

O processo de refrigeração ou liquefação em temperaturas criogênicas geralmente envolve uma compressão do fluido de processo com rejeição de calor para um resfriador. Durante o processo de compressão, a entalpia e entropia do fluido diminuem. Na temperatura criogênica aonde o calor é absorvido, a entalpia e entropia aumentam. A redução de temperatura do fluido de processo é geralmente acompanhada pela troca de calor com um fluido mais frio e uma expansão.

Dois tipos de expansão podem ocorrer, isoentalpica ou isoentrópica, em ambas a temperatura é diminuida.

Para a medição da performance de um refrigerado real, é utilizado o coeficiente de performance (COP) que é definido pela equação 14.

$$COP = \frac{Q}{W} = \frac{\text{calor removido a baixa temperatura}}{\text{trabalho realizado}} \quad (14)$$

Outra maneira de calcular a performance do refrigerador é utilizando-se o FDM, figura de mérito que é definido pela equação 15. Aonde COP é valor atual do refrigerador e o COP_i é o valor do sistema termodinâmico ideal.

$$FDM = \frac{COP}{COP_i} \quad (15)$$

No caso da liquefação o FDM é no geral apresentado na forma da equação 16, aonde W_i é o trabalho realizado na compressão de um ciclo ideal e o W é o valor atual e \dot{m}_f é a vazão mássica liquefeita no ciclo ideal.

$$FDM = \frac{W_i / \dot{m}_f}{W / \dot{m}_f} \quad (16)$$

O método de refrigeração e/ou liquefação geralmente apresenta a vaporização do líquido, aplicação do efeito Joule-Thomson e expansão do gás.

O processo de Linde ou ciclo Joule-Thomson (J-T) é geralmente utilizado na obtenção de temperatura criogênica, um esquema ilustrativo é representado na Figura 3 e o digrama temperatura-entropia na Figura 4.

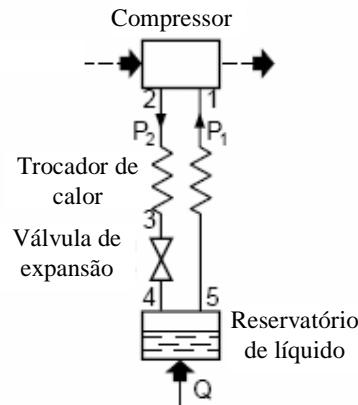


Figura 3 - Refrigeração do ciclo J-T

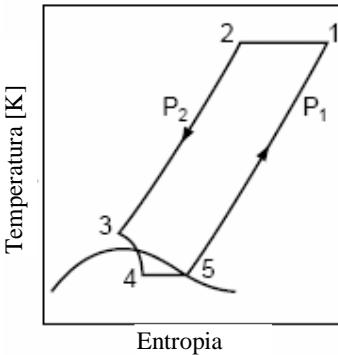


Figura 4 - Diagrama temperatura-entropia do ciclo J-T

O gás refrigerante é comprimido a temperatura ambiente enquanto rejeita calor para um resfriador. O refrigerante comprimido é então resfriado em um trocador de calor até a forma líquida antes de entrar na válvula.

Até o processo de expansão, o resfria pelo ciclo J-T é reduzido até mudança de estado aonde uma porção do refrigerante é liquefeito.

3.5.6 Trocadores de calor

Como a maioria dos criogênicos, exceto o hélio II, comporta-se como um fluido clássico onde as propriedades mecânicas e térmicas estão estabelecidas, pode-se aplicar o mesmo conceito adotado para temperatura ambiente. As correlações para a transferência de calor são feito pelos adimensionais de Nusselt, Reynolds, Prandt e Grashof.

Pela necessidade de operar-se da maneira mais eficiente a baixas temperaturas, trocadores de calor mais sofisticados têm sido mais utilizados. Alguns fatores para uma melhora na eficiência têm que ser levados em consideração.

Primeiramente, uma menor diferença entre temperatura de entrada e de saída melhoram a eficiência, uma taxa alta de área de troca térmica pelo volume para a diminuição de perdas por calor, grande troca térmica para redução da área de troca, utilização de diversos compartimentos para diminuir o número de trocadores, capacidade a alta pressão para propiciar um projeto flexível, pressões de descarga moderadas ou baixas para minimizar a compressão requerida e alta confiabilidade com o mínimo de manutenção para redução de tempo de parada.

Esses são os principais fatores que devem ser considerados no projeto do trocador de calor.

A escolha do trocador para baixas temperaturas é determinada pelos dados de processo, limitações de projeto mecânico e valores econômicos.

Na indústria, o tipo de trocador placas feitos em alumínio é geralmente utilizado.

4 RESULTADOS

A partir das pesquisas bibliográficas, procuraram-se primeiramente estudar o GN como suas propriedades e composição. Sobre a composição, foram consideradas três variações do gás, um associado, não associado e um já processado e utilizado na saída da UPGN Candelas. Os dados obtidos estão apresentados na Tabela 1 e Tabela 2.

Sobre a liquefação sabe-se que consiste em um processo termodinâmico que promove a mudança de estado do gasoso para o estado líquido. Como a composição do gás natural é na sua maioria metano, como pode se observar na Tabela 1, pode-se se trabalhar com as propriedades termodinâmicas da mesma como forma de uma aproximação.

Devido às características de alguns gases, o Metano entre eles, a mudança para o estado líquido não ocorrer com a elevação da pressão, sendo necessário a adoção de resfriamento. Para tais gases, chamados criogênicos, a temperatura acima da qual não existe uma mudança distinta das fases líquido e vapor, a temperatura crítica, se encontra abaixo da temperatura ambiente.

Sendo assim o GNL tem como características ser incolor, temperatura do líquido na pressão atmosférica entre (-165)°C e (-155)°C o que varia com sua composição, densidade relativa entre 0,43 a 0,48, conforme a composição, calor de vaporização latente de 120 kcal/kg e elevada taxa de expansão, para 1 m³ de GNL tem-se entre 560 a 600 m³ de gás.

Tabela 1 - Especificação do Gás Natural para diferentes regiões do Brasil (Fonte: Petrobrás)

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE			MÉTODO	
		NORTE(S)	NORDESTE	SUL, SUDESTE, CENTRO-OESTE	ASTM	ISO
PODER CALORÍFICO SUPERIOR (H)	KJ/M ³ KWH/M ³	34.000 A 38.400 9,47 A 10,67		35.000 A 42.000 9,72 A 11,67	D 3588	6976
ÍNDICE DE WOBBE	KJ/M ³ X VOL.	40.500 A 45.000		46.500 A 52.500	-	6976
METANO, MÍN.	X VOL.	68,0		86,0		
ETANO, MÁX.	X VOL.	12,0		10,0		
PROPANO, MÁX.	X VOL.			3,0		
BUTANO E MAIS PESADOS, MÁX.	X VOL.			1,5		
OXIGÊNIO, MÁX.	X VOL.	0,8		0,5		
HIDROGÊNIO	X VOL.			ANOTAR		
INERTES (N ₂ + CO ₂), MÁX.	X VOL.	18,0	5,0	4,0		
NITROGÊNIO, MÁX.	X VOL.	ANOTAR		2,0		
ENXOFRE TOTAL, MÁX.	MG/M ³			70		
GÁS SULFÍDRICO (H ₂ S), MÁX.	MG/M ³	10,0	15,0	10,0	D 5504	6926-2 6926-5
PONTO DE ORVALHO DE ÁGUA A 1 ATM, MÁX.	%	-39	-39	-45	D6454	-

Tabela 2 - Composição Típica do gás natural (Fonte: Petrobrás)

COMPOSIÇÃO TÍPICA DO GÁS NATURAL			
ELEMENTOS	ASSOCIADO (1)	NÃO-ASSOCIADO (2)	PROCESSADO (3)
METANO	81,57	85,48	88,56
ETANO	9,17	8,26	9,17
PROPANO	5,13	3,06	0,42
I-BUTANO	0,94	0,47	-
N-BUTANO	1,45	0,85	-
I-PENTANO	0,26	0,20	-
N-PENTANO	0,30	0,24	-
HEXANO	0,15	0,21	-
HEPTANO E SUPERIORES	0,12	0,06	-
NITROGÉNIO	0,52	0,53	1,20
ÓXIDO DE CARBONO	0,39	0,64	0,65
TOTAL	100,0	100,0	100,0
DENSIDADE	0,71	0,69	0,61
RIQUEZA (% MOL C3+)	8,35	5,09	0,42
PODER CAL. INF.(KCAL/M ³)	9.916	9.583	8.621
PODER CAL. SUP(KCAL/M ³)	10.941	10.580	9.549

Essa última característica faz com que se torne viável o armazenamento de GN na forma líquida pois seu volume se reduz em muito, cerca de 600 vezes.

A partir desses dados, uma análise das variações de processos foi feitos. O que foi encontrado atualmente é a tecnologia utilizada para produção de GNL em larga escala para transporte marítimo e exportação. A idéia básica é a de ter uma unidade de liquefação, armazenamento, transporte, unidade de vaporização e o gás estão prontos para ser utilizado na forma GN novamente. As Figura 5 e Figura 6 ilustram bem o processo realizado

Para a produção de GNL para contingenciamento serão consideradas apenas três etapas, a da unidade de liquefação, armazenamento e unidade de vaporização, visto que o transporte não é necessário pois a utilização do GNL será local.

Sobre a unidade de liquefação, trata-se de um sistema composto por um tratamento do gás, um trocador de calor. O tratamento do gás é realizado para se retirar impurezas como água, gás sulfídrico, gás carbônico, mercúrio e outros que estejam presentes no GN. A retirada desses elementos é muito importante pois visa aumentar a vida útil dos equipamentos e tubulações da planta.



Figura 5 - Processo de liquefação utilizada para produção de GNL e transporte marítimo
(Fonte: GasNet)

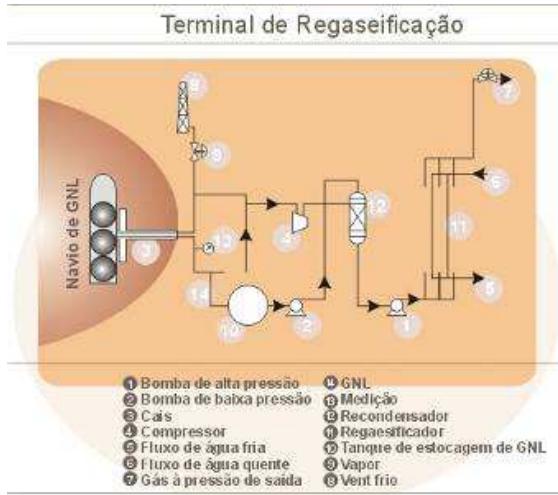


Figura 6 - Unidade de regaseificação do GNL (Fonte: GasNet)

O trocador de calor irá realizar o processo de resfriamento transformando o GN da fase gasosa para a fase líquida. O princípio de funcionamento do trocador é o mesmo de um refrigerador doméstico. Um gás refrigerante é pressurizado e em seguida expande-se através de uma válvula, extraíndo calor do gás natural que chega aos trocadores de calor.

Sendo assim o GNL é transportado em tanque de armazenagem a uma temperatura de (-161)°C. Isso implica em uma preocupação no isolamento térmico para que não ocorra perda de calor para o ambiente. Para isso são comumente utilizadas duas

barreiras. A primeira feita de aço com alta composição de níquel e segunda feita em concreto.

Caso seja necessária a utilização do GNL, a unidade de regasificação entra em operação. Para isso tem-se um vaporizador que na maioria dos casos como na Figura 6 utilizam a água do mar para o processo de vaporização do gás. Com isso, o GN está pronto para o consumo.

Outras adaptações podem ser observadas caso a qualidade do GN seja alta, ou seja a presença baixa de impurezas, será desnecessária a utilização do tratamento e além disso caso tenha como opção a comercialização do GNL adaptações entre o trocador de calor e o tanque de armazenagem pode ser realizado para o armazenamento em cilindros. Além do mais, na unidade de regasificação, o fluído utilizado na vaporização pode no caso ser a água de utilidades ou mesmo de processo.

4.1 VISITA A TERMOELÉTRICA DA NOVA PIRATININGA

Uma visita foi feita na termoelétrica da Nova Piratininga aonde irá entrar em funcionamento, 4 turbinas modelo Alstom GT11N utilizando-se o ciclo combinado, com isso, podem-se estimar a quantidade de necessária para o dimensionamento do sistema de contingenciamento.

4.2 ESTIMATIVA DE ARMAZENAMENTO

Para a estimativa, foi utilizado a potência das turbinas, a eficiência térmica e o PCI para estimar a vazão mássica de acordo com a equação 17. Tendo-se os valores das especificações das turbinas considerando o valor de eficiência térmica de 45% para

o ciclo fechado, o valor calculado é de 11,07 kg/s. Na Tabela 3, os valores adotados para o cálculo.

$$\frac{Pot_{turbina}}{\eta_{termica}} = \dot{m} \cdot PCI \quad (17)$$

Com isso, para um determinado período de armazenamento e uma turbina, pode-se calcular os valores necessários para o contingenciamento, na Tabela 4 uma demonstração de diversos valores obtidos variando-se o tempo de contingenciamento.

Tabela 3 - Cálculos da vazão mássica

Título	Valor	Unidades
Potência da turbina	115,00	[MW]
Eficiência térmica	0,45	
PCI	33,96	[MJ/Nm ³]
Densidade	0,68	[Nm ³ /kg]
Vazão volumétrica	7,53	[Nm ³ /s]
Vazão mássica	11,07	[kg/s]

Tabela 4 - Estimativa de contingenciamento

Hora [h]	Quantidade [kg]
1	39.839
6	239.036
12	478.071
24	956.142
48	1.912.284
72	2.868.427

Através das constantes críticas e da equação 12, pode-se calcular os valores da Tabela 4 em m³, segue na Tabela 5 o valor da densidade do líquido na pressão atmosférica e temperatura de saturação do metano e na Tabela 6 os valores em m³.

Tabela 5 - Cálculo da densidade do líquido a pressão atmosférica

Metano		
T_c	190,4	[K]
p_c	4,6	[MPa]
Peso molecular	16,04	
Z_{RA}	0,288	
$T_{sat.}$	112,5	[K]
T_r	0,590861	
n	1,774651	
R	8314	[m/kmol K]
Densidade	26,4649	[kmol/m ³]
	424,4971	[kg/m ³]

Tabela 6 - Estimativa de armazenamento em m³

Hora [h]	Quantidade [m ³]
1	94
6	563
12	1.126
24	2.252
48	4.505
72	6.757

Para o contingenciamento de um dia, seria necessário um tanque de 2252 m³ de GNL. Com isso, dependendo do espaço local, poderia se armazenar em mais tanques. Para dar continuidade será utilizada esta hipótese de armazenamento de um dia e utilizando-se apenas de um tanque.

4.3 SISTEMA DE LIQUEFAÇÃO

Para o sistema de liquefação em larga escala, é utilizado o ciclo misto de refrigeração. O gás natural é refrigerado pela vaporização do propano, etano e metano. Cada refrigerante será vaporizado a duas ou três vezes o nível de pressão para melhorar

o desempenho de resfriamento do sistema, mas ao custo de uma maior complexidade do processo.

As curvas de resfriamento estão representadas na Figura 7 aonde, C1, C2 e C3 são respectivamente, metano, etano e propano. Algo que pode ser notado é o aumento da eficiência do ciclo a medida que se aumenta o número de refrigerantes utilizados, como pode ser observado na Figura 8 com nove níveis.

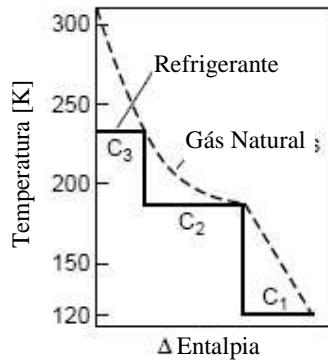


Figura 7 - Curva de resfriamento para três níveis (Fonte : ASHRAE)

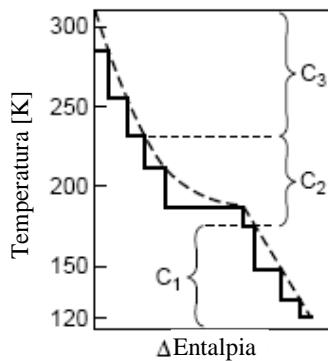


Figura 8 - Curva de resfriamento para nove níveis (Fonte : ASHRAE)

Para um mesmo sistema de refrigeração, o trabalho requerido para um ciclo em cascata de nove níveis é aproximadamente 80% do requerido por um ciclo de três níveis. Esse aumento é resultado diminuindo-se as diferenças de temperatura do refrigerante e do gás natural.

A utilização de um ciclo com o refrigerante misto é uma variação do ciclo apresentado. Esse ciclo apresenta como característica a circulação de um refrigerante de composição mista. Na Figura 9, o ciclo misto e na Figura 10 o diagrama temperatura-entalpia para o ciclo com o refrigerante misto.

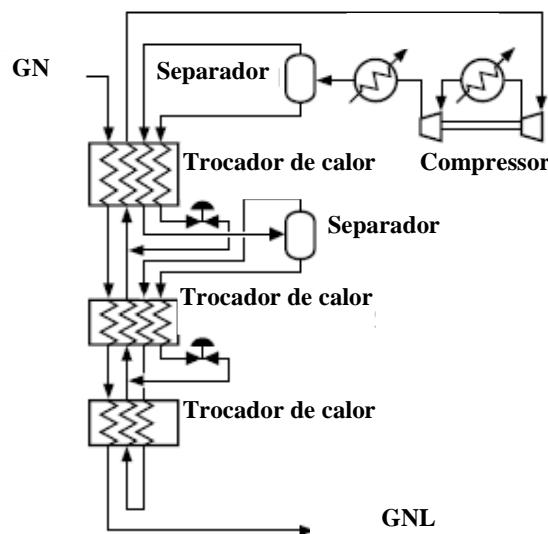


Figura 9 - Ciclo com refrigerante misto (Fonte : ASHRAE)

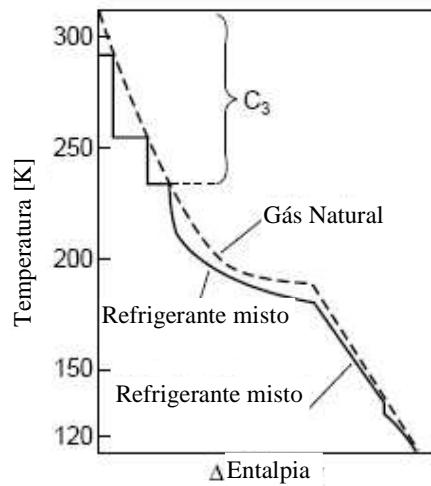


Figura 10 - Curva de resfriamento do ciclo com refrigerante misto (Fonte : ASHRAE)

4.4 MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE LIQUEFAÇÃO

Com isso, uma simulação do sistema de resfriamento por cascata de três níveis foi realizada através do programa EES, desenvolvida pela F-Chart Software.

Aplicando-se a primeira lei da termodinâmica para os evaporadores e os compressores, pode-se encontrar o calor removido a baixa temperatura, o trabalho realizado sendo encontrado o COP para cada ciclo.

4.4.1 Hipóteses adotadas

Primeiramente, hipóteses foram adotadas para a simplificação do modelo matemático, lembrando que a partir da obtenção de dados mais concretos, uma nova simulação deverá ser realizada assim como a validação das hipóteses adotadas.

Observando-se o modelo físico adotado na Figura 10 e os refrigerantes da Figura 6, pode-se iniciar o a modelagem matemática.

A seguir utiliza-se a hipótese de regime permanente descrito no item 3.2.2. Sua utilização é muito próxima do real visto a o sistema em funcionamento.

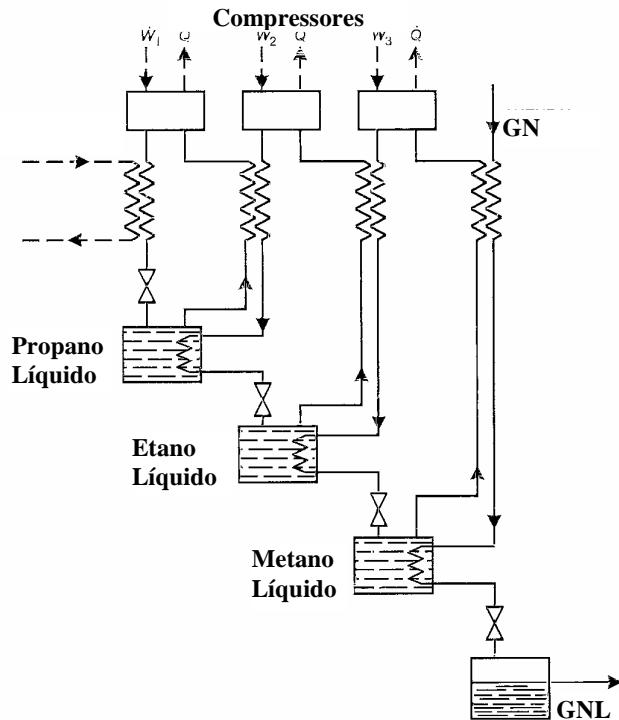


Figura 11 - Sistema de refrigeração em cascata em três níveis (Fonte : ASHRAE)

Desprezaram-se as variações da energia potencial e cinética, hipótese geralmente adotada para uma primeira aproximação, mas que terá que ser revista a partir de novos dados.

Seções de entrada e saída dos equipamentos com o mesmo valor, caso ocorre mudança desses valores a equação terá que ser revista.

O tanque estará com sua capacidade total em cinco dias e sua pressão de armazenagem é atmosférica. Essa hipótese é muito importante visto que foi selecionado um tanque para armazenamento de GNL para um dia, ou seja, a quantidade de GNL foi definida, e o tempo irá definir a vazão mássica. A vazão mássica do GNL é um dos fatores mais importantes. Uma implicação do valor adotado será no dimensionamento dos compressores, visto que a potência requerida terá com um de seus parâmetros a

vazão mássica que, além disso, irá influenciar na quantidade de refrigerantes, no caso propano, etano e metano.

Além disso, algumas alternativas terão que ser realizadas como, por exemplo, o funcionamento contínuo do processo de liquefação ou se ao encher o tanque, o sistema será desativado. A vazão mássica discutida anteriormente poderá ser utilizada como uma estimativa da quantidade de GNL que poderá ser comercializado. A princípio, essa definição não irá influenciar nos cálculos iniciais.

Eficiência dos compressores, trocadores de calor e válvulas de expansão de 100%, temperatura do condensador do primeiro ciclo de 40°C e compressão isentrópica. Adotados para uma primeira estimativa mas que deverão ser revistas a partir de valores reais.

4.4.2 Resultados da simulação

Através da simulação realizada no EES e das hipóteses adotadas, obteve-se os valores da Tabela 7, Tabela 8, Tabela 9 e Tabela 10 . O índice 2 foi utilizado como ponto de entrada do refrigerante no evaporador, 3 para a saída do refrigerante do evaporador e 4 para a saída do compressor. As temperaturas adotadas foram baseadas na literatura.

Tabela 7 - Dados de entrada para a simulação

Dados Iniciais		
Vazão mássica do sistema	2,213	[kg/s]
Fluido a ser condesado	Metano	
Eficiência do compressor	100	%
Tempo estimado para abastecimento do tanque	432000	[s]
P1	700	[kPa]
P4	101,25	[kPa]

Tabela 8 - Dados e resultados obtidos para o primeiro nível

Refrigerante	Propano	
h2	120,9	[kJ/kg]
h3	536,5	[kJ/kg]
h4	641,5	[kJ/kg]
s3 = s4	2,426	[kJ/kg K]
Tcond.	40	[C]
Tevap.	-33,15	[C]
Vazão mássica	0,9787	[kg/s]
Qevap	406,8	[kW]
Wcond	102,8	[kW]
COP	3,96	

Tabela 9 - Dados e resultados obtidos para o segundo nível

Refrigerante	Etano	
h2	-285	[kJ/kg]
h3	210,3	[kJ/kg]
h4	264,6	[kJ/kg]
s3 = s4	6,912	[kJ/kg*K]
Qevap	-33,15	[C]
Wcond	-93,15	[C]
Vazão mássica	0,5622	[kg/s]
Q	278,4	[kW]
W	86,4	[kW]
COP	3,22	

Tabela 10 - Dados e resultados obtidos para o terceiro nível

Refrigerante	Butano	
h2	-910,9	[kJ/kg]
h3	-400,1	[kJ/kg]
h4	-95,7	[kJ/kg]
s3 = s4	-2,102	[kJ/kg*K]
Tcond.	-93,15	[C]
Tevap.	-161,5	[C]
Vazão mássica	2,309	[kg/s]
Q	1179	[kW]
W	704,2	[kW]
COP	1,67	

5 DISCUSSÃO

A partir dos valores obtidos, alguns pontos podem ser observados. No caso da liquefação, um aumento de rendimento pode ser obtido através do aumento de níveis de resfriamento, isso ocorre pois a diferença de temperatura nos trocadores irá diminuir melhorando-se a eficiência do mesmo.

Outro comentário que pode ser feito a consideração de compressão isentrópica. Isso nem sempre é verdade o que causará perdas por irreversibilidades os quais não foram calculados nessa primeira estimativa.

Os valores obtidos para o compressor no último estágio podem ser diminuídos diminuindo-se a vazão mássica, mas por a empresa ser uma termoelétrica, o sistema pode ser ativado nos períodos em que a demanda de energia, sendo assim utilizado para gerar GNL para venda caso seja essa a alternativa adotada. O alto valor do calor se deve a mudança de fase do gás natural por isso a diferença dos dois primeiros níveis em relação ao último nível como pode ser observado na Tabela 8, Tabela 9 e Tabela 10.

O ciclo com refrigerante misto não foi analisado mas apresenta um potencial muito grande visto sua maior eficiência. Um estudo detalhada teria que ser realizado com o fluido refrigerante o que pode acabar não sendo tão simples e não é o escopo desse trabalho.

Na Tabela 11, comparando-se com valores obtidos pela ASHRAE, observam-se algumas diferenças. Essas diferenças ocorrem pela utilização de eficiência de 100% para compressores, válvulas de expansão e trocadores de calor o que não é verdade.

É importante ressaltar que os refrigerantes utilizados apresentam um alto grau de inflamabilidade o que requer cuidados especiais no manuseio dos mesmos, além de trocadores de calor trabalhando com alta pressão. Existem normas que regulamenta o trabalho dos mesmo que podem ser encontrados em publicações da ASME, ASHRAE e outros.

Além disso o sistema de armazenamento adotado apresenta uma pressão de projeto igual à atmosférica. Alternativas poderiam vista como a de armazenagem em alta pressão, isso implica em temperaturas maiores comparadas aos de armazenagem na pressão atmosférica o que resulta em uma diferença menor de temperatura em relação à temperatura externa. Uma das vantagens seria a menor perda por condução, mas uma desvantagem seria a de trabalhar em altas pressões o que resulta em equipamentos mais rígidos e de maior custo inicial.

Tabela 11 - Resultados obtidos com a simulação

FDM _{1c}	0,399	
FDM _{2c}	0,129	
FDM _{3c}	0,305	
FDM _{global}	0,299	
FDM _{literatura}	0,221	
WUML _{calculado}	1263	[kJ/kg]
WUML _{literatura}	3225	[kJ/kg]

Para viabilizar o sistema uma vazão menor que a modelada poderia ser adotada, através da Figura 12, observa-se as vazões necessárias pelo tempo estimado para o preenchimento do tanque. Analisando-se o gráfico, ocorre uma grande variação de vazão requerida para preenchimento entre 1 a 4 meses e uma pequena variação entre o restante.

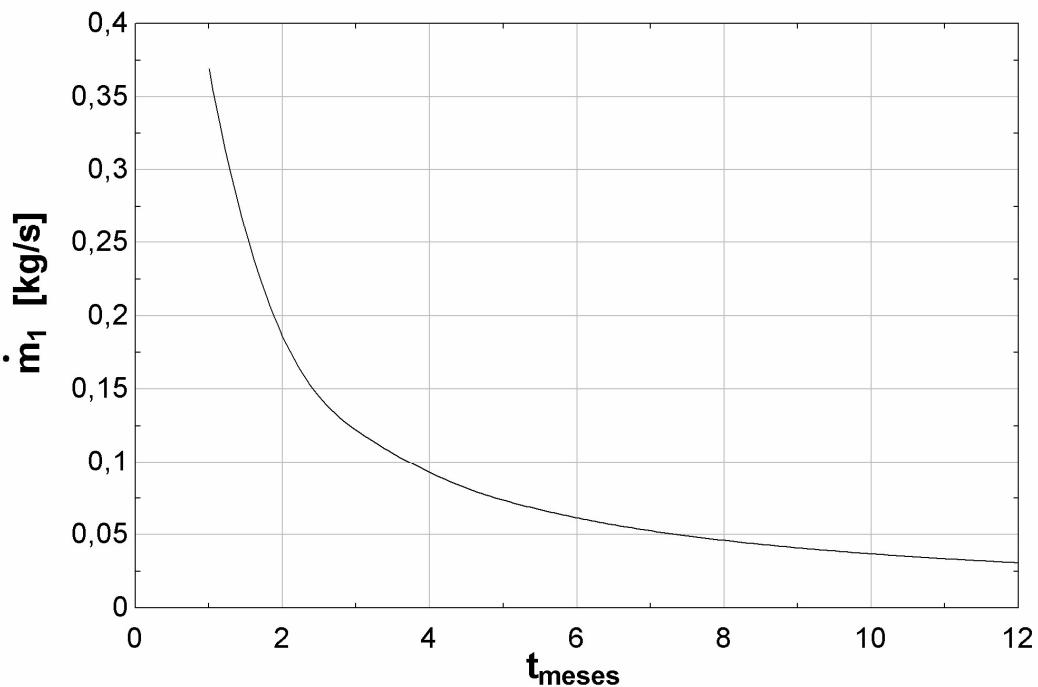


Figura 12 - Gráfico da vazão mássica líquida pelo tempo de preenchimento do tanque

6 CONCLUSÃO

A solução adotada foi a de liquefação em cascata de três níveis no caso da produção de GNL apenas para contingenciamento, por ser um sistema de menor porte, bom rendimento e custo razoável.

Com a estatização ocorrida no ano de 2006 das reservas na Bolívia e a falta de opção em curto prazo de uma oferta desse combustível, pode tornar-se atrativa a alternativa de liquefação do gás natural. Mas devido ao baixo crescimento econômico apresentado nos últimos anos, a procura de melhoria da eficiência energética das plantas industriais após a falta de energia ocorrida no início do ano 2000 e a Petrobrás investindo na retirada de gás natural em solo nacional, o investimento se mostra não muito promissor.

Uma alternativa que parece ter menor custo é a utilização do sistema bi combustível nas turbinas utilizando-se óleo diesel, aproveitando-se da estrutura já existente.

7 REFERÊNCIAS¹

ASHRAE. **2002 ASHRAE® Handbook** : Atlanta USA 2002.

BP LNG. Disponível em:

<<http://www.bp.com/sectiongenericarticle.do?categoryId=3050028&contentId=3050025>> Acesso em 6 abr. 2006.

CENTRO DE TECNOLOGIA DO GÁS - CTGÁS. Disponível em

<<http://www.ctgas.com.br/>> Acesso em 10 set. 2006.

GÁS NET – O SITE DO GÁS NATURAL. Disponível em:

<<http://www.gasnet.com.br/>> Acesso em 6 abr. 2006.

GRUPO DITESSES. **Diretrizes para apresentação de dissertações e teses da USP**.

Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/info/diretrizesfinal.pdf>> Acesso em 18 abr. 2006.

PETROBRAS. Disponível em <<http://www2.petrobras.com.br/portugues/index.asp>>
Acesso em 13 abr. 2006.

¹ De acordo com:

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6023** : informação e documentação: referências : elaboração. Rio de Janeiro, 2002

PORTAL GÁS ENERGIA – A ENERGIA DO GÁS NATURAL. Disponível em <<http://www.gasenergia.com.br/portalge/port/index.jsp>> Acesso em 13. abr. 2006.²

SONNTAG, R.E.; BORGNAKKE, C.; VAN WYLEN, G.J. **Fundamentos da Termodinâmica:** Tradução da 6^a edição. São Paulo: Edgard Blücher Ltda 2003.

PERRY, R.H.; GREEN, D.W. **Perry's chemical engineers' handbook:** 7^a edição. USA: McGraw Hills 1999.

CALLISTER Jr., W. D.; **Ciência e engenharia de materiais: Uma introdução:** 5^a edição. Rio de Janeiro: LTC 2002.

INCROPERA, F. P.; **Fundamentos de transferência de calor e de massa:** 5^a edição. Rio de Janeiro: LTC 2003.

² A referência não se encontra mais acessível visto que seu conteúdo foi englobado ao site da Petrobras. Dia 10 de setembro de 2006

ANEXOS

Anexo A – Código Fonte utilizado no EES

"Cálculo térmico para a liquefação do GNL"

"Ricardo Takeshi Uemura NUSP 3727566"

"Trabalho de conclusão de curso 2006"

"Hipóteses"

"1 - Regime permanente"

"2 - Variações de energia potencial e energia cinética desprezíveis"

"3 - Não haverá variações de energia dentro do VC"

"4 - Seção de entrada(1) e saída(2) são iguais"

"5 - O tanque será completado em 5 dias e pressão de armazenagem será pressão atmosférica"

"6 - Eficiência de 100% dos compressores, trocadores de calor e válvulas de expansão"

"7 - Temperatura dos condensador do primeiro ciclo igual a 40°C"

"8 - Compressão isoentrópica"

"9- Temperatura ambiente de 40°C e pressão de 1 atm"

"Equação da continuidade e hip. 1"

$m_{dot_1}=m_{dot_2}$

"Condições de inciais"

R\$='Methane'

\$IFNOT ParametricTable

t_est= 5*24*60*60 [s] "hip. 5"

\$endif

meses=t_est/(30*24*60*60)

Ef_comp=1 "hip. 6"

Tcond=40[C] "hip. 7"

To=40[C] "hip. 9"

Po=1[atm]*Convert(atm;kPa) "hip. 9"

"Entrada(1)"

T_1=50[C]

P_1=700[kPa]

$m_{dot_1}=956142 [kg]/t_{est}$

"Após o tanque estar completamente cheio essa será a vazão para abastecimento de cilindros que poderão ser vendidos"

"Tecnologia de três estágios"

"A tecnologia é a redução da temperatura utilizando-se três refrigerantes, propano, etano e metano"

"Na primeira etapa utiliza-se o propano líquido no vaporizador ou evaporador, numa temperatura em torno de 240 K"

```

T2_1c=ConvertTEMP(K;C;240)
T2_1c=T3_1c
h2_1c=enthalpy(Propane;T=T2_1c;x=0) "x=0, líquido saturado"
h3_1c=enthalpy(Propane;T=T3_1c;x=1) "x=1, vapor saturado"
so_1c=entropy(Propane;T=To;P=Po)
s3_1c=entropy(Propane;T=T3_1c;x=1)
s4_1c=s3_1c "hip. 8"
P4_1c=p_sat(Propane;T=Tcond)
h4_1c=enthalpy(Propane;P=P4_1c;s=s4_1c)
P_2=500 [kPa]

```

"Aplicacao da primeira Lei da Termodinamica para o volume de controle do evaporador, hip. 1 e hip. 2"

$$m_{dot_1} * (\text{enthalpy}(R\$, T=T_1, P=P_1)) + m_{dot_evap1} * h2_1c = m_{dot_2} * (\text{enthalpy}(R\$, T=T2_1c, P=P_2)) + m_{dot_evap1} * h3_1c$$

"Cálculo do calor trocado no evaporador"

$$Q_1c + m_{dot_evap1} * h2_1c = m_{dot_evap1} * h3_1c$$

"Cálculo do trabalho no compressor"

$$wc_1c = (h4_1c - h3_1c) * m_{dot_evap1}$$

"Cálculo da perfomace do do sistema de refrigeração"

$$COP_1c = (Q_1c * E_f_comp) / wc_1c$$

"Cálclo do trabalho real do compressor"

$$wc_real_1c = wc_1c - m_{dot_evap1} * \text{convertTemp}(C, K, To) * (s4_1c - so_1c)$$

"Cálculo do FOM"

$$FOM_1c = wc_1c / wc_real_1c$$

"Na segunda etapa utiliza-se o etano numa temperatura em torno de 180 K"

```

T2_2c=ConvertTemp(K;C;180)
T3_2c=T2_2c
h2_2c=Enthalpy(Ethane;T=T2_2c;x=0)
h3_2c=Enthalpy(Ethane;T=T3_2c;x=1)
so_2c=entropy(Ethane;T=To;P=Po)
s3_2c=entropy(Ethane;T=T3_1c;x=1)
s4_2c=s3_2c "hip. 8"
P4_2c=p_sat(Ethane;T=T3_1c)
h4_2c=enthalpy(Ethane;P=P4_2c;s=s4_2c)
P_3=300[kPa]

```

"Aplicacao da primeira Lei da Termodinamica para o volume de controle do evaporador, hip. 1 e hip. 2"

$m_{dot_1} * (enthalpy(R$; T=T2_1c; P=P_2)) + m_{dot_evap2} * h2_2c = m_{dot_2} * (enthalpy(R$; T=T2_2c; P=P_3)) + m_{dot_evap2} * h3_2c$

"Cálculo do calor trocado no evaporador"

$$Q_{2c} + m_{dot_evap2} * h2_2c = m_{dot_evap2} * h3_2c$$

"Cálculo do trabalho no compressor"

$$wc_2c = (h4_2c - h3_2c) * m_{dot_evap2}$$

"Cálculo da performance do sistema de refrigeração"

$$COP_{2c} = (Q_{2c} * Ef_comp) / wc_2c$$

"Cálculo do trabalho real do compressor"

$$wc_{real_2c} = wc_2c - m_{dot_evap2} * convertTemp(C; K; To) * (s4_2c - so_2c)$$

"Cálculo do FOM"

$$FOM_{2c} = wc_2c / wc_{real_2c}$$

"Na terceira etapa utiliza-se o metano numa temperatura da liquefação do metano"

$T2_3c = Temperature(Methane; P=1[atm] * Convert(atm; kPa); x=0)$

$T3_3c = T2_3c$

$h2_3c = Enthalpy(Methane; T=T2_3c; x=0)$

$h3_3c = Enthalpy(Methane; T=T3_3c; x=1)$

$so_3c = entropy(Methane; T=To; P=Po)$

$s3_3c = entropy(Methane; T=T3_3c; x=1)$

$s4_3c = s3_3c$ "hip. 8"

$P4_3c = p_sat(Methane; T=T3_2c)$

$h4_3c = enthalpy(Methane; P=P4_3c; s=s4_3c)$

$P_4 = 1[atm] * Convert(atm; kPa)$ "hip. 5"

"Aplicação da primeira Lei da Termodinâmica para o volume de controle do evaporador, hip. 1 e hip. 2"

$m_{dot_1} * (enthalpy(R$; T=T2_2c; x=1)) + m_{dot_evap3} * h2_3c = m_{dot_2} * (enthalpy(R$; T=T2_3c; x=0)) + m_{dot_evap3} * h3_3c$

"Cálculo do calor trocado no evaporador"

$$Q_{3c} + m_{dot_evap3} * h2_3c = m_{dot_evap3} * h3_3c$$

"Cálculo do trabalho no compressor"

$$wc_3c = (h4_3c - h3_3c) * m_{dot_evap3}$$

"Cálculo da performance do sistema de refrigeração"

$$COP_{3c} = (Q_{3c} * Ef_comp) / wc_3c$$

"Cálculo do trabalho real do compressor"

$$wc_{real_3c} = wc_3c - m_{dot_evap3} * convertTemp(C; K; To) * (s4_3c - so_3c)$$

"Cálculo do FOM"

$$\text{FOM_3c} = \text{wc_3c} / \text{wc_real_3c}$$

"Cálculo do FOM global"

$$\text{FOM_global} = (\text{wc_1c} + \text{wc_2c} + \text{wc_3c}) / (\text{wc_real_1c} + \text{wc_real_2c} + \text{wc_real_3c})$$

"Trabalho por unidade de massa liquefeita"

$$\text{WUML} = (\text{wc_real_1c} + \text{wc_real_2c} + \text{wc_real_3c}) / \text{m_dot_1}$$