



UNIVERSIDADE
E D U A R D O
M O N D L A N E

UNIVERSIDADE EDUARDO MONDLANE

FACULDADE DE ENGENHARIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

LICENCIATURA EM ENGENHARIA QUÍMICA

Relatório de trabalho de Licenciatura

Tema: **Dimensionamento, simulação e análise técnico-económica dos processos de liquefacção de gás natural “Propane-Mixed Refrigerant (C3MR)” e “Dual-Mixed Refrigerant (DMR)”**

Autor:

Tsinine, Henriques Jonas

Supervisor:

Doutor. Alberto Luís Bila, Eng^o

Maputo, Outubro de 2022



UNIVERSIDADE EDUARDO MONDLANE
FACULDADE DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
LICENCIATURA EM ENGENHARIA QUÍMICA

Relatório de trabalho de Licenciatura

Tema: Dimensionamento, simulação e análise técnico-económica dos processos de liquefacção de gás natural - “Propane-Mixed Refrigerant (C3MR)” e “Dual-Mixed Refrigerant (DMR)”

Autor:

Tsinine, Henriques Jonas

Supervisor:

Doutor. Alberto Luís Bila, Eng^o

Maputo, Outubro de 2022

TERMO DE ENTREGA DO RELATÓRIO DO TRABALHO DE LICENCIATURA

Declaro que o estudante Henriques Jonas Tsinine, entregou no dia / /2022 as 5 cópias do seu Trabalho de Licenciatura com a referência:, intitulado: Dimensionamento, simulação e análise técnico-económica dos processos de liquefacção de gás natural “Propane-Mixed Refrigerant (C3MR)” e “Dual-Mixed Refrigerant (DMR)”.

Maputo,..... de De 2022

O chefe da Secretaria

DECLARAÇÃO DE HONRA

Eu, Henriques Jonas Tsinine, declaro por minha honra que o presente trabalho foi realizado inteiramente por mim e que estudos relacionados a este trabalho foram usados como referência obedecendo o regulamento de culminação de estudos nos cursos de engenharia, da faculdade de Engenharia da Universidade Eduardo Mondlane.

(Henriques Jonas Tsinine)

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho, aos meus pais Jonas André Tsinine e Margarida Armando Sitóe pelo amor e carinho que demonstraram durante estes anos de formação e por toda vida, por eles serem a minha maior motivação, a razão de eu lutar a cada dia, por serem a fonte de inspiração e pelo apoio incalculável que proporcionaram até eu poder alcançar esta conquista.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus em primeiro lugar pela protecção, bênçãos e por me colocar num caminho certo que estou nele até hoje. Agradeço pela força que me tem dado, fé e optimismo de que melhores dias virão.

Aos meus pais, ao meu irmão André Jonas Tsinine e a minha irmã Flora Jonas Tsinine e a família Tsinine e Sitóe pelo encorajamento de que se aplicando a gente consegue tudo que quer. Pela confiança que depositaram em mim, por torcerem por mim dia e noite até que eu vencesse e por comemorarem comigo com tanto amor todas minhas conquistas.

Agradeço em especial ao meu supervisor, Prof. Doutor Eng.º Alberto Luís Bila, pela motivação, auxílio e paciência, por acreditar em mim e sempre estar presente em cada etapa da realização deste trabalho, e por ser alguém que eu admiro, razão pela qual escolhi-lhe como supervisor.

Aos professores do Departamento de Engenharia Química da faculdade de engenharia, que tiveram um papel muito importante durante a minha formação profissional. Em especial ao Prof. Doutor Borges Chambal, Prof. Doutor Eng.º Estêvão Júnior Pondja e ao Prof. Eng.º Lucrécio Biquiza por serem uma fonte de inspiração.

Agradeço a todos meus colegas e amigos da faculdade, em particular a Paulino Júlio, Víctor Magaia, Pedro Chibulacho, Paulo Cossa, Valdemiro Fiosse, e a todos membros do meu grupo Team Chapadora nomeadamente Ngaugake Tsamanea, Auziane Ndeve, Valente Tamele, Roberto Come, Arone Covane, Alex Canze, a todos pelo suporte, companheirismo e por partilharem comigo momentos de felicidade e tristeza.

Aos meus amigos da zona onde vivo, Bento Paiva, Luís Paulino, Manuel Mendes e também aos meus primos e irmãos da igreja que foram companheiros importantes nestes meus anos de formação, meus agradecimentos.

Por fim agradeço a Ilda Artur Simão por quem tenho um sentimento enorme e por partilhar bons momentos e sempre me tornar bom homem que sou. A todos que aqui não foram mencionados, mas que tiveram um contributo significativo na minha vida académica, professores, colegas, funcionários da UEM e amigos de infância, o meu muito obrigado.

RESUMO

O gás natural (GN) é uma fonte para diversificação da matriz energética mundial e é comumente considerado energia limpa. Devido à sua abundância e vantagens, a procura de gás natural tem crescido significativamente para a diversificação da matriz energética. A (International Energy Outlook, 2016) prevê que o consumo global de gás natural aumente cerca de 70% até 2040.

Após a produção, o gás natural pode ser transportado para o mercado consumidor por gasoduto, através de gás natural liquefeito (GNL), gás natural comprimido (GNC), ou outras formas em contínuo estudo pela comunidade científica.

O gás natural liquefeito é uma técnica emergente e segura para o transporte de gás natural para mercados distantes, onde o transporte por pipelines mostra-se ineficaz. Uma das maiores desvantagens de processo de liquefação do GN são os custos associados ao processo.

Este trabalho consistiu em dimensionar e simular dois processos de liquefação de GN, nomeadamente o Propane-Mixed Refrigerant (C3MR) e o Dual-Mixed Refrigerant (DMR) com o auxílio do software Aspen HYSYS v11.0 e verificar a sua eficiência energética a fim de compreender a cadeia de valor do GN, posteriormente foi feita análise da sua viabilidade e económica.

Os dados sobre as componentes do gás natural e a suas respectivas composições foram extraídas dos poços de Inhassoro, Pande e Temane na província de Inhambane e para o presente trabalho, usou-se o poço de Pande-16, Wellhead.

Os dois projectos demandam um investimento total de capital de aproximadamente US \$ 730,000,000 para o ciclo C3MR e cerca de \$ 670,000,000 para o ciclo DMR. Os indicadores de viabilidade dos projectos para o grau de exploração previsto durante a vida útil de 25 anos mostram que o ciclo C3MR é economicamente viável em relação ao ciclo DMR com o valor actual líquido (VAL) de cerca de US \$ 4.519.000.000, um período de retorno de investimento (PRI) de 4 anos e uma taxa interna de rentabilidade (TIR) de 28%. Enquanto o ciclo DMR é inviável pois apresenta um VAL de US \$ 1.416.000.000, um PRI de 8 anos e uma taxa interna de rentabilidade de 13%.

Palavras-chave: Gás natural (GN), Gás natural liquefeito (GNL), Processos C3MR e DMR, refrigerante puro e misto.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO.....	1
1.1. OBJECTIVOS.....	3
1.1.1. Objectivos gerais	3
1.1.2. Objectivos específicos	3
1.2. Justificativa.....	3
1.3. Limitações do estudo em causa	4
1.4. Metodologia.....	4
1.5. Organização da Tese	5
CAPÍTULO 2: REVISÃO DE LITERATURA.....	6
2.1. Composição do gás natural (GN) e do gás natural liquefeito (GNL)	6
2.1.1. Propriedades do gás natural liquefeito.....	7
2.2. Processo de liquefacção de gás natural.....	8
2.2.1. Exploração e pré-tratamento.....	9
2.2.2. Liquefacção.....	10
2.2.3. Transporte de GNL e regaseificação	15
2.2.4. Armazenamento e distribuição.....	16
CAPÍTULO 3: SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA DE LIQUEFACÇÃO DO GÁS NATURAL	
17	
3.1. Descrição dos processos de simulação de GNL	17
3.2. Simulação da liquefacção do gás natural	17
3.3. C3MR (Refrigerante misto pré-resfriado de propano)	19
3.3.1. Pré-resfriamento	20
3.3.2. Sub-resfriamento e liquefacção	22
3.3.3. Estágio de compressão	23
3.4. DMR (Refrigerante misto duplo).....	25
3.4.1. Pré-resfriamento	25
3.4.2. Sub-resfriamento e liquefacção	27

CAPÍTULO 4: ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÓMICA DO PROJECTO.....	1
4.1. Estimativa dos requisitos de capital.....	1
4.1.1. Proveniência do capital de investimento total	13
4.1.2. Empréstimos bancários	14
4.1.3. Receita.....	15
4.1.4. Grau de exploração	15
4.1.5. Break Even Point	16
4.1.6. Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa.....	17
4.1.7. Indicadores de viabilidade económica	19
CAPÍTULO 5: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DE RESULTADOS.....	20
5.1. Apresentação dos resultados	20
5.1.1. Parte da Simulação.....	20
5.1.2. Parte económica	23
5.2. Discussão de resultados	27
5.2.1. Parte da Simulação.....	27
5.2.2. Parte económica	31
CAPÍTULO 6: CONCLUSÃO	32
6.1. Recomendações.....	33
6.2. Bibliografia.....	34

LISTA DE ABREVIATÓES

C3MR- Propane precooled mixed refrigerant - Refrigerante misto pré-resfriado com propano

DMR- Dual mixed refrigerant - Refrigerante misto duplo

NG- Natural gas - Gás natural

GNL – Gás natural liquefeito

APEA – Aspen process economics analyzer

CIP- Centro de integridade pública

TIR- Taxa interna de rentabilidade

Cash Flow – Fluxo de caixa

PRI – Período de retorno de investimento

VAL – Valor actual líquido

SMR – Single mixed refrigerante – Refrigerante misto único

JTV- Joule Thompson Valve- Válvula de Joule Thompson

HE - Heat exchanger – Permutador de calor

OC – Optimized cascade – Cascata optimizado

MR- Mixed refrigerante – Refrigerante misto

MFC – Mixed fluid cascade – Cascata em fluído misto

CMB – Coal bed methane – Cama metano carvão

ENH – Empresa nacional de hidrocarbonetos

AGR – Acid gas removal – Removente ácido de gás

MCHE – Main cryogenic heat exchanger – Permutador de calor criogénico principal

FLNG – Floating liquefied natural gas – Plataforma flutuante de gás natural liquefeito

CMR – Cold mixed refrigerant – Refrigerante misto frio

WMR – Warm mixed refrigerante – Refrigerante misto morno

LISTA DE FIGURAS

Figura 1:- Propriedades líquidas de LNG (Cameron LNG, 2009)	7
Figura 2- Propriedades de vapor (Cameron LNG, 2009).....	8
Figura 3- Fluxograma de processo de produção de gás natural liquefeito (GIIGNL, 2019)	10
Figura 4 – Fluxograma de refrigerante misto pré-resfriado de propano (Pillarella, Liu, Petrowski, & Bower, 2007)	12
Figura 5-Processo de refrigerante misto duplo (Ibrahim Al- Mutaz et al, 2016).....	13
Figura 6:-Configuração do fluxograma do ciclo C3MR (Hysys V.11).....	24
Figura 7:- Configuração do fluxograma de ciclo DMR (Aspen Hysys V.11)	28
Figura 11:-Grau de exploração previsto durante a vida útil do projecto para os ciclos C3MR e DMR	16
Figura 12:- Break even point para o ciclo C3MR	17
Figura 13-Break even point para o ciclo DMR	17
Figura 14- Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa para o ciclo C3MR.....	18
Figura 15-Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa para o ciclo DMR.....	18
Figura 8:- Esquema de quantidade de LNG produzido-C3MR	22
Figura 9: -Esquema de quantidade de LNG produzido-DMR	22
Figura 16- Análise de sensibilidade do projecto a variações de custo de matéria-prima para o ciclo C3MR	23
Figura 17 Análise de sensibilidade do projecto a variações de custo de matéria-prima para o ciclo DMR	24
Figura 18- Análise de sensibilidade do projecto a variações no preço de venda GNL para o ciclo C3MR	25
Figura 19- Análise de sensibilidade do projecto a variações no preço de venda de GNL para o ciclo DMR	25
Figura 10:: Eficiência exergética dos ciclos de refrigeração	29

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Composição típica do gás natural (Korpys, Wójcik, & Synowiec, 2014)	6
Tabela 2: Compositions of typical Liquefied Natural Gases (Wlodek, 2016)	7
Tabela 3- Comparação de refrigerante puro e misto	14
Tabela 4- Comparação dos processos de liquefação C3MR e DMR.....	14
Tabela 5- Temperatura de ebulição dos principais gases usados nos ciclos de refrigeração	15
Tabela 6: Composição molecular dos gases dos campos de Inhassoro, Pande e Temane (Loeering & Milkov, 2017).....	18
Tabela 7: Composição do gás natural, Pande poço 16, utilizado para simular a produção de gás natural liquefeito.....	19
Tabela 8: Composição e fluxo mássico no ciclo C3MR.....	19
Tabela 9: Composição e fluxo mássico no ciclo DMR.....	25
Tabela 10 - Estimativa de investimento total de capital para o ciclo C3MR	2
Tabela 11- Estimativa de investimento total de capital para o ciclo DMR	3
Tabela 12- Despesas de matéria-prima para o ciclo C3MR assim como DMR	4
Tabela 13- Despesas relacionadas as utilidades para o ciclo C3MR	4
Tabela 14- Despesas relacionadas as utilidades para o ciclo DMR	5
Tabela 15- Despesas laborais de mão-de-obra para o ciclo C3MR	6
Tabela 16- Despesas laborais de mão-de-obra para o ciclo DMR	6
Tabela 17- Despesas de manutenção e reparação para o ciclo C3MR	7
Tabela 18- Despesas de manutenção e reparação para o ciclo DMR	7
Tabela 19- Despesas de supervisão para o ciclo C3MR	7
Tabela 20- Despesas de supervisão para o ciclo DMR.....	8
Tabela 21-Encargos da folha de pagamento para o ciclo C3MR	8
Tabela 22- Encargos da folha de pagamento para o ciclo DMR	8
Tabela 23- Despesas com suprimentos para o ciclo C3MR.....	9
Tabela 24- Despesas com suprimentos para o ciclo DMR.....	9
Tabela 25 - Despesas de laboratório para o ciclo C3MR	9
Tabela 26- Despesas de laboratório para o ciclo DMR	9
Tabela 27- Despesa de vestuário e limpeza para o ciclo C3MR	10
Tabela 28- Despesa de vestuário e limpeza para o ciclo C3MR	10
Tabela 29- Despesas de controlo ambiental para o ciclo C3MR.....	10
Tabela 30- Despesas de controlo ambiental para o ciclo DMR.....	11

Tabela 31- Despesas indirectas para o ciclo C3MR	11
Tabela 32- Despesas indirectas para o ciclo DMR	11
Tabela 33- Despesas gerais administrativas para o ciclo C3MR.....	12
Tabela 34- Despesas gerais administrativas para o ciclo DMR.....	12
Tabela 35- Estimativa de custos operacionais para o ciclo C3MR	12
Tabela 36- Estimativa dos custos operacionais para o ciclo DMR	13
Tabela 37- Proveniência do capital de investimento total para o ciclo C3MR	14
Tabela 38- Proveniência do capital de investimento para o ciclo DMR	14
Tabela 39- Dados do mercado financeiro para o ciclo C3MR e DMR	14
Tabela 40- Plano de amortização do empréstimo para o ciclo C3MR	14
Tabela 41- Plano de amortização do empréstimo para o ciclo DMR.....	15
Tabela 42- Preço de venda do LNG para o ciclo C3MR e DMR.....	15
Tabela 43: Dados assumidos para a simulação	20
Tabela 44: Balanços mássicos por componentes de gás natural	21
Tabela 47: Potência consumida por ciclo	28
Tabela 48: Fluxo total de calor para cada ciclo de refrigeração	29
Tabela 49: Resultados obtido na literatura	29
Tabela 50 - Indicadores de rentabilidade económica dos projectos	31

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO

A demanda global de gás natural tem aumentado desde a década passada. Espera-se que este crescimento atinja cerca de 34% entre os anos 2014 a 2035 (Energy Outlook - Energy Economics - BP Global, 2014). Esta demanda é impulsionada pela busca de fontes de energias cada vez mais limpas para reduzir o impacto sobre o meio ambiente (Zhang, Meerman, Benders, & Faaij, 2020).

Historicamente, o gás natural vem sendo comercializado localmente ou transportado para o mercado via gasodutos. Devido a inúmeras aplicações e crescentes necessidades de distribuição e custo do gás natural, tecnologias eficientes e económicas de armazenamento e distribuição foram desenvolvidas com maior destaque para o transporte de gás natural em estado líquido, isto é, liquefacção de gás natural.

A liquefacção do gás natural é o processo através do qual o gás natural seco é convertido para líquido, resultando no termo gás natural liquefeito (GNL). O gás natural produzido na cabeça do poço, na maioria dos casos contém contaminantes (H_2S , CO_2 , etc.) e líquidos de gás natural, e, portanto, deve ser tratado antes do gás natural seguir a planta de liquefacção. O gás natural resultante do processo de tratamento é designado gás natural seco, maioritariamente constituído por metano (CH_4) em cerca de 85-98% por volume. O gás natural que não se encontra dentro de certas especificações de pressões, níveis de conteúdo de água, causará problemas operacionais, corrosão e deterioração dos gasodutos e formação de hidratos ao longo da tubagem (Roy & Amin, 2011). Para garantir a liquefacção do gás natural recorre-se ao arrefecimento da sua temperatura até aproximadamente $-162^{\circ}C$. Na forma líquida, o gás natural ocupa 600 vezes menor o seu volume na pressão atmosférica, tornando deste modo o gás natural liquefeito mais económico e prático para o armazenamento (Lee, Moon, & Park, 2017). A redução do volume do gás natural permite seu transporte eficiente na forma líquida para longas distâncias por mar onde as condições geológicas ou políticas para a construção de viadutos, a tornam menos viável que a liquefacção. Geralmente o processo de liquefacção de gás natural ocorre num certo intervalo de temperatura usando um ou mais refrigerantes. O processo de liquefacção de gás natural pode ser classificado de acordo com o tipo de refrigerante e o número de ciclos de refrigeração. O tipo de refrigerante pode ser dividido em duas categorias: Refrigerante puro e refrigerante misto.

Diferentes tipos de processos de liquefacção de gás natural têm sido desenvolvidos e modificados para solucionar problemas de uma planta de LNG, dentre os quais, processo

de liquefacção em cascata, turbo expensor, uso de único refrigerante misto, etc. Estes processos são adequados para uma pequena e média escala. Processos como Propane-Mixed Refrigerant (C3MR) e Dual-Mixed Refrigerant (DMR) e Mixed Fluid Cascade (MFC) são amplamente usados em plantas de grande escala (haijji, Chahartaghi, & Kahani, 2019). Estes processos C3MR e DMR são objectos de estudo no presente trabalho, devido a sua alta produtividade, eficiência, flexibilidade do projecto e são processos comerciais amplamente usados em todo mundo.

O processo Propane Mixed Refrigerant (C3MR) é um dos mais dominantes processos de liquefacção, usa o ciclo de refrigeração puro e misto. O processo C3MR foi introduzido pela Air Products and Chemicals, Inc (APCI) e combina as vantagens do uso de ciclo de refrigeração misto e puro. O propano é usado como refrigerante puro para pré-resfriar o gás natural até aproximadamente -33°C , seguido de sub-resfriamento do gás natural usando o refrigerante misto. O ciclo de refrigeração puro é conduzido pela compressão em multi-estágios. O gás natural é arrefecido a cada nível de pressão do refrigerante puro. O refrigerante misto frio é comprimido em compressores de multi-estágios sucessivos que liquefazem o gás natural. Geralmente o refrigerante misto no processo C3MR contém nitrogénio, metano, etano e propano como seus constituintes (Lee, Moon, & Park, 2017).

O processo Dual-Mixed Refrigerant (DMR) é uma tecnologia de liquefacção de gás natural favorecida pela natureza pois é usada em on-shore (terra) sendo assim o processo mais eficiente. O processo DMR usa dois ciclos de refrigeração diferentes, um com refrigerante misto morno e outro com refrigerante misto frio. O gás natural é pré-resfriado com o refrigerante misto morno e de seguida é liquefeito por refrigerante misto frio. Geralmente, o refrigerante misto frio consiste de nitrogénio, metano, etano e propano. O refrigerante misto morno contém componentes como metano, etano, propano, n-butano i-butano. O refrigerante misto morno tem um ponto de ebulição alto comparado com o ponto de ebulição do refrigerante misto frio. Uma vez que as concentrações do refrigerante misto podem ser facilmente ajustadas, o processo DMR tem vantagens de alta flexibilidade, e pode cobrir amplamente um intervalo de temperatura medindo baixos e altos pontos de ebulição dos refrigerantes que estão contidos no refrigerante misto. Ambos refrigerantes mistos morno e frio são comprimidos usando multi-estágios de compressão (Lee, Moon, & Park, 2017).

1.1. OBJECTIVOS

1.1.1. Objectivos gerais

- Dimensionar, simular e analisar tecnicamente e economicamente os processos de liquefacção de gás natural “Propane-Mixed Refrigerant (C3MR)” e “Dual-Mixed Refrigerant (DMR)”

1.1.2. Objectivos específicos

- Dimensionar ciclos de refrigeração misto pré-resfriado com propano (C3MR) e misto duplo (DMR), usando o software Aspen HYSYS V11;
- Simular uma planta de liquefacção de gás natural e comparar a eficiência dos refrigerantes misto C3MR e DMR;
- Analisar a viabilidade técnica e económica das duas tecnologias.

1.2. Justificativa

Moçambique é detentor de enormes reservas de gás natural, na sua maioria localizadas na bacia do Rovuma na província de Cabo Delgado. E com esta descoberta, Moçambique entra na lista dos países com maiores reservas de gás natural do mundo.

De forma abundante, este recurso cria espaço para a industrialização do país e responde a crescente necessidade de consumo de energia em diversos sectores, abrindo caminho para o desenvolvimento do país.

Segundo a empresa nacional de hidrocarbonetos (ENH), estas enormes quantidades de gás podem gerar um potencial capaz de suprir o défice energético na África Austral. Para viabilizar projectos de gás natural, Moçambique tem duas opções técnicas: exportar o gás natural via gasoduto e gás natural liquefeito (GNL). O transporte de gás natural (GN) para países de África Austral é possível através de gasoduto. No entanto, para longas distâncias, o transporte de gás natural só é viável através de sua liquefacção. Esta última, é considerada âncora do projecto de GN em Moçambique.

Naturalmente o processo de liquefacção do GN exige estudos científicos inerentes as tecnologias a serem empregues para maior beneficiação tanto do projecto assim como dos jovens formados localmente.

1.3. Limitações do estudo em causa

A composição de gás natural utilizada nesta obra foi extraída da literatura e corresponde ao gás produzido de Pande e Temane na província de Inhambane, Moçambique. Embora estes dados sejam realistas, o processo de liquefacção está limitado a algumas hipóteses de dados que podem não ser realistas.

A instalação do simulador Aspen não académico ou profissional limita a extracção de mais dados para o estudo.

A configuração simplificada dos processos de liquefacção pelo facto de não ter modelos específicos a seguir nas literaturas consultadas.

1.4. Metodologia

Para a realização do presente trabalho foram seguidas as etapas:

1.4.1. Revisão bibliográfica:

- a) Características do GN produzido em Moçambique;
- b) Processo de tratamento de GN;
- c) Processo de liquefacção de gás natural;
- d) Tecnologias de liquefacção de gás natural; e
- e) Selecção do software para a simulação das tecnologias de liquefacção de GN.

1.4.2. Colecta de dados práticos:

Colecta de dados sobre a composição do gás natural provenientes de poços de petróleo em Moçambique. Concretamente em Pande e Temane na província de Inhambane ou Rovuma em Cabo Delgado.

1.4.3 Simulação da planta de liquefacção de gás natural:

Nesta etapa o simulador Aspen HYSYS V11 foi escolhido. A avaliação económica do processo de GNL foi realizada com auxílio do Software Aspen Energy Analyzer 11.

1.4.4 Discussão de resultados extraídos do simulador.

1.4.5. Elaboração do relatório final: a elaboração do relatório final, seguindo as normas de estágio profissional e trabalho de licenciatura definidas pela faculdade de engenharia da UEM.

1.5. Organização da Tese

O presente trabalho consiste em seis capítulos e um anexo, os quais mantêm uma relação coerente sendo que o conteúdo de cada capítulo está descrito de forma resumida abaixo:

Capítulo 1 apresenta a introdução do trabalho, a justificativa e um pequeno historial dos processos de liquefacção de GN, a descrição das tecnologias de liquefacção de gás natural. A selecção do software para a simulação. Neste capítulo também são ilustrados os objectivos do trabalho, a metodologia adoptada para realização do presente trabalho, que consistiu nas seguintes etapas: revisão bibliográfica, colecta de dados, simulação dos processos de liquefacção de gás natural e elaboração do relatório final.

Capítulo 2 trata da revisão bibliográfica, apresentando as características de gás natural bem como do gás natural liquefeito, o processo de tratamento de gás natural, a descrição e comparação dos processos de liquefacção de gás natural.

Capítulo 3 trata da simulação dos processos de liquefacção C3MR e DMR feita com auxílio do simulador Aspen HYSYS V11, seguida da explicação de cada ciclo.

Capítulo 4 aborda sobre a Análise da viabilidade económica do projecto para dos dois processos de liquefacção de gás natural.

Capítulo 5 apresenta resultados obtidos das simulações dos processos de liquefacção C3MR e DMR seguida da apresentação e discussão dos resultados da interpretação.

Capítulo 6 foi reservado a apresentação das conclusões do trabalho e recomendações para trabalhos futuros relacionados a área de das tecnologias de liquefacção de gás natural e anexos.

CAPÍTULO 2: REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Composição do gás natural (GN) e do gás natural liquefeito (GNL)

O gás natural é uma mistura complexa de hidrocarbonetos e outros constituintes não hidrocarbonetos, e existe como gás em condições atmosféricas. Virtualmente, mais de 100 componentes podem estar presentes no gás natural em quantidades variantes. Isso significa que mesmo, dois poços do mesmo reservatório podem produzir gases com diferentes composições.

Como apresentado na Tabela 1. Os compostos hidrocarbonetos de gás natural incluem o metano (CH_4), etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}) e pentano (C_5H_{12}) bem como traços de hexano (C_6H_{14}), etc. O gás natural também contém (N_2), dióxido de carbono (CO_2), sulfeto de hidrogênio (H_2S), e outros sulfuretos bem como merca heptano (R-SH), sulfito de carbonil, e dissulfito de carbono (CS_2). Também pode conter traços de árgon, hidrogênio e hélio e traços de substâncias metálicas como arsênio, selênio, mercúrio e urânio (Mokhatab, Poe, & Mak, 2019)

Tabela 1: Composição típica do gás natural (Korpys, Wójcik, & Synowiec, 2014)

Componentes	Fracção molar
Hidrocarbonetos	
Metano	0.75 - 0.99
Etano	0.01 - 0.15
Propano	0.01 - 0.1
n-Butano	0.00 - 0.02
Iso buteno	0.00 - 0.01
n-Pentano	0.00 - 0.01
Iso pentano	0.00 - 0.01
Hexano	0.00 - 0.01
Heptano C+7	0.00 - 0.001
Não hidrocarbonetos	
Nitrogênio	0.00 - 0.15
Dióxido de carbono	0.00 - 0.30
Sulfito de hidrogênio	0.00 - 0.30
Hélio	0.00 - 0.05

O gás natural antes de ser admitido ao processo de liquefacção necessita de remoção de contaminantes, de hidrocarbonetos pesados e outros componentes que não sejam o metano como água e dióxido de carbono de modo a evitar que haja formação de substâncias sólidas como hidratos, corrosão, etc. Quando o gás for arrefecido até à temperaturas criogénicas (-162°C). Este processo designa-se tratamento de gás natural. A tabela 2 apresenta possível composição do gás natural liquefeitos que pode ser obtido do gás natural tratado dependendo da concentração inicial deste.

Tabela 2: Compositions of typical Liquefied Natural Gases (Wlodek, 2016)

Componentes	Abreviação	GNL claro	GNL pesado	GNL com nitrogénio
		[%mol]	[%mol]	[%mol]
Metano	C ₁	96.0	87.0	92.0
Etano	C ₂	2.5	9.0	4.0
Propano	C ₃	1.0	3.0	0.7
Butano	C ₄	0.25	0.5	0.3
Nitrogénio	N ₂	0.25	0.5	3.0

2.1.1. Propriedades do gás natural liquefeito

O GNL no estado líquido é apresentado na figura 1.

- Similar a água mineral
- Incolor, inodor e líquido criogénico não corrosivo a pressões atmosféricas
- Flutua em água depois vaporiza (restando apenas gelo)
- Não-se absorve no solo
- Pode ser armazenado num tanque isolado a pressão atmosférica



Figura 1: Propriedades Líquidas de LNG (Cameron LNG, 2009)

O GNL no estado de vapor é apresentado na figura 2

- Parece cacimba
- Mais claro que o ar, expande-se e dispersa-se
- Não deixa nenhum resíduo no solo nem na água
- Explosivo apenas em espaços confinados e altamente inflamável quando o gás estiver no intervalo de 5-15%.



Figura 2- Propriedades de vapor (Cameron LNG, 2009)

2.2. Processo de liquefação de gás natural

Uma série de passos neste processo, permite separação e remoção de substâncias não desejadas no processo de liquefação.

O gás natural para ser liquefeito precisa passar destes 4 passos abaixo:

- Exploração e pré-tratamento
- Liquefação
- Transporte e regaseificação
- Armazenamento e distribuição.

2.2.1. Exploração e pré-tratamento

Exploração

O gás natural provém de duas formas formações geológicas, a convencional (fácil de produzir) e a não convencional (mais difícil de produzir).

O gás convencional é tipicamente “um gás livre” preso em pequenos poros em zonas onde ocorre formação de rochas como carbonatos, arenitos e siltitos. O gás convencional é tipicamente encontrado em poros de reservatórios com permeabilidade média a alta superior a 1 milidarcy (mD). A pressão move o gás em caminho do poço de produção, isto é o gás natural flui e pode ser extraído via técnicas tradicionais que são fáceis e não caros.

Gás não convencional geralmente ocorre em reservatórios bem fundos, associados ao óleo cru ou em reservatórios que contém pouco óleo cru. O gás natural provém de carvão (conhecido também como cama metano de carvão, CBM), areia de gás apertado, xistos gasosos, aquíferos geopressurizados e hidratos de gás são referenciados como fonte de gás não convencional.

A característica comum da fonte de diferentes tipos de gás não convencional é que contém uma enorme quantidade de gás natural, mas é muito difícil de produzir quando comparado às reservas de rochas de gás convencional. Novas tecnologias estão sendo continuamente desenvolvidas de modo a permitir estimativas mais precisas sobre a quantidade de gás nestes reservatórios não convencionais e estimular a produção de gás nestas rochas (Mokhatab, Poe, & Mak, 2019)

Pré-tratamento

O processamento de gás natural começa na cabeça do poço; Em seguida, o gás é enviado para instalações de processamento onde o vapor de água e os compostos não hidrocarbonetos são removidos e os líquidos de gás natural (propano, butano e C+) são separados e vendidos separadamente.

Um dos objectivos de uma planta de liquefacção é garantir uma composição consistente e uniforme durante a armazenagem e transporte do gás liquefeito. O gás natural numa planta de liquefacção obedece 3 processos ilustrados figura 3.

- 1- **Pré-tratamento:** São removidas substâncias como o sulfeto de hidrogênio (H_2S) e dióxido de carbono (CO_2). Estes poluentes podem causar corrosão de gasodutos e problemas de formação de hidratos por causa de excesso de água, durante o armazenamento e transporte de LNG especialmente em permutador de calor de Alumínio.
- 2- **Na segunda fase ocorre a remoção de gás ácido e desidratação de Gás natural:** O dióxido de carbono é absorvido e removido de gás natural por uma amina absorvedora (acid gas removal ou simplesmente AGR) e adsorvente é usado para remover água. Para além da corrosão, a desidratação de gás natural visa evitar a formação de hidratos.
- 3- **Separação de hidrocarbonetos pesados e liquefacção:** Os hidrocarbonetos pesados (C_5+) são removidos pelo fraccionamento antes da liquefacção.



Figura 3- Fluxograma de processo de produção de gás natural liquefeito (GIIGNL, 2019)

2.2.2. Liquefacção

Classificação dos processos de liquefacção

Ao longo do tempo, tem-se implementado inovações para melhorar a eficiência e otimizar custos de tecnologias de liquefacção. As cinco tecnologias de liquefacção de gás natural mais significativas em termos de número de ciclos e tipo de refrigerante são:

- Ciclo em cascata otimizado (OC);
- Ciclo AP-X[®];
- Ciclo em cascata usando fluido misto (MFC);

O presente trabalho aborda sobre as tecnologias de liquefacção de gás natural usando refrigerante misto, nomeadamente:

- Refrigerante misto pré-resfriado de propano (C3MR) e
- Refrigerante misto duplo (DMR).

2.2.2.1. Refrigerante misto pré-resfriado de propano (C3MR)

O processo Propane Mixed Refrigerant (C3MR) é um dos mais dominantes processos de liquefacção, usa o ciclo de refrigeração puro e misto. O processo C3MR foi introduzido pela Air Products and Chemicals, Inc (APCI) e combina as vantagens do uso de ciclo de refrigeração misto e puro. O propano é usado como refrigerante puro para pré-resfriar o gás natural até aproximadamente -33°C , seguido de sub-resfriamento do gás natural usando o refrigerante misto. O ciclo de refrigeração puro é comprimido pela compressão de multi-estágios. O gás natural é arrefecido a cada nível de pressão do refrigerante puro. O refrigerante misto frio é comprimido em compressores de multi-estágios sucessivos que liquefazem o gás natural. Geralmente o refrigerante misto no processo C3MR contém nitrogénio, metano, etano e propano como seus constituintes (Lee, Moon, & Park, 2017).

O processo de liquefacção C3MR é considerado método fiável, económico e eficiente de liquefacção de gás natural (Pillarella, Liu, Petrowski, & Bower, 2007). Este processo contribui com uma proporção significativa para a produção de LNG no mundo. O processo C3MR contém dois ciclos de refrigeração, usa o propano como componente puro. A liquefacção é composta por nitrogénio, metano, etano e propano.

Para um módulo de liquefacção com capacidade até 5 milhões de tons/ano, o processo C3MR tem sido a tecnologia preferida. A figura 4 ilustra o diagrama de um processo C3MR simplificado. Este processo utiliza um único permutador de calor bobinado da Air Products para liquefazer o gás natural. As plantas recentes, usam dois accionadores de turbinas da General Electric GE 7.

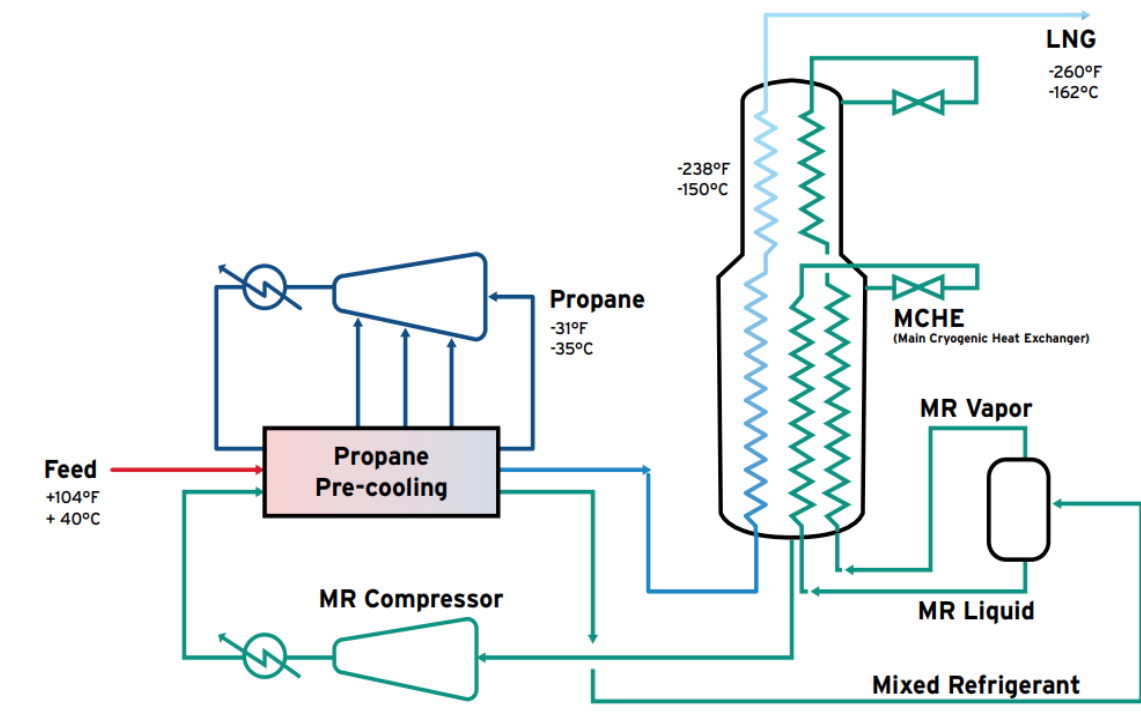


Figura 4 – Fluxograma de refrigerante misto pré-resfriado de propano (Pillarella, Liu, Petrowski, & Bower, 2007)

2.2.2.2. Refrigerante misto duplo (DMR)

O processo Dual-Mixed Refrigerant (DMR) é uma tecnologia de liquefação de gás natural favorecida pela natureza pois é usada em on-shore (terra) sendo assim o processo mais eficiente. O processo DMR usa dois ciclos de refrigeração diferentes, um com refrigerante misto morno e outro com refrigerante misto frio. O gás natural é pré-resfriado pelo refrigerante misto morno e de seguida é liquefeito por refrigerante misto frio. Geralmente, o refrigerante misto frio consiste de nitrogénio, metano, etano e propano. O refrigerante misto morno contém componentes como metano, etano, propano, n-butano e i-butano.

O refrigerante misto morno tem um ponto de ebulição alto comparado com o ponto de ebulição do refrigerante misto frio. Uma vez que as concentrações do refrigerante misto podem facilmente ajustados, o processo DMR tem vantagens de alta flexibilidade, e pode cobrir amplamente um intervalo de temperatura medindo baixos e altos pontos de ebulição dos refrigerantes que estão contidos no refrigerante misto. Ambos refrigerantes mistos morno e frio são comprimidos usando multi-estágios de compressão (Lee, Moon, & Park, 2017)

A configuração do refrigerante misto duplo (DMR) da Shell é similar ao processo C3MR, mas com o pré-resfriamento conduzido pelo refrigerante misto composto principalmente por etano e propano. O uso de dois ciclos de refrigerante misto permite a utilização de energia no projecto de com dois compressores accionados mecanicamente que são conduzidos por duas turbinas de gás da General Electric 7.

O processo DMR alcança alta eficiência comparada ao processo C3MR. O avanço nesta tecnologia, são os motores eléctricos seguindo o desenho do DMR. É particularmente atractivo a plantas com capacidade de 5 a 8 milhões de tons/ano. Este projecto pode competir com o projecto conduzido mecanicamente principalmente com o aumento da disponibilidade e velocidade do condutor.

A Shell seleccionou o processo de liquefacção DMR para o projecto Russo Sahkalin II de 4.8 milhões de tons/ano em trens em 2009.

Permitindo um largo intervalo de variação da temperatura ambiente, este processo é apropriado para condições de ambientais frias do Ártico Adicionalmente, a Shell está construindo a primeira instalação flutuante do mundo, a prelude LNG, com a capacidade de produção de 3.6 milhões de tons/ ano de LNG na costa da Austrália (Al-Mutaz, Liu, & Mazza, 2016). A figura 5 ilustra o processo de refrigerante misto duplo (DMR).

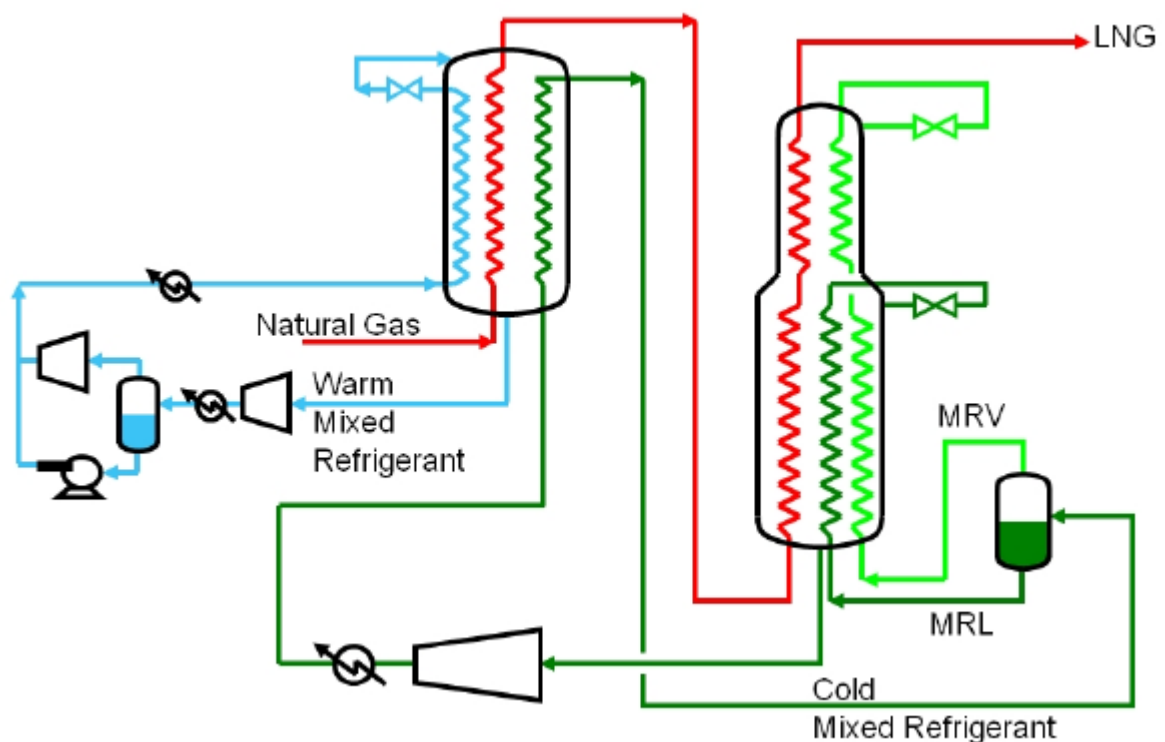


Figura 5-Processo de refrigerante misto duplo (Ibrahim Al- Mutaz et al, 2016)

2.2.2.3. Comparação de refrigerante puro e misto para os ciclos C3MR e DMR

Tabela 3- Comparação de refrigerante puro e misto

Refrigerante	Vantagens	Desvantagens
Puro	Faixa de operação específica para cada componente	Eficiência média
Misto	Eficiência melhorada e modificada de modo a alcançar a refrigeração específica exigida.	Temperatura do condensado a variar continuamente

2.2.2.4. Selecção do processo de liquefacção

Para seleccionar o ciclo de liquefacção do gás natural mais adequado, deve-se analisar os principais critérios que influenciam a aceitação comercial da produção de gás natural liquefeito. O quadro abaixo resume a avaliação dos ciclos de liquefacção para o uso no mar.

Tabela 4- Comparação dos processos de liquefacção C3MR e DMR

Processo de liquefacção	Características	Limitações
C3MR	Dominante no mercado, adequado para uma ampla faixa de temperaturas	Custo de equipamento alto, um largo inventário de propano.
DMR	Alta eficiência, baixas emissões e adequado para projectos de FLNG	Inúmeros equipamentos e consequentemente aumento do custo de energia

2.2.2.5. Selecção do refrigerante

A capacidade de refrigerante desempenha um papel significativo sobre o método de refrigeração a ser empregue.

Em geral, os refrigerantes são classificados em duas categorias; a primeira inclui refrigerantes de compostos inorgânicos, compostos de halocarbonetos e hidrogenocarbonetos. A característica comum desse tipo de refrigerantes é que eles têm

temperaturas críticas relativamente altas e podem ser liquefeitos perto da temperatura ambiente ou média temperaturas frias.

O outro tipo de refrigerante é chamado de gases criogénicos que inclui metano, ar, oxigénio, nitrogénio e assim por diante. Eles têm temperaturas de ebulição muito baixas, geralmente abaixo de 120K. A tabela 5 apresenta temperaturas de ebulição dos principais criogénicos usados nos ciclos de refrigeração.

Tabela 5- Temperatura de ebulição dos principais gases usados nos ciclos de refrigeração

Gás	Temperatura (K)
Nitrogénio	77
Metano	112
Etano	185
Propano	231

2.2.3. Transporte de GNL e regaseificação

O gás natural liquefeito é normalmente transportado por duas vias, nomeadamente a: Marítima e a Terrestre.

Via marítima: O LNG é transportado em navios especiais de colina dupla. Os mais comuns são o tanque cargo do tipo membrana que é suportado pelo casco do navio e o tanque tipo B esférico (Moss) que se suportam por si mesmo. Cada tipo deste tanque usa material criogénico para a contenção que está isolado de modo a reduzir a ebulição de gás de carga em menos de 0.15% por dia. O LNG é descarregado do cais para o terminal de tanque de armazenamento, que dura aproximadamente 14-16 horas. O LNG permanece a -162°C durante o transporte, descarga e armazenamento.

Via terrestre: em áreas, onde a planta de liquefacção está nas proximidades das instalações de regaseificação, o mecanismo de transporte mais eficaz do LNG é por camiões de tanque. Usando camiões de tanque especializados, o gás natural liquefeito pode ser transportado para planta de satélite (pequenas instalações de regaseificação, estação de bunker) de forma rápida e eficaz. Em muitas partes do mundo, o transporte por camião tem sido usado para LNG desde 1968. O transporte de LNG via carros tanque é útil para a indústria usando carros tanques de 6 a 20 toneladas que suprem as necessidades da indústria (GIIGNL, 2019).

2.2.3.1. Processo de regaseificação do LNG

O LNG é reaquecido com apenas um permutador de calor e convertido a gás usando um dos dois métodos. Em uma das técnicas, pequenas quantidades de GNL são queimadas em um vaporizador de combustão submerso, que produz calor suficiente para gaseificar a outra quantidade de LNG.

O segundo método usa os vaporizadores “Rack” abertos para gaseificar o LNG empregando calor da água ambiente, como água do mar ou água do rio. O LNG entra da parte inferior do permutador de calor e sai como gás no topo. A água usada para a mudança de fases é colectada e eventualmente retornada à fonte (GIIGNL, 2019).

2.2.4. Armazenamento e distribuição

O LNG é armazenado em tanques cheio, que tem a capacidade de 160,000 m³. O tanque de LNG é mantido a pressões acima de 1atm. Os sistemas têm dois tanques, um interior para o produto e outro exterior para providenciar segurança contra o vazamento. O casco interior é feito de liga de níquel especialmente desenhado para resistir a altas temperaturas e o casco exterior é feito de concreto e protegido com laje e telhado armados.

Cada tanque é isolado de modo a manter o LNG a temperaturas de (-162°C) e tem um sistema de protecção automática sofisticada para monitorar o nível de tanque, pressão, temperatura bem como qualquer vazamento.

CAPÍTULO 3: SIMULAÇÃO DE UMA PLANTA DE LIQUEFAÇÃO DO GÁS NATURAL

3.1. Descrição dos processos de simulação de GNL

Nesta parte prática, caso de estudo, pretende-se comparar os dois ciclos de refrigeração a saber C3MR e DMR empregando as mesmas condições de operação e composição do gás natural obtido dos campos de produção de Pande e Temane. Os dois ciclos dispõem das seguintes etapas pré-resfriamento, liquefacção e sub-resfriamento. Para a simulação do processo de liquefacção do gás natural, foram feitas as seguintes suposições:

Eficiência isentrópica dos compressores e expansores

O estado do fluido que está sendo admitido no compressor e a pressão são mantidos fixos. A transferência de calor com a vizinhança é desprezível, assim como os efeitos das energias cinética e potencial.

- A eficiência isentrópica dos compressores e expansores é de 75% e já é especificada pelo simulador Aspen HYSYS;

Equação de estado

- Para a caracterização das propriedades termodinâmicas do gás natural e do refrigerante misto foi escolhido a equação de estado *Peng-Robinson* no simulador por apresentar vantagens em comparação com outros modelos.

Condições do gás de entrada no simulador

A quantidade de gás natural assumida para a liquefacção foi de 148900Kg/h, entrando na planta de liquefacção a 20 °C e 56.66 bar. Para o processo de refrigeração nos permutadores de calor, foi usado a água a temperatura 20 °C e pressão 1bar.

3.2. Simulação da liquefacção do gás natural

O gás natural utilizado neste trabalho foi obtido de um dos poços de produção de gás natural de Pande e Temane, Província de Inhambane, Moçambique. A composição típica do gás natural de Pande e Temane é apresentada na Tabela 6. O campo de Pande, poço nº 16, extraído da tabela 6 a sua composição é a apresentada na Tabela 7 e que constitui o objecto de estudo no presente trabalho. Este gás natural foi directamente utilizado como alimentação na planta de liquefacção de GN, considerando o gás previamente tratado para remover H₂S, CO₂, Hg, compostos pesados de hidrocarbonetos e outras impurezas indesejáveis.

Tabela 6: Composição molecular dos gases dos campos de Inhassoro, Pande e Temane (Loegering & Milkov, 2017)

Field	Well	Sample	Top Depth (m)	Base Depth (m)	Reservoir	Molecular Composition (mol %)														Ratios		
						C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆₊	CO ₂	N ₂	O ₂	Ar	He	H ₂	C ₁ /(C ₂ +C ₃)	C ₁ /(C ₁ -C ₅)	
Inhassoro	Inhassoro-4	DST-1			G-9																	
Inhassoro	Inhassoro-4	DST-2			G-6																	
Inhassoro	Inhassoro-6	DST-3	1162.1	1172.8	G-6																	
Inhassoro	I-9z	Wellhead			G-6	79.57	9.29	3.70	0.91	0.91	0.30	0.22	0.40	0.014	4.56	0.10	0.0228	0.0028	nd	6	0.838	
Pande	Agua Dourada-1	DST-1	1053.5	1062.7	G-6																	
Pande	Pande North				G-6	94.94	1.75	0.77	0.23	0.25	0.10	0.12	0.46		0.68				0.0269	38	0.967	
Pande	Pande-14	DST-2	1521	1529	G-11	93.10	1.80	0.40		0.20		0.10		nd	4.40					42	0.974	
Pande	Pande-14	DST-4	1150	1154	G-6	92.40	2.80	0.80		0.50		0.20		Trace	3.30					26	0.956	
Pande	Pande-14	DST-4	1150	1154	G-6	93.60	2.40	0.80		0.40		0.10		nd	2.70					29	0.962	
Pande	Pande-14	DST-4	1150	1154	G-6	84.70	2.10	0.70		0.40		0.20		nd	11.90					30	0.961	
Pande	Pande-2				G-6	95.59	2.39	0.56	0.17	0.20	0.07	0.07	0.34		0.10				0.0269	32	0.965	
Pande	Pande-5				G-6	95.69	1.42	0.64	0.21	0.22	0.08	0.08	0.33		0.74				0.0269	46	0.973	
Pande	Pande-6				G-6	95.82	1.33	0.57	0.18	0.20	0.08	0.07	0.37		0.85				0.0269	50	0.975	
Pande	Pande-7		1160	1180	G-6	93.66	2.08	0.83	0.21	0.22	0.07	0.05	0.23		2.62		0.02	0.02		32	0.964	
Pande	Pande-7				G-6																	
Pande	Pande-12	Wellhead			G-6	94.98	1.59	0.47	0.12	0.12	0.04	0.03	0.10	0.006	2.46	0.042	0.0173	0.0136	nd	46	0.976	
Pande	Pande-16	Wellhead			G-6	95.88	1.47	0.40	0.08	0.08	0.02	0.02	0.04	nd	1.94	0.036	0.0147	0.0176	0.0052	51	0.979	
Pande	Pande-19	Wellhead			G-6	94.62	1.84	0.59	0.14	0.15	0.05	0.04	0.18	nd	2.31	0.037	0.0162	0.0166	nd	39	0.971	
Pande	Pande-21	Wellhead			G-6	95.54	1.52	0.45	0.10	0.11	0.03	0.03	0.13	0.006	2.01	0.041	0.0183	0.0146	0.0018	48	0.977	
Pande	Pande-15	Wellhead			G-6	93.90	2.03	0.79	0.22	0.23	0.08	0.06	0.26	nd	2.38	0.030	0.0163	0.0176	nd	33	0.965	
Pande	Pande-22	Wellhead			G-6	95.66	1.51	0.48	0.12	0.13	0.04	0.03	0.16	nd	1.80	0.038	0.0135	0.0151	nd	48	0.976	
Pande	Pande-13	Wellhead			G-6	94.12	1.82	0.64	0.18	0.18	0.06	0.05	0.18	nd	2.68	0.046	0.0186	0.0169	nd	38	0.970	
Temane	Temane-14	PT-1			G-12																	
Temane	Temane-14	PT-2			G-11																	
Temane	Temane-2		1295	1297	G-7	93.39	2.32	1.10	0.26	0.33	0.10	0.08	0.39		2.01		0.01	0.02		27	0.957	
Temane	Temane-2				G-9	93.07	2.05	1.32	0.38	0.46	0.16	0.12	0.40		11.90				0.0269	28	0.954	
Temane	Temane-21	PT-1			G-8																	
Temane	Temane-7	Production test	1283.5	1307.5	G-9																	

Tabela 7: Composição do gás natural, Pande poço 16, utilizado para simular a produção de gás natural liquefeito.

Componente	Composição
C ₁	95.88
C ₂	1.47
C ₃	0.40
iC ₄	0.08
nC ₄	0.08
iC ₅	0.02
nC ₅	0.02
C ₆₊	0.04
CO ₂	Nd
N ₂	1.94
O ₂	0.036
Ar	0.0147
He	0.0176
H ₂	0.0052

3.3. C3MR (Refrigerante misto pré-resfriado de propano)

O ciclo C3MR é o mais complexo que o DMR, ele apresenta dois ciclos de refrigeração nomeadamente, o pré-resfriamento no qual é usado apenas o refrigerante propano e o ciclo de liquefacção e sub-resfriamento no qual é usado o refrigerante misto constituído de etano (C₂), propano (C₃) e nitrogénio (N₂), conforme descrito pela tabela 8. As respectivas composições dos refrigerantes mistos em termos molares foram assumidas com base em algumas literaturas como (Hajji, Ghahartaghi, & Kahani, 2019) e (Vikse, Watson, Gundersen, & Barton, 2018).

Tabela 8: Composição e fluxo mássico no ciclo C3MR

C ₃	% Mol	MR	% Mol
Propano	100	C ₂	40
		C ₃	30
		N ₂	40
Total (Kg/h)	661 000	Total (Kg/h)	300 000

3.3.1. Pré-resfriamento

O processo de liquefacção de GN usando o ciclo C3MR. Na etapa do pré-resfriamento, o gás natural NG-0 a pressão de 55.56 bar e temperatura 20 °C entra no permutador de calor LNG-1 juntamente com o refrigerante misto MR-0 a mesma pressão, mas com temperatura de 35 °C, sendo estas duas correntes quentes. Nesta etapa de pré-resfriamento o gás natural vai ser arrefecido e sai do permutador de calor LNG-3 a -93 °C.

Inicialmente, o propano puro C3-0 a 30.02 °C e 55.56 bar é separado no separador TEE-1 em duas correntes, nomeadamente C3-1 e C3-2, onde a corrente C3-2 é expandida bruscamente ao passar pela válvula de Joule Thompson VLV-1 diminuindo a pressão e consequentemente a sua temperatura para 6.55 bar e 11.06 °C respectivamente, obtém-se, deste modo, a corrente de propano C3-3 que é usada para resfriar o gás natural NG-0 e o refrigerante misto MR-0 no permutador de calor LNG-1, e neste permutador, as temperaturas do gás NG-1 e o refrigerante misto MR-1 saem a mesma temperatura de 12.1 °C e pressão de 56.45 bar.

A outra corrente que abandona TEE-1, o C3-1, é também expandida de forma brusca na VLV-2 obtendo-se a corrente C3-5 com as mesmas propriedades que C3-3, pressão e temperatura. A corrente C3-5 segue para o estágio seguinte, onde ele entra no separador Sep-1, neste serão divididas as fases líquida e gasosa sendo que a fase líquida sai do fundo do separador C3-7 e fase gasosa do topo do separador C3-06. A corrente que sai do fundo do Sep-1, C3-7 ainda contém fracções da fase líquida em equilíbrio com gás, e, portanto, é separada em duas correntes C3-10 e C3-11 as quais são expandidas de forma brusca nas válvulas de Joule Thompson VLV-3 e VLV-4 respectivamente. A corrente C3-10 a 11.06 °C e 6.55 bar após passar pela válvula VLV-3 obtém-se a corrente C3-8 a -18.79 °C e 2.55 bar a qual é usada para refrigerar o gás natural NG-1 e o refrigerante misto MR-1 no permutador de calor LNG-2, que ambas saiem a mesma temperatura de -18 °C e pressão 56.35 bar. A outra corrente que saiu do TEE-100, a corrente C3-11 a 11.06 °C e 6.55 bar é também expandida na VLV-4, obtendo-se a corrente C3-12 a -93.93 C° e 0.05 bar que novamente refrigera o gás natural NG-2 e o refrigerante misto MR-2 ambos a -18 °C e 56.35 bar, são resfriados até NG-3 e MR-3 igual -93 °C e 56.25 bar.

Do permutador de calor LNG-1, após as correntes de gás natural NG-0 e refrigerante misto MR-0 terem sido arrefecidas com o refrigerante propano C3-3, obtém-se uma corrente C3-4 a saída do LNG-1 a temperatura de 34.18 °C e pressão 6.45 bar que segue para o processo de compressão no compressor k-3 elevando a temperatura e a pressão para 114.9 °C e 30.45 bar respectivamente e ela sai com a designação C3-17.

Repete-se o processo ocorrido no primeiro permutador de calor LNG-1, mas agora usando o LNG-2, ao se resfriar as correntes de gás natural NG-1 e refrigerante misto MR-1 com o refrigerante propano C3-8, obtém-se uma corrente C3-9 a saída do LNG-2 com temperatura 11.99 °C e pressão 2.45 bar, a mesma corrente C3-9 segue para o processo de compressão no compressor k-2 elevando a temperatura e a pressão para 134.1 °C e 30.45 bar respectivamente e ela sai com a denominação C3-15.

No permutador de calor LNG-3, as correntes de gás natural NG-2 e MR-2 são resfriados com a corrente de propano C3-12, obtendo-se uma corrente C3-13 a saída do LNG-3 a temperatura de -18.4 °C e pressão de 0.0499 bar, a mesma corrente C3-13 segue para o processo de compressão no compressor k1, onde vai se elevar a temperatura e a pressão para 266.1 °C e 30.05 bar respectivamente.

A corrente C3-5 que seguiu para o outro estágio, entra no separador de fases Sep-1, onde ela é dividida em correntes C3-7 que sai no fundo com sendo a fase líquida e a corrente C3-6 saindo do topo, encontrando-se na fase de gasosa a temperatura de 11.06 °C e pressão 6.55bar, esta corrente é comprimida no compressor k4 obtendo-se uma corrente C3-18 a 93.48 °C e 30.55 bar.

As correntes C3-18 e C3-14 após passarem pelos estágios de compressão elas são misturadas num misturador de correntes Mix 1, formando uma única corrente C3-19 a 236.9 °C e pressão 30.05 bar. Do outro lado também, após a primeira compressão as correntes C3-17 e C3-17, são misturados no misturador Mix 2, resultando uma corrente com a denominação C3-20 a 124.9 °C e pressão 30.45bar. As duas únicas correntes provenientes dos misturadores Mix 1 e Mix 2 são juntas novamente no misturador Mix 3 originando a corrente C3-21 com temperatura 199.7 °C e pressão 30.05 bar.

Para poder se completar o ciclo de pré-resfriamento, a corrente C3-21 com temperatura 199.7 °C e pressão 30.05 bar, deve ser arrefecida de modo a ter-se mesmas condições de entrada do propano puro C3-0 que se encontra a 30.02 °C e 55.56 bar, para tal irá se usar permutadores de calor de casco e tubos e coolers e o fluido que será usado para

reduzir a temperatura do refrigerante puro de propano é água potável que em ambos permutadores, terá a temperatura de entrada de 20 °C e pressão 1bar. A corrente C3-21 entra no permutador de calor de tubos HE-1 a 199.7 °C e é reduzida a sua temperatura para 90 °C graças a enormes quantidades de água que se faz passar dos tubos do permutador. Do permutador de calor HE-1, sai a corrente C3-22 e por forma a se poupar o uso de equipamentos que gastam muita energia, a corrente C3-22 segue para o permutador E-1, o propano como refrigerante ele é arrefecido até 77 °C sem que haja queda de pressão.

A corrente C3-23 proveniente do permutador de calor E-1, entra no permutador de calor de tubos e é arrefecida até 41.07 °C e a pressão continua sendo 30.03 bar, por forma a garantir uma pressão desejada de 55.56bar para o propano puro a entrada, opta-se em montar uma bomba que vai elevar a sua pressão, da saída do permutador E-2, tem-se a corrente de propano C3-24 que entra na bomba P-100 e sai a 44.45 °C e pressão 55.56bar, daí se afirma categoricamente que se conseguiu atingir a pressão desejada para o propano puro restando diminuir a temperatura do mesmo. E com base nesta informação, monta-se um permutador de calor E-102, que recebe o propano a 44.45 °C e a tira a 30 °C na corrente C3-26. E por fim para poder-se fechar o ciclo de pré-resfriamento, monta-se um reciclo que num dado instante irá garantir que em caso de se querer modificar um dado como pressão, temperatura ou composição de um componente ele não comprometa o sistema ou o ciclo todo.

3.3.2. Sub-resfriamento e liquefacção

Nesta etapa pretende-se liquefazer o gás natural até a temperatura -162 °C e 1 bar para fins de armazenamento e transporte para longas distâncias, sendo que após a liquefacção o gás natural passa a ocupar um volume de cerca de 600 vezes menor que aquele que ocupava e neste estado de agregação, ele não é inflamável, o que torna a liquefacção a tecnologia mais atractiva. Partindo do último permutador de calor LNG-3, as correntes que dele saem são as de refrigerante misto MR-3 e gás natural NG-3 ambas a -93 °C e 56.25 bar. A corrente do gás natural NG-3 entra directamente no permutador de calor LNG-4, enquanto que a corrente do refrigerante misto MR-3 segue para o separador Sep-2, onde vai ser separada em duas correntes nomeadamente MR-4 e MR-5, sendo que a corrente MR-5 é o produto do fundo, e após sair do separador Sep-2 ele entra também directamente para o permutador de calor LNG-4. A outra corrente MR-4 é o produto do topo do separador Sep-2, e a saída dele, ele segue para a válvula de Joule-

Thompson, com o objectivo de reduzir bruscamente a sua pressão e consequentemente a sua temperatura de modo a se tornar a corrente fria que vai resfriar as correntes do gás natural NG-3 e refrigerante misto MR-5 no permutador de calor LNG-4. A corrente do refrigerante misto MR-4 que está a $-93\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.25 bar ao passar da VLV-5, diminui bruscamente a sua temperatura e pressão para $-123\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 6.25 bar . E a corrente MR-6 que sai da VLV-6 entra no permutador de calor LNG-4. A saída do permutador de calor LNG-4, saem as correntes de gás natural NG-4 e refrigerantes misto MR-7 ambas a mesma temperatura e mesma pressão de $-94.3\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.15 bar e em contra corrente no LNG-4 sai o refrigerante misto MR-8. A corrente de refrigerante misto MR-7 que está a $-94.3\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.15 bar é expandida até $-121.6\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 0.15 bar e usada para resfriar a corrente NG-4 no permutador de calor LNG-5 e deste permutador, sai a corrente NG-5 a $-121\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.15 bar , mas até aqui ainda não se atingiu a temperatura desejada neste permutador de calor, deste modo monta-se a válvula de Joule Thompson VL7 para reduzir a pressão e consequentemente a temperatura, e no fim recolhe-se o LNG desejado, a $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 1 bar .

3.3.3. Estágio de compressão

As duas correntes frias MR-8 e MR-10 provenientes dos permutadores de calor LNG-4 e LNG-5, respectivamente são introduzidas num misturador de correntes Mix 4, dando origem uma nova corrente MR-11 que está a $-125\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 0.08 bar . Esta corrente segue para um separador de corrente Sep-3, onde separa-se esta corrente em duas, uma na fase líquida que sai do fundo do separador e a outra na fase gasosa que sai no topo do mesmo. A corrente do topo MR-12 segue para o processo de compressão no compressor k-5, e sai como corrente MR-14 comprimido até 56.65 bar e a sua temperatura aumentou até $396.4\text{ }^{\circ}\text{C}$. A outra corrente do fundo Sep-3 segue para a bomba, onde a sua pressão vai aumentar até 56.65 bar e temperatura $-122.4\text{ }^{\circ}\text{C}$. As correntes que saem da bomba, MR-15 e do compressor, MR-14 são misturadas num misturador Mix 5 e sai uma corrente MR-16 em equilíbrio a $40.65\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.65 bar . O objectivo do estágio de compressão é de garantir condições e propriedades homogéneas do refrigerante misto antes de entrar no primeiro permutador de calor LNG-1. Isso justifica a necessidade de arrefecimento da corrente MR-16 no permutador de calor HE-3 usando água e a corrente resultante é MR-17 a $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.55 bar . Portanto, estas propriedades são esperadas à entrada do MR-0 e para poder unir as duas correntes, usa-se o reciclo, a Configuração do fluxograma do ciclo C3MR é apresentado na figura 6.

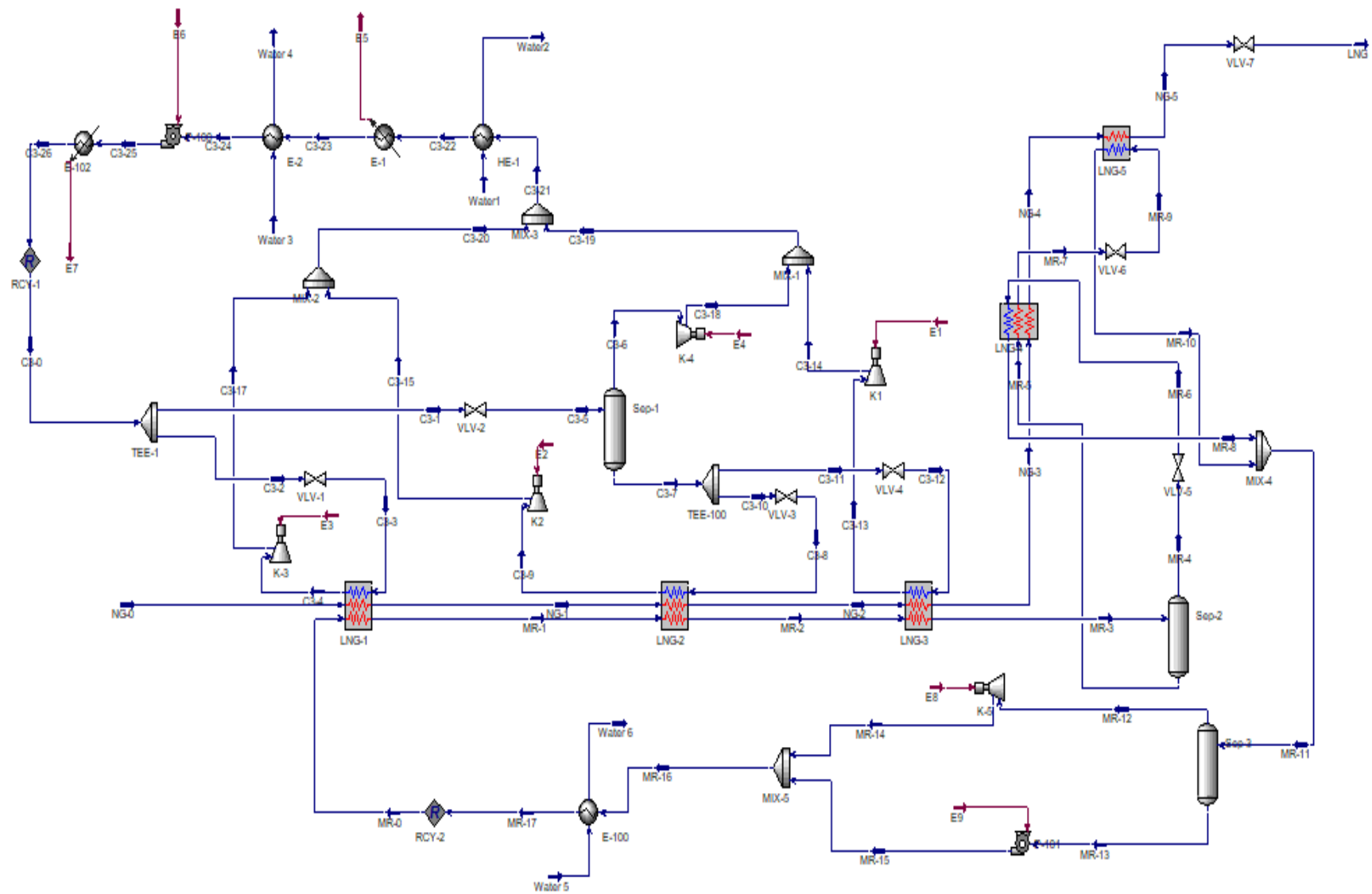


Figura 6:-Configuração do fluxograma do ciclo C3MR (Hysys V.11)

3.4. DMR (Refrigerante misto duplo)

O processo de refrigeração DMR, apresenta dois ciclos de refrigerante mistos independentes, nomeadamente o ciclo WMR (warm mixed refrigerant) para o pré-resfriamento e o ciclo CMR (cold mixed refrigerant) para o sub-resfriamento e liquefação que serão utilizados para liquefazer o gás natural.

O ciclo de pré-resfriamento é composto de etano (C2) e propano (C3) com as mesmas composições de entrada, enquanto que o ciclo de sub-resfriamento e liquefação é composto de etano (C2), propano (C3) e nitrogénio(N2) com composições diferentes conforme indicado na tabela 9.

Tabela 9: Composição e fluxo mássico no ciclo DMR

C2/C3	% Mol	MR	% Mol
Etano	50	Etano	40
Propano	50	Propano	30
		Nitrogénio	40
Total (Kg/h)	650000	Total (Kg/h)	300000

O ciclo DMR apresenta três permutadores de calor designados LNG onde o primeiro é responsável por promover o pré-resfriamento do GN e o refrigerante misto de alta pressão do ciclo, e o segundo permutador de calor é responsável pela liquefação e sub-resfriamento.

3.4.1. Pré-resfriamento

Na etapa de pré-resfriamento WMR, a corrente de gás natural NG#01 a pressão de 55.56 bar e temperatura 20 °C entra no permutador de calor LNG-100 juntamente com o refrigerante misto MR#01 a mesma pressão que NG#01 mas com temperatura 35 °C, sendo estas duas correntes quentes. Nesta etapa o gás natural vai ser arrefecido e sai do permutador de calor LNG-101 a -50 °C.

Inicialmente, a corrente de etano e propano C2/C3#01 a temperatura de 25.37 °C e pressão de 56.55 °C, entra no separador de correntes TEE-100 e é separado em duas correntes nomeadamente C2/C3#02 e C2/C3#03. A corrente C2/C3#02 é expandida bruscamente na válvula VLV-100 obtendo-se a corrente C2/C3#04 a -19.59 °C e 6.55 bar a qual é usada para resfriar o gás natural NG#01 e refrigerante misto MR#01 no primeiro permutador de calor LNG-100. A outra corrente C2/C3#03 é também expandida

na válvula VLV-101 obtendo-se a corrente C2/C3#06 a $-63.63\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 1bar a qual também é usada para resfriar a corrente de gás natural NG#02 e o refrigerante misto MR#02 no segundo permutador de calor LNG-101

Do permutador de calor LNG-100 saem as correntes do gás natural NG#02 e MR#02 ambas reduzidas à $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.45 bar e entram para o segundo permutador de calor LNG-101 para serem mais uma vez resfriadas com a corrente C2/C3#06, com este resfriamento resultam do LNG-101, as correntes do gás natural NG#03 e MR03 ambas à $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.35 bar.

Após o resfriamento no LNG-100 sai a corrente fria C2/C3#05 a $-11.63\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 6.45 bar e em paralelo no LNG-101 sai também a corrente fria C2/C3#07 a $-57.46\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 0.9 bar. As duas correntes que saem dos dois permutadores de calor, são misturadas no misturador de correntes Mix-100 obtendo-se a corrente C2/C3#8 com temperatura $-58.15\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 0.9 bar, e esta corrente C2/C3#8 segue para o separador de fases V-100, onde será separada em duas correntes, gasosa C2/C3#11 que sai no topo do separador e a líquida C2/C3#10 que sai no fundo do separador.

A corrente gasosa C2/C3#09, é enviada para o compressor K-100, onde é comprimida, resultando em corrente C2/C3#09 a $133.4\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 35.9 bar. Enquanto isso a corrente líquida C2/C3#10 segue para bomba com o objectivo de se aumentar a sua pressão para 56.55 bar e temperatura para $-54.71\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Uma vez que a temperatura da corrente de entrada no ciclo de pré-resfriamento é de $25.37\text{ }^{\circ}\text{C}$, a corrente C2/C3#11 deve ser reduzida a sua temperatura e para tal monta-se um permutador de calor de casco e tubos E-100 e utilizando-se água potável para reduzir a sua temperatura, resultando numa corrente C2/C3#13 a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$, a mesma segue para a estágio de compressão no compressor k-101, que dever ser comprimida até $131\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.56 bar. A temperatura de entrada no pré-resfriamento ainda não foi alcançada, no entanto deve ser reduzida através do uso doutro permutador de calor de casco e tubos por forma a se obter estas condições. A corrente C2/C3#14 a $131\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.56 bar é resfriada com água até $97.99\text{ }^{\circ}\text{C}$, a corrente que sai da bomba P-100 mistura-se com a corrente que sai do permutador de calor de casco e tubos E-101 num misturador de correntes, resultando em uma corrente C2/C3#16 com temperatura $88.08\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 56.55 bar, a mesma corrente entra finalmente no permutador de calor E-102 e é arrefecida até a temperatura desejada $25.41\text{ }^{\circ}\text{C}$ e mantendo a sua pressão para 56.55 bar.

Para se fechar o ciclo de resfriamento deve-se conectar a corrente C2/C3#01 que entra no processo com a corrente C2/C3#17 que sai do último equipamento, o permutador de calor E-102, utilizando um reciclo.

3.4.2. Sub-resfriamento e liquefacção

Nesta etapa pretende-se liquefazer o gás natural até a temperatura desejada de $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 1 bar. Partindo do permutador de calor LNG-101, saem as correntes do gás natural NG#03 e refrigerante misto MR#03 ambas a temperatura de $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 56.35 bar. A corrente do refrigerante misto MR#03 é expandida na válvula VLV-102 obtendo-se uma corrente MR#04 a $-133.6\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 0.02 bar que será usada para resfriar o gás natural NG#03 no permutador de calor LNG-102. A corrente de gás já resfriada, sai do permutador de calor a $-123\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 56.34 bar, mas estas ainda não são as propriedades específicas esperadas para o LNG, sendo que esta corrente NG#04 deve ainda ser resfriada, daí monta-se a válvula de Joule Thompson e alcança-se o LNG $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 1.01 bar.

A corrente de refrigerante misto que resfria o gás natural NG#03 no permutador de calor LNG-102, sai a $-123.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ e 0.01 bar e segue para o separador de fases V-101. Deste a fase gasosa MR#06 sai do topo do separador e conduzido ao compressor K-102 e que deve ser comprimido até temperatura de $348.1\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 30.01 bar, a outra corrente na fase líquida MR#07 sai do fundo do separador e é conduzido à bomba P-101 e que deve ser expandida até 56.55bar e temperatura -120.9°C . A corrente MR#08 é arrefecida no permutador de calor do tipo casco e tubos E-103 e sai a $98.35\text{ }^{\circ}\text{C}$ mas a pressão mantém-se constante. A corrente MR#10 é comprimida até temperatura 146°C e pressão 56.56 bar, mas de novo deve ser arrefecida no permutador de calor do tipo casco e tubos E-104, e sai a temperatura 65.57°C e pressão 56.55bar.

As correntes que saem da bomba P-101 e do permutador de calor E-104 nomeadamente MR#09 e MR#12 juntam-se num misturador de correntes no Mix-102 originando a corrente MR#13 a temperatura $62.46\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 56.55 bar; esta corrente ainda não tem propriedades exigidas à entrada do refrigerante misto MR#01, daí deve ser arrefecida no permutador de E-105 e finalmente obtém a corrente MR#14 a temperatura $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ e pressão 56.55 bar e para fechar o ciclo monta-se o reciclo para conectar as correntes MR#14 e MR#01. A Configuração do fluxograma de ciclo DMR está ilustrado na figura 7.

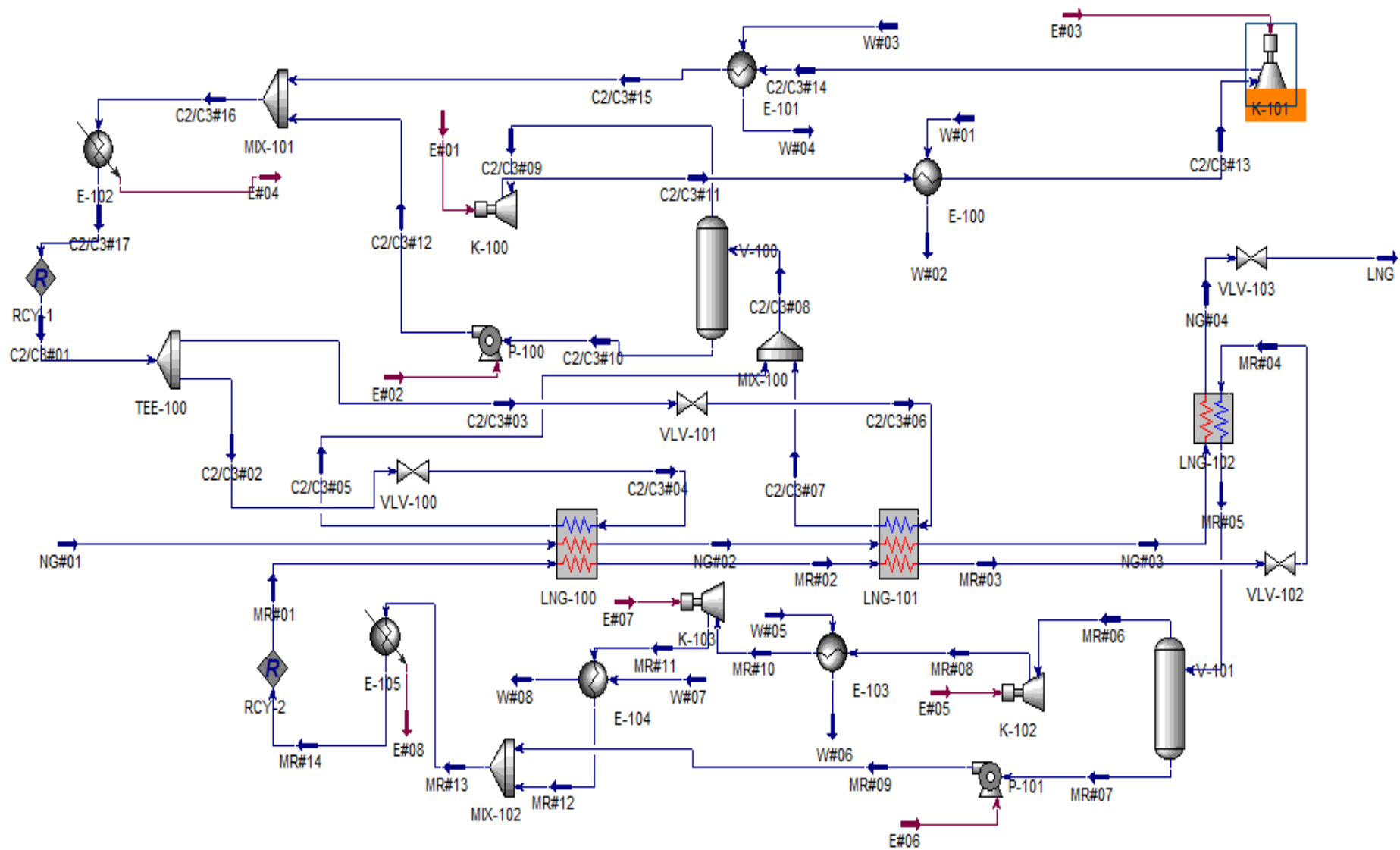


Figura 7:- Configuração do fluxograma de ciclo DMR (Aspen Hysys V.11)

CAPÍTULO 4: ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÓMICA DO PROJECTO

4.1. Estimativa dos requisitos de capital

O investimento total de capital inclui os fundos necessários para a compra de terrenos, a compra e instalação de equipamento bem como colocá-lo a funcionar.

Terra

Agentes imobiliários podem fornecer informações detalhadas sobre os custos da terra. Na ausência de tais dados e apenas para estimativas preliminares, cerca de 3% do investimento em capital fixo foi usado para estimar os custos da terra. (Coup, 2003).

Investimento de capital fixo

O investimento de capital fixo inclui equipamentos de manufactura, tubulações, ductos, equipamentos de controle automático, estruturas, isolamento, pintura, preparação do local e equipamentos de controle ambiental, bem como custos de engenharia e empreiteiros. (Coup, 2003).

Os custos relacionados aos custos dos equipamentos físicos foram estimados com a ajuda do Aspen Process Economic e site de estimativa de preços de equipamentos de engenharia química *Matche*.

Capital externo

As instalações externas incluem todas as estruturas, equipamentos e serviços que não entram directamente na fabricação do produto. Esses custos são estimados separadamente do investimento em capital fixo. (Coup, 2003)

O capital externo não inclui os serviços e utilidades da planta.

Capital circulante

Capital circulante é o fundo, “fundo de giro” necessário para conduzir os negócios diários da empresa. Vários métodos estão disponíveis para estimar uma quantidade adequada de capital circulante para um empreendimento proposto.

A proporção entre capital circulante para o investimento total varia de acordo as diferentes empresas e os diferentes tipos de negócios. Para o caso vertente, a empresa irá produzir e vender o produto a uma taxa anual uniforme, 15 a 25% do investimento total de capital é uma quantidade adequada de capital de giro (Coup, 2003).

Despesas iniciais

Quando um processo é activado, existem certas despesas únicas (treinamento de operadores, construção temporária, serviços auxiliares, testes e ajustes de equipamentos, tubulações e instrumentos, etc.) relacionadas a esta actividade. (Coup, 2003). Para plantas com um investimento de capital fixo igual ou superior a US \$ 100000000 como é o caso, 6% do investimento de capital fixo é tido razoável e foi usado como base de cálculo.

Outros itens de capital

Royalties e licenças pagos

A compra de tecnologia através de royalties ou licenças pagas é considerada parte do investimento de capital. O raciocínio é que estes são substitutos para a pesquisa e desenvolvimento de processos (Coup, 2003).

Tabela 10 - Estimativa de investimento total de capital para o ciclo C3MR

Custos Directos	Factor	[USD]
Custo de aquisição do equipamento	1	119481000
Instalação do equipamento	0.47	56156070
Instrumentação e controlo	0.18	21506580
Tubagem	0.66	78857460
Instalações eléctricas	0.11	13142910
Melhorias externas	0.1	11948100
Serviços auxiliares	0.7	83636700
Terreno	0.06	7168860
Custos Directos Totais	3.46	413404260
Engenharia e supervisão	0.33	39428730
Despesas de construção	0.41	48987210
Custos directos e indirectos totais	4.2	501820200
Despesas com contractos	0.21	25091010
Contingências	0.42	50182020
Capital fixo total	4.83	577093230
capital circulante	0.97	115896570

Despesas de Start - Up	0.29	34649490
Investimento total de capital	6.09	727639290

Tabela 11- Estimativa de investimento total de capital para o ciclo DMR

Custos Directos	Factor	[USD]
Custo de aquisição do equipamento	1	109916200
Instalação do equipamento	0.47	51660614
Instrumentação e controlo	0.18	19784916
Tubagem	0.66	72544692
Instalações eléctricas	0.11	12090782
Construções	0.18	19784916
Melhorias externas	0.1	10991620
Serviços auxiliares	0.7	76941340
Terreno	0.06	6594972
Custos directos totais	3.46	380310052
Engenharia e supervisão	0.33	36272346
Despesas de construção	0.41	45065642
Custos directos e indirectos totais	4.2	461648040
Despesas com contractos	0.21	23082402
Contingências	0.42	46164804
Capital fixo total	4.83	530895246
capital circulante	0.97	106618714
Despesas de Start - Up	0.29	31875698
Investimento total de capital	6.09	669389658

Estimativa de custos operacionais

As despesas operacionais são recorrentes e afectam significativamente o fluxo de caixa e a lucratividade de um empreendimento. Algumas despesas, como matérias-primas e utilidades, foram estimadas com precisão a partir dos balanços de massa e energia do processo fornecidos pelo Aspen HYSYS e dos custos de utilidades fornecidos pelo APEA. Itens como manutenção e despesas indirectas da planta são estimados como uma percentagem do investimento fixo de capital. A depreciação é

definida pelas políticas do governo. Geralmente, todos os outros itens nas estimativas de despesas operacionais são percentagens de despesas laborais (de mão-de-obra).

Despesas de matéria-prima

A estimativa do custo da matéria-prima usado neste projecto foi feita atendendo as informações fornecidas pelo Centro de integridade pública (CIP) sobre o custo desta em contractos da empresa fornecedora para as indústrias e a previsão de inflação relacionada.

Tabela 12- Despesas de matéria-prima para o ciclo C3MR assim como DMR

Matéria-prima						
Item	Taxa (m3/h)	Valor médio de aquecimento (Std)[Gj/h]	Custo energético [USD/Gj]	Custo unitário [USD/m3]	Custo horário [USD/h]	Custo anual [USD/ano]
Gás natural	3368	7541.785	3	6.72	22632.96	179253043.2
Total						179253043.2

Despesas com as utilidades

Os dados qualitativos e quantitativo para o cálculo das despesas relacionadas as utilidades foram extraídas do APEA e do Aspen HYSYS respectivamente, e apresentados na tabela 13.

Tabela 13- Despesas relacionadas as utilidades para o ciclo C3MR

Utilidades							
Item	Fluido	Taxa	Unidades	Custo unitário	Unidades	Custo horário [USD/h]	Custo anual [USD/ano]
Electricidade		35343	Kw	0.225	USD/kwh	7952.175	69661053
Água	Agua	1120000	kg/h	0.0006	USD/kg	672	672
Refrigerante-Propano	Refrigerante	390400	kg/h	0.166	USD/kg	64806.4	64806.4

Refrigerante Nitrogénio-etano-propano	Refrigerante	184000	kg/h	2.062	USD/kg	379408	379408
Total							70105939.4

Tabela 14- Despesas relacionadas as utilidades para o ciclo DMR

Utilidades							
Item	Fluido	Taxa	Unidades	Custo unitário	Unidades	Custo horário [USD/h]	Custo anual [USD/ano]
Electricidade		154500	kw	0.225	USD/Kw	34762.5	304519500
Água	Água	1100000	kg/h	0.0006	USD/Kg	660	660
Refrigerante etano-propano	Refrigerante	650000	kg/h	0.442	USD/Kg	287300	287300
Refrigerante Nitrogénio-etano-propano	Refrigerante	300000	kg/h	2.062	USD/Kg	618600	618600
Total							305426060

Despesas de mão de obra e produtividade

A mão-de-obra operacional é geralmente o segundo maior item de despesa directa na folha de despesas de produção. Um método para estimar os requisitos de mão-de-obra para vários tipos de processos químicos nos Estados Unidos foi proposto por Wessel. Sua equação para plantas que produzem produtos de 2 a 2000tons/dia é a seguinte:

$$\log_{10} Y = -0.783 \log_{10} X + 1.25$$

Onde

Y= mão de obra operacional em homens-hora por tonelada por etapa de processamento

X=capacidade da planta, toneladas/dia

B= uma constante, dependendo do tipo de processo [+0.132 para operações *batch* com requisitos mínimos de mão-de-obra); +0 (para operações com necessidades médias de mão-de-obra); -0.167 (para um processo contínuo bem instrumentado)].

A equação de Wessel fornece uma maneira de extrapolar horas-homem para plantas de maior ou menor capacidade. A despesa operacional com mão-de-obra é encontrada multiplicando os requisitos de homens-hora pelo número de horas trabalhadas e pelo custo médio de mão-de-obra para o tipo de fábrica. (Coup, 2003)

Tabela 15- Despesas laborais de mão-de-obra para o ciclo C3MR

Despesas laborais (Mão-de-obra)					
Capacidade de produção (X) [ton/dia]	Constante do processo	Labor operacional [homens-hora/unidade]	Unidades operacionais	Horas trabalhadas [h/ano]	Nr total de trabalhadores
2457.6	-0.167	0.001368	3	8760	58
Custo de mão-de-obra no ciclo C3MR [USD/(operador)(ano)]					45000
Custo médio da mão-de-obra [USD/ano]					1617796.8

Tabela 16- Despesas laborais de mão-de-obra para o ciclo DMR

Despesas laborais (Mão-de-obra)					
Capacidade de produção (X) [ton/dia]	Constante do processo [B]	Labor operacional [homens/unidade]	Unidades operacionais	Horas trabalhadas [h/ano]	Nr. Total de trabalhadores
2508	-0.167	0.001347	3	8760	58
Custo de mão-de-obra no ciclo DMR [USD/(operador)(ano)]					45000
Custo médio de mão-de-obra [USD/ano]					1592962.2

Manutenção

Para estimativas preliminares, e frequentemente usada uma percentagem do investimento fixo de capital. Uma média de 6 a 10% do investimento em capital fixo é razoável. Para processos com uma grande quantidade de equipamentos rotativos, como bombas, compressores, centrífugas ou processos que operam em temperaturas extremas e/ou pressão (que é o caso da planta de liquefação), a percentagem mais alta deve ser usada. Se for necessário dividir as despesas de manutenção em materiais e mão-de-obra, os valores razoáveis são 60 e 40%, respectivamente. (Coup, 2003)

Tabela 17- Despesas de manutenção e reparação para o ciclo C3MR

Manutenção			
Item	Percentagem do investimento fixo	Investimento fixo [USD]	Custo anual [USD/ano]
Materiais	6%	577093230	34625593.8
Labor	4%	577093230	23083729.2
Total			57709323

Tabela 18- Despesas de manutenção e reparação para o ciclo DMR

Manutenção			
Item	Percentagem de investimento fixo	Investimento fixo [USD]	Custo anual [USD/ano]
Materiais	6%	530895246	31853714.76
Labor	4%	530895246	21235809.84
Total			53089524.6

Supervisão

Se os cargos e salários puderem ser identificados, esses dados deverão ser usados com subsídios para aumentos salariais. Como alternativa, 20 a 30% da despesa operacional de mão-de-obra é razoável. O limite inferior seria para operações contínuas como é o caso do processo simulado e foco do estudo, enquanto o superior seria mais realista para operações batch. (Coup, 2003)

Tabela 19- Despesas de supervisão para o ciclo C3MR

Supervisão

Item	Percentagem das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Supervisão	20%	1617796.8	323559.36
Total			323559.36

Tabela 20- Despesas de supervisão para o ciclo DMR

Supervisão			
Item	Percentagem das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Supervisão	20%	1592962.2	318592.44
Total			318592.44

Encargos da folha de pagamento

Essa categoria de despesa inclui remuneração de trabalhadores, prêmios de previdência social, impostos de desemprego, férias pagas e feriados, além de prêmios de seguro de vida, médico e odontológico. Até a década de 1980, essas despesas representavam cerca de 45 a 50% da mão-de-obra, mais as despesas de supervisão; no entanto, a partir do final dos anos 90, esse número começou a cair para entre 30 e 40%. (Coup, 2003).

Tabela 21-Encargos da folha de pagamento para o ciclo C3MR

Encargos da folha de pagamento			
Item	% das (Despesas laborais + supervisão)	Despesas laborais + supervisão [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Payroll Charges	30%	1941356.16	582406.848
Total			582406.848

Tabela 22- Encargos da folha de pagamento para o ciclo DMR

Encargos da folha de pagamento			
Item	% das (Despesas laborais + supervisão)	Despesas laborais + supervisão [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Payroll	30%	1911554.64	573466.392
Total			573466.392

Suprimentos operacionais

Essa despesa inclui inventários de instrumentos, papel de computador, panos de filtro, vassouras, esfregões, etc. Os registros da empresa para operações semelhantes são a melhor fonte de informação. Para novas operações como é o caso, uma estimativa razoável pode ser 5 a 7% da mão-de-obra (Coup, 2003).

Tabela 23- Despesas com suprimentos para o ciclo C3MR

Suprimentos de operação			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Suprimentos	5%	1617796.8	80889.84
Total			80889.84

Tabela 24- Despesas com suprimentos para o ciclo DMR

Suprimentos de operação			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Suprimentos	5%	1592962.2	7964811
Total			7964811

Despesas de laboratório

Muitos produtos devem ser submetidos a vários testes de controle de qualidade em laboratório. As cobranças por essas despesas se aproximam de US \$ 100 a US \$ 150 por hora de laboratório. Como alternativa, uma estimativa razoável para fins preliminares pode ser de 15 a 20% da mão-de-obra operacional (Coup, 2003).

Tabela 25 - Despesas de laboratório para o ciclo C3MR

Despesas de laboratório			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Laboratório	15%	1617796.8	242669.52
Total			242669.52

Tabela 26- Despesas de laboratório para o ciclo DMR

Despesas de laboratório			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Laboratório	15%	1592962.2	238944.33

Total	238944.33
-------	-----------

Roupas e lavanderia

Na produção de produtos alimentícios, produtos farmacêuticos, produtos químicos tóxicos, microelectrónica de alta tecnologia, etc., as empresas fornecem serviços de roupas e lavanderia para o pessoal de produção. Essa despesa variará dependendo do produto fabricado e do processo de fabricação. Os registros da empresa são uma excelente fonte de dados. Se nenhuma informação estiver disponível, 15 a 20% da despesa operacional do trabalho é razoável. (Coup, 2003).

Tabela 27- Despesa de vestuário e limpeza para o ciclo C3MR

Vestuário e Limpeza			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Vestuário	15%	1617796.8	242669.52
Total			242669.52

Tabela 28- Despesa de vestuário e limpeza para o ciclo C3MR

Vestuário e Limpeza			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Vestuário	15%	1592962.2	238944.33
Total			238944.33

Despesa de controle ambiental

Os resíduos das operações de produção devem ser descartados de maneira segura e ambientalmente aceitável. Algumas empresas têm suas próprias instalações para descarte adequado ou podem contratar outras empresas, mas não importa como os resíduos sejam tratados, há uma taxa média de US\$ 0.25- US \$2.5/gal (Coup, 2003).

Tabela 29- Despesas de controlo ambiental para o ciclo C3MR

Despesas de controlo ambiental			
Item	Quantidade [gal/ano]	Custo de tratamento [USD/gal]	Custo anual [USD/ano]
Tratamento de resíduos	298952381	0.25	74738095.25
Total			74738095.25

Tabela 30- Despesas de controlo ambiental para o ciclo DMR

Despesas de controlo ambiental			
Item	Quantidade[gal/ano]	Custo de tratamento [USD/gal]	Custo anual [USD/ano]
Tratamento de resíduos	254920634.9	0.25	63730158.73
Total			63730158.73

Despesas indirectas (Depreciação)

A cada revisão das leis tributárias, há modificações nas regras de depreciação de equipamentos. Mas em geral a legislação Moçambicana se baseia no método de depreciação linear. E sendo este método função da vida útil do capital fixo que para este tipo de empreendimento é de 20 anos a taxa de 5% do custo do capital fixo, que é parte depreciável do investimento fixo excluindo o terreno. (Coup, 2003).

Despesas indirectas da planta

As despesas indirectas da planta cobrem uma ampla gama de itens, como seguro de propriedade; seguro de responsabilidade pessoal e patrimonial; compensação dos trabalhadores; franquias e impostos imobiliários; protecção contra incêndio; segurança; pessoal da fábrica, etc. Uma estimativa rápida dessas despesas é de 3-5% do investimento em capital fixo (Coup, 2003).

Tabela 31- Despesas indirectas para o ciclo C3MR

Despesas indirectas			
Item	Percentagem do investimento fixo	Investimento fixo [USD]	Custo anual [USD/ano]
Depreciação	5%	577093230	28854661.5
Outras despesas	3%	577093230	17312796.9
Total			46167458.4

Tabela 32- Despesas indirectas para o ciclo DMR

Despesas indirectas			
Item	Percentagem do investimento fixo	Investimento fixo [USD]	Custo anual [USD/ano]
Depreciação	5%	530895246	26544762.3
Outras despesas	3%	530895246	15926857.38

Total	42471619.68
-------	-------------

Despesas gerais administrativas

Estão relacionadas as despesas para manter a parte administrativa e seus escritórios seus diversos departamentos. Elas variam entre 6% e 15% das despesas laborais.

Tabela 33- Despesas gerais administrativas para o ciclo C3MR

Despesas gerais administrativas			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Despesas gerais administrativas	15%	1617796.8	242669.52
Total			242669.52

Tabela 34- Despesas gerais administrativas para o ciclo DMR

Despesas gerais administrativas			
Item	% das despesas laborais	Despesas laborais [USD/ano]	Custo anual [USD/ano]
Despesas gerais administrativas	15%	1592962.2	238944.33
Total			238944.33

Todos itens envolvidos na estimativa dos custos operacionais estão na tabela abaixo:

Tabela 35- Estimativa de custos operacionais para o ciclo C3MR

Estimativa dos custos operacionais	
Item	[USD/ano]
Matéria-prima	179253043.2
Despesas directas	
Utilidades	70105939.4
Mão-de-obra	2610000
Manutenção	16600000
Supervisão	323559.36
Payroll charges	582406.848
Suprimentos de operação	80889.89

Despesas de laboratório	242669.52
Vestuário, EPI, EPC	242669.52
Controle ambiental	74738095.25
Total de despesas directas e de matéria-prima	533786260.4
Despesas indirectas	
Depreciação	3282226.5
Custos de financiamento (juros)	4413301
Outras despesas indirectas	1969335.9
Despesa total de produção	9664863.4
Despesas gerais administrativas	242669.52
Total de custos operacionais	9907532.92

Tabela 36- Estimativa dos custos operacionais para o ciclo DMR

Estimativa dos custos operacionais	
Item	[USD/ano]
Matéria-prima	179253043.2
Despesas directas	
Utilidades	304519500
Mão-de-obra	1592962.2
Manutenção	5573337
Supervisão	318592.44
Payroll charges	573466.392
Suprimentos de operação	7964811
Despesas de laboratório	238944.33
Vestuário, EPI, EPC	238944.33
Controle ambiental	23730158.73
Total de despesas directas e de matéria-prima	613207217.6
Despesas indirectas	
Depreciação	2723204
Custos de financiamento (juros)	3866830.275
Outras despesas indirectas	1633922.4
Despesa total de produção	8223956.675
Despesas gerais administrativas	238944.33
Total de custos operacionais	8462901.005

4.1.1. Proveniência do capital de investimento total

O capital estimado será obtido através de investimentos privados nacionais e estrangeiros (cidadãos, empresas e instituições nacionais, empresas e investidores

individuais estrangeiros), investimento público pelo Estado e o remanescente será obtido através de empréstimos em instituições financeiras robustas internacionais.

Tabela 37- Proveniência do capital de investimento total para o ciclo C3MR

Capital de investimento total		
Proveniência	Percentagem	Valor [USD]
Investimento privado	65%	472965539
Investimento público	15%	109145894
Empréstimo bancários	20%	145527858
Total	100%	727639290

Tabela 38- Proveniência do capital de investimento para o ciclo DMR

Capital de investimento total		
Proveniência	Percentagem	Valor [USD]
Investimento privado	65%	435103277.7
Investimento publico	15%	100408448.7
Empréstimos bancários	20%	133877931.6
Total	100%	669389658

4.1.2. Empréstimos bancários

O tipo de empréstimos bancários considerado foi o de financiamento a Megaprojectos tendo um período de liquidação longo e taxas de juros atractivas. Abaixo temos os dados relacionados e o mapa de Amortização do empréstimo.

Tabela 39- Dados do mercado financeiro para o ciclo C3MR e DMR

Empréstimo bancário	
Item	Percentagem
Taxa de juros	5%
Taxa de inflação	2.42%
taxa de actualização	2.52%

O plano de amortização do empréstimo bancário e representado na tabela abaixo.

Tabela 40- Plano de amortização do empréstimo para o ciclo C3MR

Plano de amortização do empréstimo				
Período	Amortização	Juro	Prestação	Saldo a pagar
Ano 0	145527858
Ano 1	14552785.8	7276393	21829178.7	130975072.2

Ano 2	14552785.8	6548754	21101539.41	116422286.4
Ano 3	14552785.8	5821114	20373900.12	101869500.6
Ano 4	14552785.8	5093475	19646260.83	87316714.8
Ano 5	14552785.8	4365836	18918621.54	72763929
Ano 6	14552785.8	3638196	18190982.25	58211143.2
Ano 7	14552785.8	2910557	17463342.96	43658357.4
Ano 8	14552785.8	2182918	16735703.67	29105571.6
Ano 9	14552785.8	1455279	16008064.38	14552785.8
Ano 10	14552785.8	727639.3	15280425.09
Total	145527858	40020161	185548019

Tabela 41- Plano de amortização do empréstimo para o ciclo DMR

Plano de amortização do empréstimo				
Período	Amortização	Juro	Prestação	Saldo a pagar
Ano 0	133877931.6
Ano 1	13387793.16	6693896.58	20081689.74	120490138.4
Ano 2	13387793.16	6024506.922	19412300.08	107102345.3
Ano 3	13387793.16	5355117.264	18742910.42	93714552.12
Ano 4	13387793.16	4685727.606	18073520.77	80326758.96
Ano 5	13387793.16	4016337.948	17404131.11	66938965.8
Ano 6	13387793.16	3346948.29	16734741.45	53551172.64
Ano 7	13387793.16	2677558.632	16065351.79	40163379.48
Ano 8	13387793.16	2008168.974	15395962.13	26775586.32
Ano 9	13387793.16	1338779.316	14726572.48	13387793.16
Ano 10	13387793.16	669389.658	14057182.82
Total	133877931.6	36816431.19	170694362.8

4.1.3. Receita

A receita a ser obtida ao longo da vida útil do projecto é variável e função do grau de exploração e do preço de venda do produto.

Tabela 42- Preço de venda do LNG para o ciclo C3MR e DMR

Receita	
Preço de venda do produto	
LNG(USD/m3)	LNG(USD/Kg)
0.4567	1.25

4.1.4. Grau de exploração

O grau de exploração previsto foi atendendo que existam vários factores internos e externos que afectam o mercado e que a produção poderá oscilar de acordo com essa dinâmica.

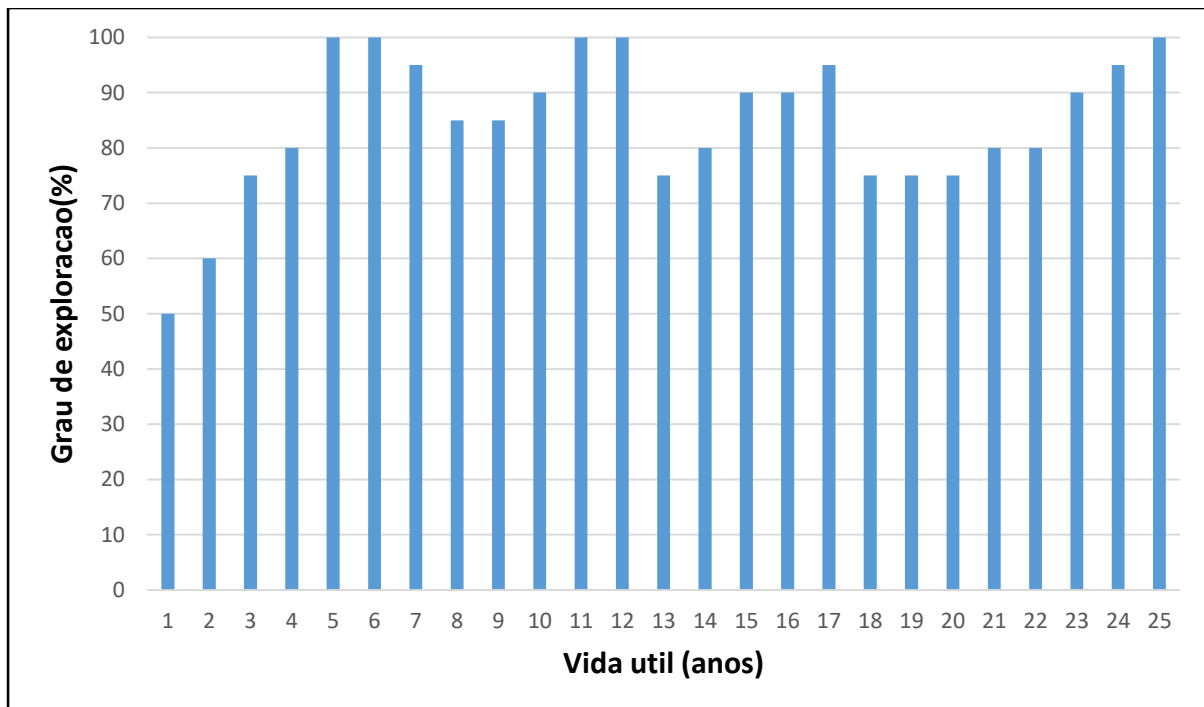


Figura 8:-Grau de exploração previsto durante a vida útil do projecto para os ciclos C3MR e DMR

Grau de exploração previsto durante a vida útil do projecto para os ciclos C3MR e DMR

4.1.5. Break Even Point

Este é ponto abaixo do qual opera-se a planta na zona do prejuízo, e acima do qual existe um lucro relacionado.

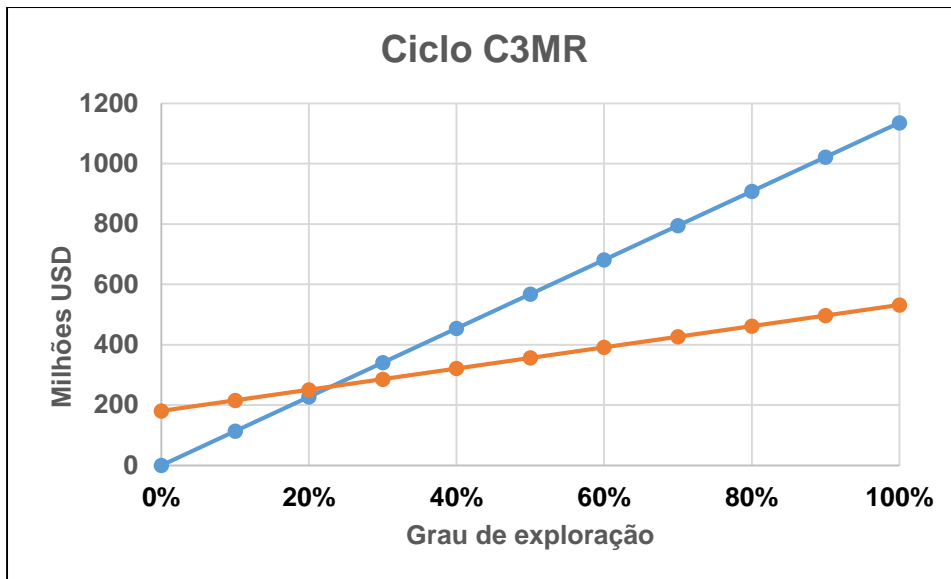


Figura 9:- Break even point para o ciclo C3MR

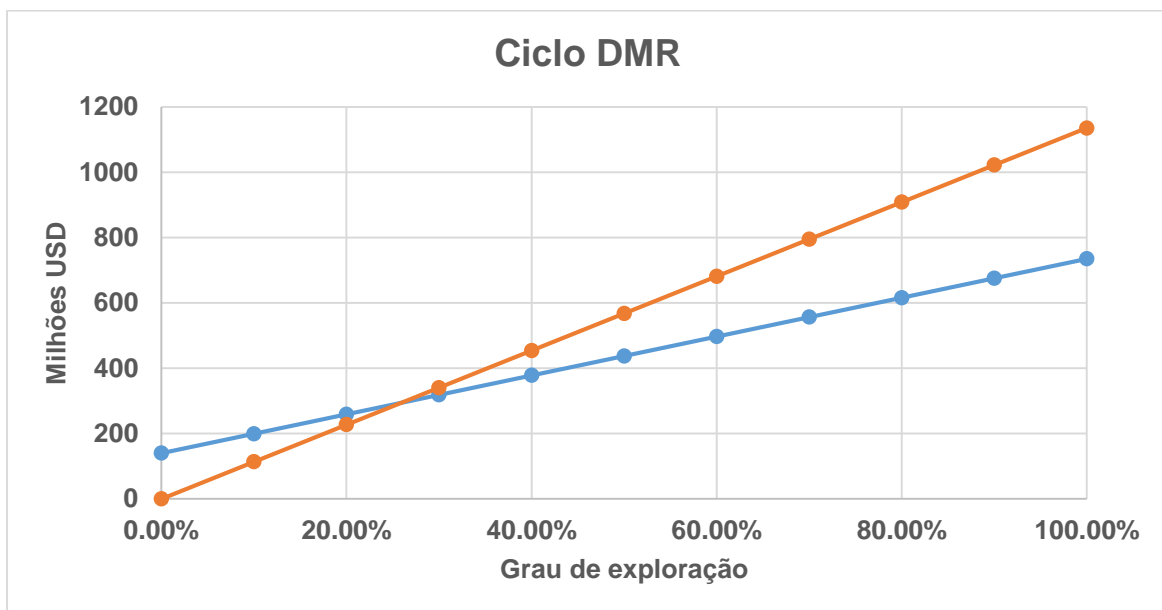


Figura 10-Break even point para o ciclo DMR

4.1.6. Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa

O tempo zero é seleccionado como inicialização. As despesas com terrenos e equipamentos, neste caso, são feitas antes do tempo zero e representam um fluxo de caixa negativo. No tempo zero, o capital de giro é aplicado no projecto, representando um fluxo de caixa negativo adicional. Quando a planta começa a operar, as receitas são geradas com a venda do produto e ocorrem fluxos de caixa positivos. As figuras

abaixo representam um histórico do fluxo de caixa e seu efeito cumulativo para o projecto, daí o nome gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa. Quando o projecto termina, a terra e o capital de giro são recuperados pela empresa.

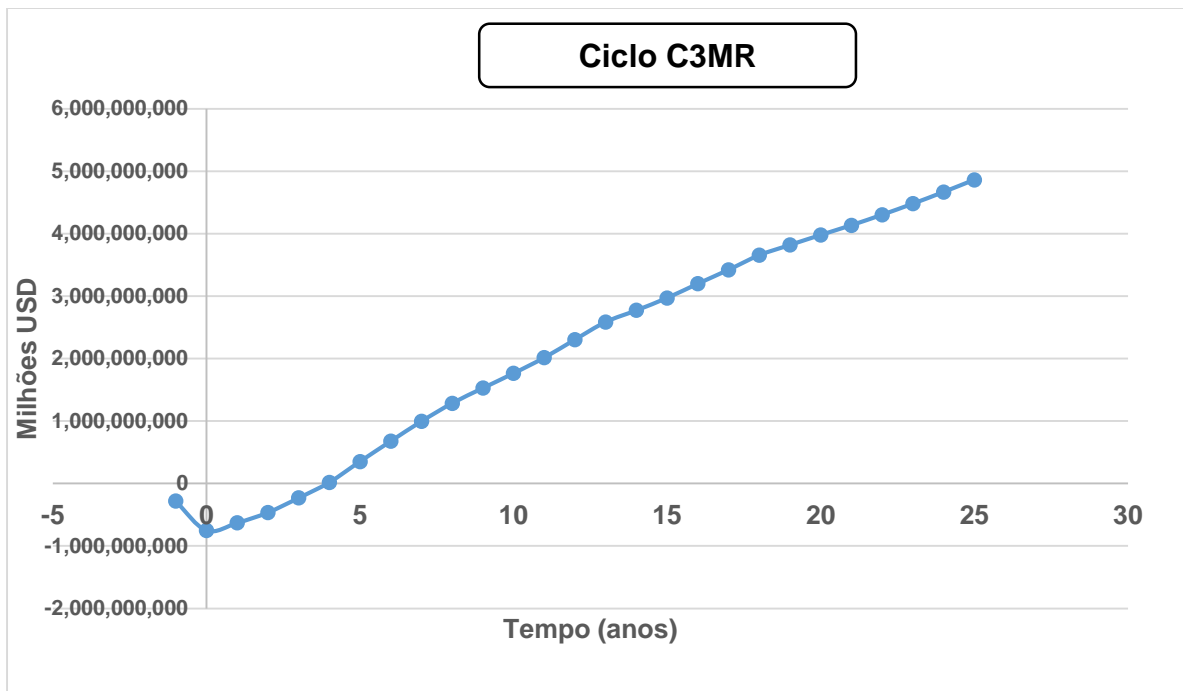


Figura 11- Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa para o ciclo C3MR

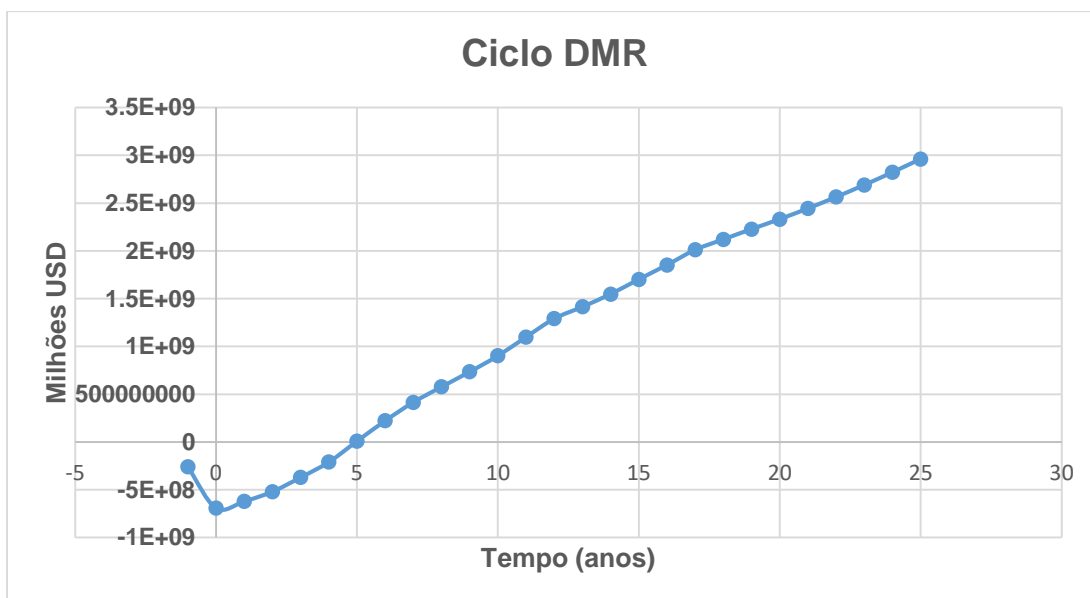


Figura 12-Gráfico de posição acumulada do fluxo de caixa para o ciclo DMR

4.1.7. Indicadores de viabilidade económica

Os indicadores de viabilidade do projecto escolhidos para a análise (PRI) são temporais pois estes consideram o custo de capital e a inflação, e são os comumente usados.

4.1.7.1. Período de retorno de investimento

É uma medida de rentabilidade, poder ser determinado usando gráfico acumulado da posição de fluxo de caixa. O objectivo desse indicador é calcular a quantidade de tempo necessária para recuperar o investimento de capital fixo depreciável do fluxo de caixa acumulado de um projecto. A definição básica do período de pagamento é o investimento de capital fixo dividido pelo fluxo de caixa após os impostos.

4.1.7.2. Valor actual líquido

Não existe um método para determinar a lucratividade satisfatoriamente; no entanto, o valor actual líquido (VAL) é o que a maioria das empresas usa, pois não possui as desvantagens de outros métodos e trata o valor do dinheiro no tempo e seu efeito na lucratividade do projecto. O valor actual líquido é a soma algébrica dos valores descontados dos fluxos de caixa a cada ano durante a vida de um projecto.

4.1.7.3. Taxa interna de retorno

A taxa interna de retorno (TIR) é a taxa de juros que tornará o valor presente dos rendimentos em dinheiro esperados de um investimento igual ao valor presente dos desembolsos de caixa exigidos pelo investimento (Coup, 2003).

Portanto, é a taxa de desconto que resulta quando o valor presente é igual a zero. O resultado obtido é então comparado com os critérios da gestão para financiar um projecto no nível de risco.

CAPÍTULO 5: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DE RESULTADOS

5.1. Apresentação dos resultados

5.1.1. Parte da Simulação

O presente trabalho foi realizado com auxílio do simulador Aspen Hysys V.11.

O Aspen Hysys é um simulador de processos largamente usado a nível da indústria, especialmente para projectos de engenharia, optimização, controlo automático e monitoria de estágios de um projecto. A aplicação mais importante do Aspen Hysys na indústria é no processamento de petróleo e gás, refinarias e algumas indústrias de separação de ar. Todos estes factores tornam o simulador vantajoso porque permitem a integração do estado estacionário e modelo dinâmico em uma operação apenas (Chaves, Lopez, Zapata, Robayo, & Nino).

Os ciclos de liquefacção de gás natural aqui discutidos, foram simulados nas mesmas condições. Assim, em ambos os processos de refrigeração C3MR e DMR, assumiu-se os seguintes dados para a simulação:

A quantidade de gás natural assumida para a sua liquefacção foi de 148900 kg/h e composição especificada na tabela 43, entrando na planta de liquefacção a 20 °C e 56.66 bar.

Tabela 43: Dados assumidos para a simulação

Gás natural	T. de entrada	P. de entrada
148900 kg/h	20 °C	56.55 bar

Os outros dados assumidos para a simulação são:

- A queda de pressão nos permutadores de calor tanto para a corrente fria e quente é de 0.1 bar.
- A eficiência isentrópica para os compressores é de 75 % (especificada pelo simulador Aspen);
- Todos processos de operação encontram-se em estado estacionário, e os efeitos de energia cinética são negligenciáveis;
- Não há perdas de calor

A temperatura de entrada de água para o permutador de calor do tipo casco e tubos é de 20 °C e a temperatura de saída da água é de 97 °C em média.

Os processos de liquefacção aqui apresentados obedecem três fases distintas nomeadamente, pré-arrefecimento, liquefacção e sub-arrefecimento, contudo preservando os princípios básicos da definição de cada processo.

Nos ciclos estudados, para a etapa de pré-arrefecimento, o gás natural atinge a temperatura de -93 °C para o ciclo C3MR e para o ciclo DMR a temperatura alcançada é de 50 °C. Na etapa de sub-arrefecimento o gás natural atinge a temperatura criogénica de -162 °C em ambos ciclos.

Os dados sobre as componentes do gás natural e a suas respectivas composições são foram extraídas dos poços de Inhassoro, Pande e Temane na província de Inhambane e para o presente trabalho, usou-se o poço de Pande-16, Wellhead. E os dados estão apresentados na tabela abaixo:

Tabela 44: Balanços mássicos por componentes de gás natural

Componentes	Composição	Entrada GN (Kg/h)	Saída (DMR)		Saída (C3MR)	
	%		Vapor (Kg/h)	LNG(Kg/h)	Vapor (Kg/h)	LNG (Kg/h)
Metano (C1)	95.88	87	42522.78	100194.6	44612.964	98181.12
Etano (C2)	1.47	2188.83	651.945	1536.15	683.991	1505.28
Propano (C3)	0.4	595.6	177.4	418	186.12	409.6
i-butano (i-C4)	0.08	119.12	35.48	83.6	37.224	81.92
n-butano (n-C4)	0.08	119.12	35.48	83.6	37.224	81.92
Água	0	0	0	0	0	0
i-pentano (i-C5)	0.02	29.78	8.87	20.9	9.306	20.48
n-pentano (n-C5)	0.02	29.78	8.87	20.9	9.306	20.48
n-hexano (n-C6)	0.04	59.56	17.74	41.8	18.612	40.96
Hidrogénio (H2)	0.01	14.89	4.435	10.45	4.653	10.24
C02	0	0	0	0	0	0

Nitrogénio (N2)	1.93	2873.77	855.955	2016.85	898.029	1976.32
Oxigénio (O2)	0.04	59.56	17.74	41.8	18.612	40.96
Árgon (Ar)	0.01	14.89	4.435	10.45	4.653	10.24
Hélio (He)	0.02	29.78	8.87	20.9	9.306	20.48
Total	100	148900	44350	104500	46530	102400

Os dados acima obtidos do simulador, indicam que quantidade 148900kg/h de gás natural seco empregue em uma planta de liquefacção permite obter-se 104500kg/h de fase líquida, ou seja, GNL e remanescente de 44350Kg/h permanece na fase de vapor, se se empregar para o ciclo de refrigeração C3MR. Empregando a mesma quantidade de gás natural 148900kg/h, obtém-se 102400kg/h de GNL e 46530kg/h de vapor pelo ciclo de refrigeração DMR. É importante notar que a simulação foi realizada considerando que durante a liquefacção não há perdas, pois nada é gerado ou consumido, apenas ocorre arrefecimento, aquecimento e expansão do gás natural, resultando na conversão de gás para estado líquido. O esquema abaixo ilustra quantidades produzidas de LNG quando se introduz uma certa quantidade de GN

Para o ciclo C3MR:

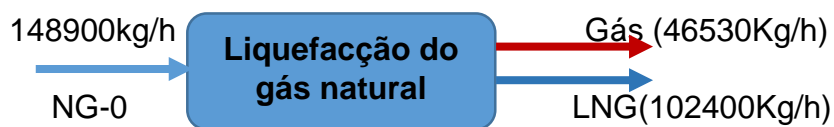


Figura 13:- Esquema de quantidade de LNG produzido-C3MR

Para o ciclo DMR:

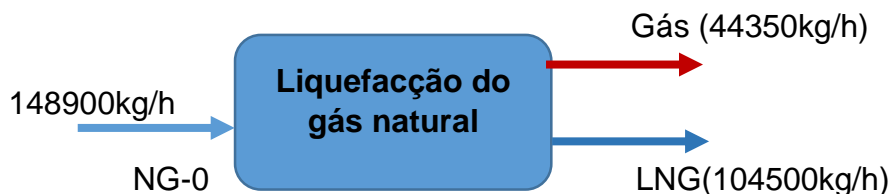


Figura 14: -Esquema de quantidade de LNG produzido-DMR

5.1.2. Parte económica

Análise de sensibilidade

Os indicadores de viabilidade de um projecto são dinâmicos e dependentes de dois factores-chave que são o custo da matéria-prima e o preço de venda dos bens produzidos.

Variando o custo da matéria-prima, pois é uma situação comum, mas não a única, que pode influenciar negativamente nos indicadores de viabilidade, tem-se:

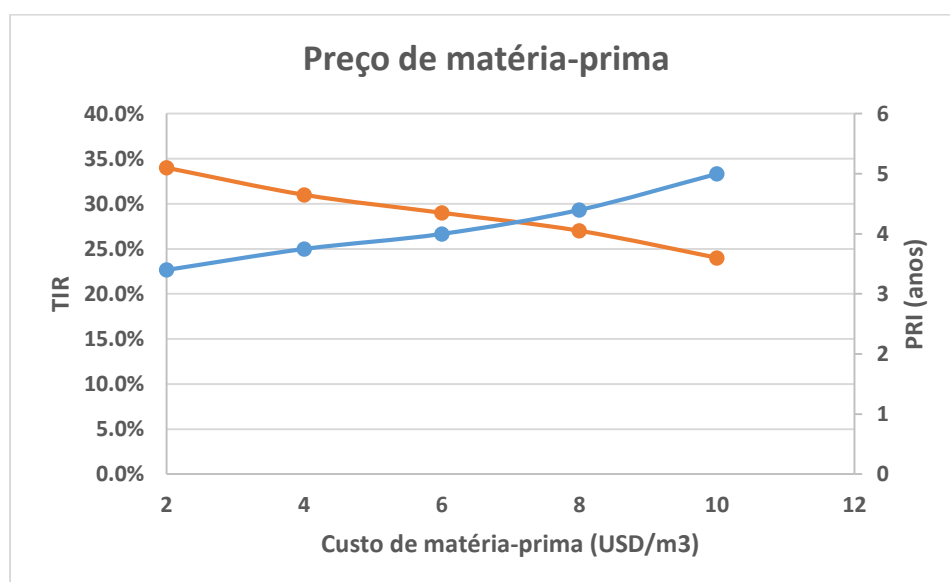


Figura 15- Análise de sensibilidade do projecto a variações de custo de matéria-prima para o ciclo C3MR

Analisando o custo de matéria-prima em relação a TIR e PRI, verifica-se que se o custo de matéria prima for inferior a USD 7/m³ tem-se um curto período de retorno de investimento e o contrário, ter-se-á maior período de retorno de investimento, oque pode vir a inviabilizar o projecto.

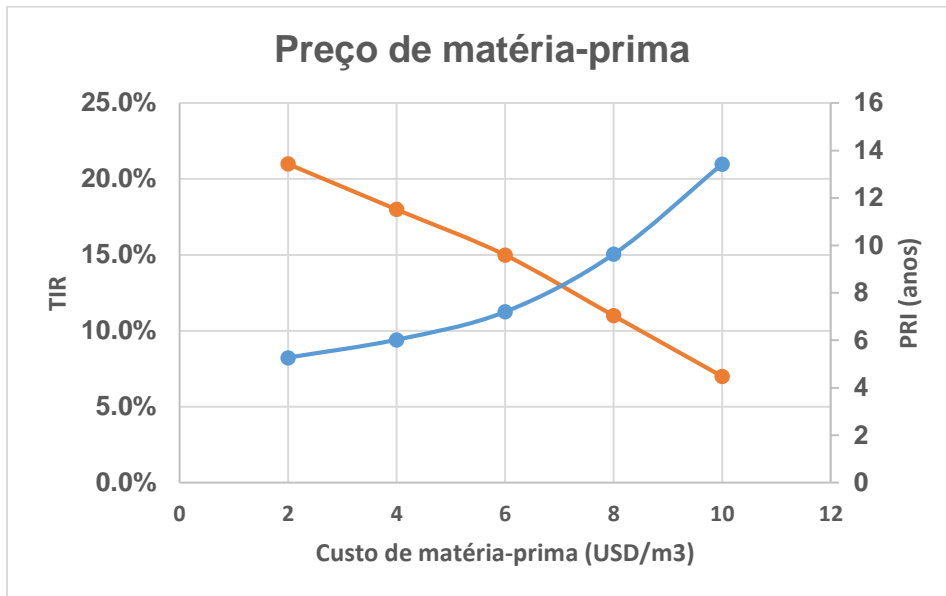


Figura 16 :Análise de sensibilidade do projecto a variações de custo de matéria-prima para o ciclo DMR

Analisando o custo de matéria-prima em relação a TIR e PRI, verifica-se que se o custo de matéria prima for inferior a USD 7/m³ tem-se um curto período de retorno de investimento e o contrário, ter-se-á maior período de retorno de investimento.

Uma outra análise de sensibilidade que se pode fazer é o preço de venda em relação a TIR e PRI, assim sendo variando o preço de venda do produto que é a situação mais desfavorável para a viabilidade do projecto tem-se:

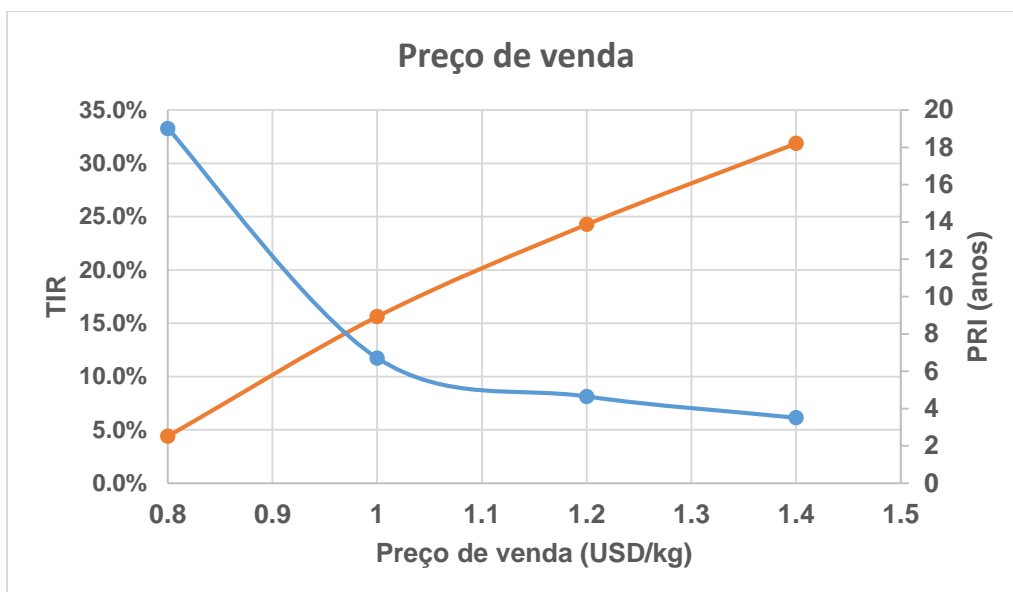


Figura 17- Análise de sensibilidade do projecto a variações no preço de venda GNL para o ciclo C3MR

Analisando o preço de venda em relação a TIR e PRI, verifica-se que se o preço de venda for inferior a USD 0.97/Kg tem-se um longo período de retorno de investimento e o contrário, ter-se-á maior menor período de retorno de investimento.

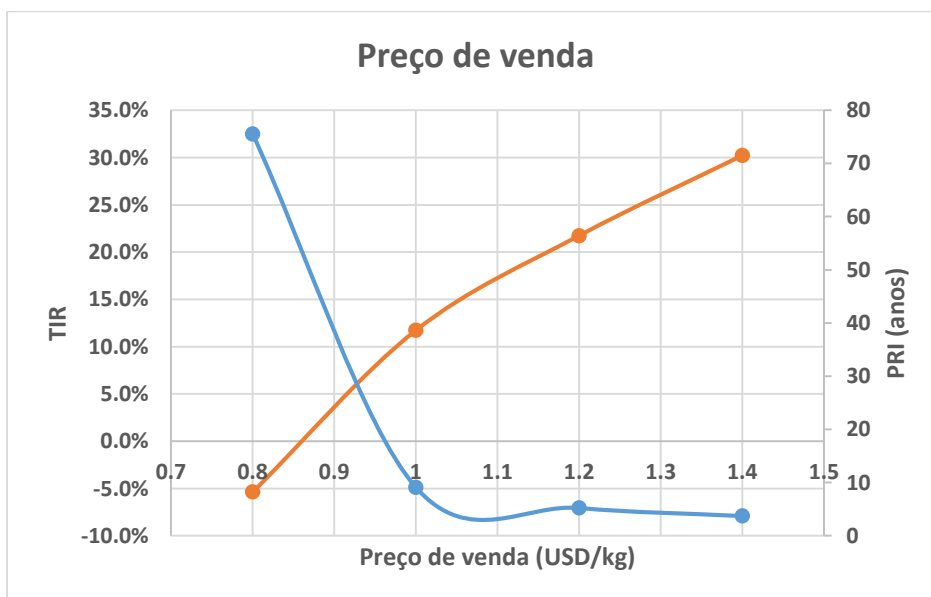


Figura 18- Análise de sensibilidade do projecto a variações no preço de venda de GNL para o ciclo DMR

Analisando o preço de venda em relação a TIR e PRI, verifica-se que se o preço de venda for inferior a USD 0.93/Kg tem-se um longo período de retorno de investimento e o contrário, ter-se-á maior menor período de retorno de investimento.

5.2. Discussão de resultados

5.2.1. Parte da Simulação

5.2.1.1. Análise de exergia e energia

Exergia é o trabalho teórico exigido do ambiente para o sistema de refrigeração de gás natural a ser transformado para o estado morto desejado. A eficiência de exergia é definida como a relação entre a potência mínima exigida por um processo ideal pela potência exigida por um processo real, e pode ser descrita pela expressão:

$$\eta_{ex} = \frac{w_i}{w_{actual}} \times 100\% \quad 2$$

onde:

η_{ex} - representa a eficiência exergética do processo de liquefação;

w_i – a potência requerida por um processo reversível em MW

w_{actual} - potência actual usada para um processo real em MW.

A potência requerida por um processo reversível pode por sua vez ser determinada usando a equação abaixo:

$$W_i = \dot{m}_{(LNG)} * \dot{E}_{(LNG)} - \dot{m}_{(NG)} * \dot{E}_{(NG)} \quad 3$$

Onde:

$\dot{E}_{(LNG)}$ – representa a taxa de exergia do produto, ou seja, do LNG, obtido do Aspen Hysys

$\dot{E}_{(NG)}$ - a taxa de exergia da alimentação do gás natural;

$\dot{m}_{(LNG)}$ – fluxo mássico do produto colhido LNG;

$\dot{m}_{(NG)}$ – fluxo mássico da alimentação do NG.

A potência requerida para um processo reversível ideal toma em consideração os estados iniciais e finais em relação ao estado morto. O estado morto para o presente trabalho refere-se as condições normais de temperatura e pressão, T=25 °C e P=1 bar. Deste modo a potência requerida para um processo reversível:

$$w_i = \dot{m}_{(LNG)} * \dot{E}_{(LNG)} - \dot{m}_{(NG)} * \dot{E}_{(NG)}$$

$$w_i = 148900 * 748.1 - 148900 * 578.6$$

$$w_i = 25238550 \frac{kJ}{h} 7010708.833 \frac{J}{s} = 7.07 MW$$

A potência actual é o somatório da potência real usada para liquefazer o gás natural, entre outras, é a soma das potências dos equipamentos que requerem o uso de energia, nomeadamente bombas, compressores e permutadores de calor.

$$W_{actual} = \sum_{i=1}^N W_{compressor,i} + \sum_{j=1}^M W_{bomba,j} + \sum_{k=1}^K W_{trocador\ de\ calor,k}$$

O consumo de energia é um dos principais factores que influenciam na escolha do ciclo de refrigeração. Portanto, processos com menor consumo de energia são analisados e comparados a processos com menores custos de equipamento por forma a se escolher tecnologia é tecnicamente e economicamente viável. A tabela abaixo ilustra as potências consumidas nos equipamentos de cada ciclo que requerem a o uso de energia.

Tabela 45: Potência consumida por ciclo

Potencia actual (MW)				
Ciclo	Compressores	Bombas	Coolers	Total
C3MR	99.1441	1.9016	50.119	151.1646
DMR	130.662	0.19098	67.136	197.98898

O ciclo C3MR apresenta menor consumo de energia em relação ao ciclo DMR por consequência disso, o ciclo C3MR terá a eficiência de exergia mais elevada que o outro ciclo DMR. O consumo de energia é um dos factores essenciais na escolha do ciclo de refrigeração. A figura abaixo mostra a relação das eficiências dos dois ciclos.

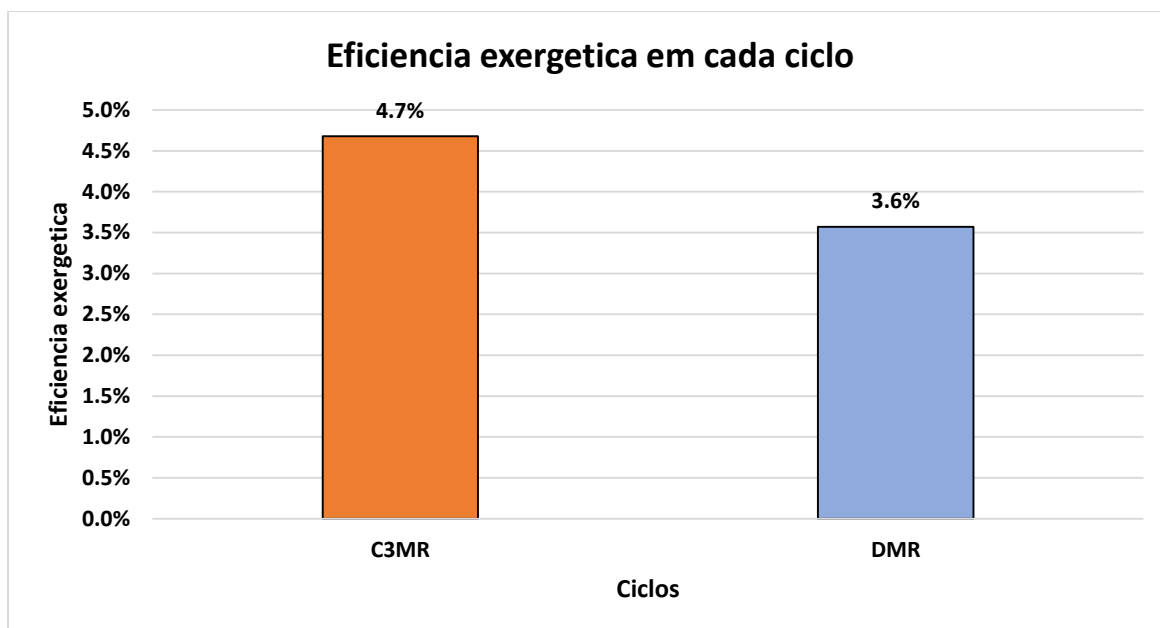


Figura 19:: Eficiência exergetica dos ciclos de refrigeração

5.2.1.2. Análise do fluxo de calor

O calor trocado entre o fluido frio e quente que circula nos equipamentos é essencial, pois permite avaliar a capacidade de refrigeração do fluido e conseqüentemente a sua eficiência no processo. A tabela abaixo apresenta fluxo de calor nos equipamentos que necessitam de energia para o seu funcionamento, nomeadamente, compressores, bombas e coolers.

Tabela 46: Fluxo total de calor para cada ciclo de refrigeração

Calor actual Kj/h				
Ciclo	Compressores	Bombas	Coolers	Total
C3MR	356.871.000	6.845.000	10.380.000	374.096.000
DMR	470.330.000	687.400	241.680.000	712.697.400

Com base na tabela acima, o ciclo DMR apresenta para todos seus equipamentos, maior fluxo de calor, tornando-o o mais eficiente.

Na tabela abaixo estão listados os resultados obtidos no presente trabalho comparando-os com os da literatura.

Tabela 47: Resultados obtido na literatura

Literatura	Grand eza	(Vatani, Mehrpooya, & Tirandazi, 2013)	(Ghorbani, Shirmohamadi, Mehrpooya, & Hamedi, 2018)	Presente trabalho	(Wang, Khalilpour, & Abbas, 2013)	(Haijji, Chahartaghi, & kahani, 2019)	Presente trabalho
Ciclos		DMR	DMR	DMR	C3MR	C3MR	C3MR
Gás natural							
Temperatura	°C	37	37	20	25	25	20
Pressão	bar	63	65	56.55	50	65	56.55
Caudal mássico	Kg/h	3847	220571	148900	430646	323683	148900
LNG produzido							
Temperatura	°C	-164	-165.5	-162	-161.3	-161	-162
Pressão	bar	4.75	1	1.01	1	1	1.009
Caudal mássico	Kg/h	2700	154800	104500	296160	222600	102400
Potência actual	MW	0.986	64.310	197.98 898	103.3	62.7	151.16 46
Calor actual	Kj/h	184133 43	105574464 9	712697 400	108195 3969	8132203 86	374096 000
Exergia	Kj/kg	1092.4	1246.3	796.9	1046.4	845	748.1

Os resultados obtidos a partir da literatura mostram uma concordância com os resultados obtidos no presente trabalho. Os desvios observados ao longo deste trabalho podem estar associados às suposições feitas para executar o simulador para a liquefacção do gás natural e também limitações na utilização do Simulador Aspen. Contudo, acredita-se que o presente trabalho fornece uma base sólida para um

projecto de simulação e pode ser expandido para outro nível do estudo de uma planta de liquefacção.

5.2.2. Parte económica

A decisão final sobre qual investimento se deve fazer, para o caso particular em qual tecnologia de liquefacção de gás natural será mais benéfico apostar, uma avaliação económica do projecto é a principal ferramenta. Feita a avaliação económica das tecnologias, obteve-se os indicadores de viabilidade do projecto para o custo de matéria-prima e preço de venda iniciais para os ciclos C3MR e DMR.

Tabela 48 - Indicadores de rentabilidade económica dos projectos

Indicadores de viabilidade			
Ciclos	PRI (Anos)	VAL(USD)	TIR (%)
C3MR	4	4.519.000.000	28
DMR	8	1.416.000.000	13

O projecto com maior TIR é bastante atractivo e resulta em menor período de retorno de investimento, como é o caso do ciclo C3MR. Enquanto que o ciclo DMR é menos apreciável pelo facto de possuir menor TIR e como consequência disso apresentar maior período de retorno de investimento, assim sendo o ciclo que apresenta a melhor escolha a ser feita é o C3MR. Outro critério que é usado na avaliação económica projecto é quantidade de dinheiro que se tem no momento actual, valor actual líquido (VAL). Ao se fazer um investimento, o objectivo é de saber quanto irá se lucrar ao fim de um determinado tempo, pois o VAL representa o valor presente das receitas menos o valor presente dos custos, e quanto maior for, mais atractivo e viável será o projecto, sendo assim o ciclo C3MR apresenta maior VAL em relação ao ciclo DMR.

CAPÍTULO 6: CONCLUSÃO

Neste presente trabalho foi feito o dimensionamento e simulação dos processos de liquefação de gás natural usando tecnologias de refrigeração mista “Propane-Mixed Refrigerant (C3MR)” e “Dual-Mixed Refrigerants (DMR)”, a partir do gás natural já tratado e a uma faixa específica de temperatura de entrada e saída como sendo LNG.

As seguintes conclusões foram obtidas do presente trabalho:

- Os equipamentos do ciclo C3MR apresentam menor consumo de calor e potência actual comparativamente aos equipamentos do ciclo DMR, tornando assim o processo de liquefacção que usa o ciclo C3MR mais eficiente (apresenta custos energéticos muito baixos).
- O ciclo C3MR apresenta indicadores de viabilidade económica favoráveis para se apostar com o investimento, sendo que o PRI é de 4 Anos, VAL USD 4.519.000.000 e TIR é de 28%, em relação ao ciclo DMR que seria inviável a sua implantação pois tem altos valores de PRI de 8, e baixos VAL USD 1.416.000.000 e TIR a 13% respectivamente.

6.1. Recomendações

- Estudo do efeito da variação da composição do refrigerante misto na liquefacção de gás natural pelo ciclo C3MR;
- Maximização de refrigerante misto no processo de liquefacção de gás natural;
- Optimização do consumo de energia do ciclo DMR;
- Modelação e simulação de uma planta de processamento de gás natural;
- Instrumentação e controle de processos na planta de liquefacção de gás natural;

6.2. Bibliografia

- Al-Mutaz, I. S., Liu, X., & Mazza, G. (2016). Natural gas liquefaction technologies- An overview. *Natural gas processing*.
- BP Energy Outlook. (2017).
- Chaves, I. G., Lopez, J. G., Zapata, J. G., Robayo, A. L., & Nino, G. R. (s.d.). *Process Analysis and Simulation of Chemical Engineering*.
- Coup, J. (2003). *Process Engineering Economics*. New York.
- Energy Outlook - Energy Economics - BP Global. (2014).
- Ghorbani, B., Shirmohammadi, R., Mehrpooya, M., & Hamed, M. (2018). Structural, operational and economic optimization of cryogenic natural gas plant using NSGAI two-objective genetic algorithm. *Energy*.
- GIIGNL. (2019). The LNG process chain. *LNG information paper*.
- haijji, A., Chahartaghi, M., & Kahani, M. (2019). Thermodynamic analysis of natural gas liquefaction process with propane pre-cooled mixed refrigerant process (C3MR). *Elsevier*.
- International Energy Outlook. (2016).
- Korpys, M., Wójcik, J., & Synowiec, P. (2014). Methods for sweetening natural and shale. *Conference Cjances and possibilities of chemical industry in EU*, 68(3):213-215.
- Lee, I., Moon, I., & Park, J. (2017). Key Issues and Challenges on the Liquefied Natural Gas (LNG) Value Chain: A Review from the Process Systems Engineering Point-of-View. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- Loegering, M. J., & Milkov, A. V. (2017). Geochemistry of petroleum gases and liquids from the Inhassoro, Pande and Temane fields onshore. *Geosciences*, 33.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2019). *Handbook of natural gas transmission and processing (Principles and practises)*. Elsevier.

- Pillarella, M., Liu, Y.-N., Petrowski, J., & Bower, R. (2007). The C3MR liquefaction cycle: versatility for a fast growing, ever changing LNG industry. *Fifteenth International Conference on LNG*, (pp. 24-27). Barcelona, Spain.
- Vatani, A., Mehrpooya, M., & Tirandazi, B. (2013). A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement. *Chem Eng Process Intensif.*
- Vikse, M., Watson, H. A., Gundersen, T., & Barton, P. I. (2018). Simulation of Dual Mixed Refrigerant Natural Gas Liquefaction Process Using a Nonsmooth Framework. *Processes.*
- Wang, M., Khalilpour, R., & Abbas, A. (2013). Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant process. *J Nat Gas Eng.*
- Wlodek, T. (2016). Analysis of Liquefied Natural Gas Thermodynamics Properties involving Phase Equilibria Calculations.

Anexos

Anexo 1. Condições de entrada

Condições de entrada para o ciclo C3MR

Stream Name	NG-0	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1	1
Temperature [C]	20	20
Pressure [bar]	56.55	56.55
Molar Flow [kgmole/h]	8905.865178	8905.865178
Mass Flow [kg/h]	148886	148886
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	480.2218161	480.2218161
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-75086.13279	-75086.13279
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	147.9485653	147.9485653
Heat Flow [kJ/h]	-668706975.4	-668706975.4
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	210030.3466	210030.3466
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Condições de entrada para o ciclo DMR

Stream Name	NG#01	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1	1
Temperature [C]	20	20
Pressure [bar]	56.55	56.55
Molar Flow [kgmole/h]	8907.461278	8907.461278
Mass Flow [kg/h]	148900	148900
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	480.2940136	480.2940136
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-75081.06891	-75081.06891
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	147.9496953	147.9496953
Heat Flow [kJ/h]	-668781714.1	-668781714.1
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	210068.0677	210068.0677
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Anexo 2. Composição do gás natural a entrada

Composição do gás natural a entrada do ciclo C3MR

Componentes	Frações molares
Methane	0.958766443
Ethane	1.47E-02
Propane	4.00E-03
i-Butane	8.00E-04
n-Butane	8.00E-04
H2O	0
i-Pentane	2.00E-04
n-Pentane	2.00E-04

n-Hexane	4.00E-04
Hydrogen	5.20E-05
CO2	0
Nitrogen	1.94E-02
Oxygen	3.60E-04
Argon	1.47E-04
Helium	1.76E-04

Composição do gás a entrada do ciclo DMR

Componentes	Frações molares
Methane	0.9587
Ethane	1.47E-02
Propane	4.00E-03
i-Butane	8.00E-04
n-Butane	8.00E-04
i-Pentane	2.00E-04
n-Pentane	2.00E-04
n-Hexane	4.00E-04
Hydrogen	1.00E-04
Oxygen	4.00E-04
Argon	1.00E-04
CO2	0
Helium	2.00E-04
Nitrogen	1.94E-02
H2O	0
n-Heptane	0

Anexo 3. Propriedades do gás a entrada

Propriedades do gás a entrada do ciclo C3MR

Stream Name	NG-0	Vapour Phase
Molecular Weight	16.7177469	16.7177469
Molar Density [kgmole/m3]	2.644473515	2.644473515
Mass Density [kg/m3]	44.20963892	44.20963892
Act. Volume Flow [m3/h]	3367.727121	3367.727121
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-4491.402653	-4491.402653
Mass Entropy [kJ/kg-C]	8.849790953	8.849790953
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	43.51233002	43.51233002
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.602762817	2.602762817
LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	805908.1616	805908.1616
HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	887554.2455	887554.2455
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	53090.54208	53090.54208
CO2 Loading	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	48206.74498	48206.74498
Phase Fraction [Vol. Basis]	1	1
Phase Fraction [Mass Basis]	1	1
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1	1
Mass Exergy [kJ/kg]	578.6229252	<empty>
Partial Pressure of CO2 [bar]	0	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0	0
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	3367.727121	3367.727121
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	18.54531568	18.54531568
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	43.51233002	43.51233002
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	210574.1631	210574.1631
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	310.0358938	310.0358938
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0.877357824	0.877357824
Watson K	18.94777326	18.94777326
User Property	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar]	0	<empty>
Cp/(Cp - R)	1.236215627	1.236215627
Cp/Cv	1.519753264	1.519753264
Ideal Gas Cp/Cv	1.298031299	1.298031299
Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	36.21179263	36.21179263
Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2.166068959	2.166068959
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	0.284722511	0.284722511
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	0.708878514	0.708878514
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	210030.3466	210030.3466
Liquid Fraction	0	0

Molar Volume [m ³ /kgmole]	0.378147103	0.378147103
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	1	1
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
Thermal Conductivity [W/m-K]	3.79E-02	3.79E-02
Bubble Point Pressure [bar]	<empty>	<empty>
Viscosity [cP]	1.26E-02	1.26E-02
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	35.19801002	35.19801002
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.105427856	2.105427856
Cv [kJ/kgmole-C]	28.6311805	28.6311805
Mass Cv [kJ/kg-C]	1.712621962	1.712621962
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
Reid VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>
True VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m ³ /h]	210030.3466	210030.3466
Viscosity Index	<empty>	<empty>

Propriedades do gas a entrada do ciclo DMR

Stream Name	NG#01	Vapour Phase
Molecular Weight	16.71632302	16.71632302
Molar Density [kgmole/m ³]	2.644410562	2.644410562
Mass Density [kg/m ³]	44.20482114	44.20482114
Act. Volume Flow [m ³ /h]	3368.410869	3368.410869
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-4491.482297	-4491.482297
Mass Entropy [kJ/kg-C]	8.850612374	8.850612374
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	43.5108073	43.5108073
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.602893427	2.602893427
LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	805867.7113	805867.7113
HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	887510.4193	887510.4193
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	53092.44254	53092.44254
CO ₂ Loading	<empty>	<empty>
CO ₂ Apparent Mole Conc. [kgmole/m ³]	<empty>	<empty>
CO ₂ Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	48208.43139	48208.43139
Phase Fraction [Vol. Basis]	1	1
Phase Fraction [Mass Basis]	1	1
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1	1
Mass Exergy [kJ/kg]	578.675067	<empty>
Partial Pressure of CO ₂ [bar]	0	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0	0
Act. Gas Flow [ACT_m ³ /h]	3368.410869	3368.410869
Avg. Liq. Density [kgmole/m ³]	18.54585114	18.54585114

Specific Heat [kJ/kgmole-C]	43.5108073	43.5108073
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	210611.902	210611.902
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	310.0184383	310.0184383
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0.877378711	0.877378711
Watson K	18.9484699	18.9484699
User Property	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar]	0	<empty>
Cp/(Cp - R)	1.236225846	1.236225846
Cp/Cv	1.519718746	1.519718746
Ideal Gas Cp/Cv	1.298034077	1.298034077
Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	36.21153254	36.21153254
Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	2.166237904	2.166237904
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	0.284751894	0.284751894
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	0.708817869	0.708817869
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	210068.0677	210068.0677
Liquid Fraction	0	0
Molar Volume [m3/kgmole]	0.378156106	0.378156106
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	1	1
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
Thermal Conductivity [W/m-K]	3.79E-02	3.79E-02
Bubble Point Pressure [bar]	<empty>	<empty>
Viscosity [cP]	1.26E-02	1.26E-02
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	35.1964873	35.1964873
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.105516103	2.105516103
Cv [kJ/kgmole-C]	28.63082884	28.63082884
Mass Cv [kJ/kg-C]	1.712746805	1.712746805
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>
Reid VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>
True VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	210068.0677	210068.0677
Viscosity Index	<empty>	<empty>

Anexo 4. Condições de saída

Condições de saída do ciclo C3MR

Stream Name	LNG	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.312050692	0.312050692	0.687949308
Temperature [C]	-162.0055281	-162.0055281	-162.0055281
Pressure [bar]	1.009	1.009	1.009
Molar Flow [kgmole/h]	8905.865178	2779.081392	6126.783786
Mass Flow [kg/h]	148886	46527.0429	102358.9571
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	480.2218161	145.791345	334.4304711
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-86138.29394	-76804.99815	-90371.83466
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	99.35696194	150.100681	76.33984065
Heat Flow [kJ/h]	-767136032.5	-213447341.2	-553688691.3
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	210030.3466	65555.66867	144474.1785
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Condições de saída do ciclo DMR

Stream Name	LNG	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.296961796	0.296961796	0.703038204
Temperature [C]	-162.0361023	-162.0361023	-162.0361023
Pressure [bar]	1.01	1.01	1.01
Molar Flow [kgmole/h]	8907.461278	2645.175703	6262.285576
Mass Flow [kg/h]	148900	44354.00398	104545.996
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	480.2940136	138.6215442	341.6724694
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-86258.56422	-76590.98267	-90342.12948
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	98.22749188	150.0648848	76.33149073
Heat Flow [kJ/h]	-768344820.8	-202596606.4	-565748214.4
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	210068.0677	62397.45549	147670.1167
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Anexo 5. Propriedades a saída

Propriedades a saída do ciclo c3MR

Stream Name	LNG	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	16.7177469	16.74187846	16.70680094
Molar Density [kgmole/m3]	0.35792519	0.112751036	26.18592606
Mass Density [kg/m3]	5.983702736	1.887664144	437.483054
Act. Volume Flow [m3/h]	24881.91786	24647.94547	233.9723931
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-5152.506162	-4587.597403	- 5409.284219
Mass Entropy [kJ/kg-C]	5.943202904	8.965581814	4.569387098
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	48.89487591	33.89708885	55.69780424
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.924728804	2.024688504	3.333840179
LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	805908.1616	755247.0357	828887.819

HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	887554.2455	832419.8354	912562.9643
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	53090.54208	49720.81463	54622.24442
CO2 Loading	<empty>	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>	0
CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	0
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	48206.74498	45111.24827	49613.79632
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.303591674	0.303591674	0.696408326
Phase Fraction [Mass Basis]	0.312501128	0.312501128	0.687498872
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.99059669	0.99059669	9.40E-03
Mass Exergy [kJ/kg]	784.118643	<empty>	<empty>
Partial Pressure of CO2 [bar]	0	<empty>	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0	0	0
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	24647.94547	24647.94547	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	18.54531568	19.06204646	18.32005249
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	48.89487591	33.89708885	55.69780424
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	210574.1631	65709.81332	144864.3498
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	310.0358938	319.134465	306.0694702
Act. Liq. Flow [m3/s]	6.50E-02	<empty>	6.50E-02
Z Factor	<empty>	0.968402768	4.17E-03
Watson K	18.94777326	18.21642341	19.28127036
User Property	<empty>	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar]	0	<empty>	<empty>
Cp/(Cp - R)	1.20488433	1.324996878	1.175468734
Cp/Cv	1.062082089	1.36694284	1.737087723
Ideal Gas Cp/Cv	1.331932299	1.335981941	1.330127407
Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	33.36256037	33.06065006	33.49950552
Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	1.995637364	1.974727635	2.005141836
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	17878.86647	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	<empty>	2.446141851	0.284541874
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	0.708878514	0.709733328	0.70849309
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	210030.3466	65555.66867	144474.1785
Liquid Fraction	0.687949308	0	1
Molar Volume [m3/kgmole]	2.793879917	8.869098092	3.82E-02
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1069.45431	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	0.312050692	0.312050692	0.687949308
Surface Tension [dyne/cm]	12.96186017	<empty>	12.96186017
Thermal Conductivity [W/m-K]	<empty>	9.57E-03	0.195932205
Bubble Point Pressure [bar]	2.58159644	<empty>	<empty>
Viscosity [cP]	<empty>	4.62E-03	0.124482248
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	40.58055591	25.58276885	47.38348424
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.427393844	1.528070396	2.836179375
Cv [kJ/kgmole-C]	46.03681432	24.79773686	32.06389838
Mass Cv [kJ/kg-C]	2.753769068	1.481180079	1.919212332
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>	28.96251287

Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>	1.733576223
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>	1.923099853
Reid VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>	<empty>
True VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	210029.8472	65555.66867	144474.1785
Viscosity Index	-27.5879698	<empty>	<empty>

Propriedades a saída do ciclo DMR

Stream Name	LNG	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	16.71632302	16.76788575	16.69454303
Molar Density [kgmole/m3]	0.376321632	0.112893403	26.1941687
Mass Density [kg/m3]	6.29071396	1.892983685	437.2996765
Act. Volume Flow [m3/h]	23669.80933	23430.73759	239.0717434
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-5160.13983	-4567.718542	-5411.476631
Mass Entropy [kJ/kg-C]	5.876142246	8.949541222	4.572241995
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	49.21669428	33.88238505	55.69387289
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.944229674	2.020671273	3.336052552
LHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	805867.7113	753013.453	828193.2342
HHV Molar Basis (Std) [kJ/kgmole]	887510.4193	829960.8153	911819.2459
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	53092.44254	49497.04617	54617.80201
CO2 Loading	<empty>	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m3]	<empty>	<empty>	0
CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>	0
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]	48208.43139	44908.07392	49608.61957
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.288618097	0.288618097	0.711381903
Phase Fraction [Mass Basis]	0.297877797	0.297877797	0.702122203
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.989899718	0.989899718	1.01E-02
Mass Exergy [kJ/kg]	796.8558027	<empty>	<empty>
Partial Pressure of CO2 [bar]	0	<empty>	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0	0	0
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	23430.73759	23430.73759	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	18.54585114	19.08199565	18.32832943
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	49.21669428	33.88238505	55.69387289
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	210611.902	62543.68876	148068.2132
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	310.0184383	319.964723	305.9830843
Act. Liq. Flow [m3/s]	6.64E-02	<empty>	6.64E-02
Z Factor	<empty>	0.96840649	4.17E-03
Watson K	18.9484699	18.16339933	19.28257892
User Property	<empty>	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar]	0	<empty>	<empty>
Cp/(Cp - R)	1.203272307	1.325183778	1.175483294
Cp/Cv	1.058524273	1.367147489	1.736902096

Ideal Gas Cp/Cv	1.331929805	1.336179215	1.330166964
Ideal Gas Cp [kJ/kgmole-C]	33.36274856	33.04612856	33.49648815
Mass Ideal Gas Cp [kJ/kg-C]	1.995818609	1.970798767	2.006433365
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	17896.84941	<empty>	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	<empty>	2.441778037	0.284251853
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	0.708817869	0.710830332	0.707969888
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	210068.0677	62397.45549	147670.1167
Liquid Fraction	0.703038204	0	1
Molar Volume [m3/kgmole]	2.657301401	8.857913509	3.82E-02
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1070.621176	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	0.296961796	0.296961796	0.703038204
Surface Tension [dyne/cm]	12.95521569	<empty>	12.95521569
Thermal Conductivity [W/m-K]	<empty>	9.58E-03	0.19595755
Bubble Point Pressure [bar]	2.807751807	<empty>	<empty>
Viscosity [cP]	<empty>	4.62E-03	0.124303243
Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	40.90237428	25.56806505	47.37955289
Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2.446852351	1.524823429	2.838026342
Cv [kJ/kgmole-C]	46.49557457	24.78326979	32.06506171
Mass Cv [kJ/kg-C]	2.781447482	1.478019957	1.920691189
Cv (Ent. Method) [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>	33.81101576
Mass Cv (Ent. Method) [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>	2.02527351
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>	<empty>	1.647210876
Reid VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>	<empty>
True VP at 37.8 C [bar]	<empty>	<empty>	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [m3/h]	210067.5722	62397.45549	147670.1167
Viscosity Index	-27.56615806	<empty>	<empty>

Anexo 6. Composições a saída

Composições a saída do ciclo C3MR

Componentes	Frações molares	Fase de vapor	Fase líquida
Methane	0.958766443	0.940762057	0.96693315
Ethane	1.47E-02	3.78E-05	2.13E-02
Propane	4.00E-03	9.88E-08	5.81E-03
i-Butane	8.00E-04	7.78E-10	1.16E-03
n-Butane	8.00E-04	2.12E-10	1.16E-03
H2O	0	0	0
i-Pentane	2.00E-04	2.40E-12	2.91E-04
n-Pentane	2.00E-04	6.40E-13	2.91E-04
n-Hexane	4.00E-04	1.91E-14	5.81E-04
Hydrogen	5.20E-05	1.66E-04	9.28E-08
CO2	0	0	0
Nitrogen	1.94E-02	5.73E-02	2.22E-03
Oxygen	3.60E-04	8.19E-04	1.52E-04
Argon	1.47E-04	3.70E-04	4.59E-05
Helium	1.76E-04	5.64E-04	9.18E-08

Composição a saída do ciclo DMR

Componentes	Fração molar	Fase de vapor	Fase líquida
Methane	0.9587	0.937930036	0.967473187
Ethane	1.47E-02	3.68E-05	2.09E-02
Propane	4.00E-03	9.61E-08	5.69E-03
i-Butane	8.00E-04	7.56E-10	1.14E-03
n-Butane	8.00E-04	2.06E-10	1.14E-03
i-Pentane	2.00E-04	2.33E-12	2.84E-04
n-Pentane	2.00E-04	6.22E-13	2.84E-04
n-Hexane	4.00E-04	1.86E-14	5.69E-04
Hydrogen	1.00E-04	3.36E-04	1.88E-07
Oxygen	4.00E-04	9.35E-04	1.74E-04
Argon	1.00E-04	2.60E-04	3.24E-05
CO2	0	0	0
Helium	2.00E-04	6.73E-04	1.10E-07
Nitrogen	1.94E-02	5.98E-02	2.32E-03
H2O	0	0	0
n-Heptane	0	0	0

Anexo 7. Custo de Equipamento de Base

Custo de Equipamento de Base para o ciclo C3MR

Item		Descrição	unidades	Custo unitário	Valor
Compressores	K-1		1	18000000	18000000
	K-2		1	22000000	22000000
	K-3		1	21000000	21000000
	K-4		1	25000000	25000000
Bombas criogénicas	P100		1	120000	120000
	P101		1	125000	125000
Separadores L/V	SEP-01		1	300000	300000
	SEP-02		1	270000	270000
Trocadores de calor	LNG-1		1	5000000	5000000
	LNG-1		1	7000000	7000000
	LNG-3		1	5500000	5500000
	LNG-4		1	4000000	4000000
	LNG-5		1	6000000	6000000
	HE-01		1	1000000	1000000
	HE-02		1	1200000	1200000
	HE-03		1	1500000	1500000
	C-01		1	700000	700000
	C-02		1	740000	740000
Válvulas de J-T	VLV1		1	3000	3000
	VLV2		1	4500	4500
	VLV3		1	3300	3300
	VLV4		1	4000	4000
	VLV5		1	3000	3000
	VLV6		1	4000	4000
	VLV7		1	4200	4200
Custo Total do Equipamento de Base					119481000

Custo de equipamento base para o ciclo DMR

Item		Descrição	Unidades	Custo unitário	Valor
Compressores	K-100		1	19200000	19200000
	K-101		1	21000000	21000000
	K-102		1	20000000	20000000
	K-103		1	25000000	25000000
Bombas criogénicas	P-100			95000	95000

	P-101		1	110000	110000
Separadores L/V	V-100		1	650000	650000
	V-101		1	500000	500000
Trocadores de calor	LNG-100		1	4500000	4500000
	LNG-101		1	4800000	4800000
	LNG-102		1	5000000	5000000
	HE-100		1	1200000	1200000
	HE-101		1	1500000	1500000
	HE-103		1	2000000	2000000
	HE-104		1	2700000	2700000
	C-102		1	850000	850000
	C-105		1	800000	800000
Válvulas de JT	VLV-100		1	3500	3500
	VLV-101		1	1200	1200
	VLV-102		1	2500	2500
	VLV-103		1	4000	4000
Custo total de equipamento base					1.1E+08

Anexo 8. Estimativa dos custos operacionais

Estimativa dos custos operacionais para o ciclo C3MR

Item	[USD/ano]
Matéria-prima	179253043.2
Despesas directas	
Utilidades	270105130
Mão-de-obra	1617796.8
Manutenção	6600000
Supervisão	323559.36
Payroll charges	582406.848
Suprimentos de operação	80889.89
Despesas de laboratório	242669.52
Vestuário, EPI, EPC	242669.52
Controle ambiental	74738095.25
Total de despesas directas e de matéria-prima	533786260.4
Despesas indirectas	
Depreciação	3282226.5
Custos de financiamento (juros)	4413301
Outras despesas indirectas	1969335.9
Despesa total de produção	9664863.4
Despesas gerais administrativas	242669.52
Total de custos operacionais	9907532.92

Estimativa dos custos operacionais do ciclo DMR

Item	[USD/ano]
Matéria-prima	179253043.2
Despesas directas	
Utilidades	353722958
Mão-de-obra	1592962.2
Manutenção	5573337
Supervisão	318592.44
Payroll charges	573466.392
Suprimentos de operação	7964811
Despesas de laboratório	238944.33
Vestuário, EPI, EPC	238944.33
Controle ambiental	63730158.73
Total de despesas directas e de matéria-prima	613207217.6
Despesas indirectas	
Depreciação	2723204
Custos de financiamento (juros)	3866830.275

Outras despesas indirectas	1633922.4
Despesa total de produção	8223956.675
Despesas gerais administrativas	238944.33
Total de custos operacionais	8462901.005

Anexo 9. Estimativas de custos fixo e variável de investimento

Estimativas de custos fixo e variável de investimento para o ciclo C3MR

	Custo fixo de investimento	Custo variável de investimento
Matéria-prima		0.221025
Utilidades		0.333048663
Mão-de-obra	1617796.8	
Manutenção	6600000	
Supervisão	323559.36	
Payroll charges	582406.848	
Suprimentos de operação	80889.89	
Despesas de laboratório	242669.52	
Vestuário, EPI, EPC	242669.52	
Controle ambiental		0.092154572
Depreciação	3282226.5	
Custos de financiamento (juros)	4413301	
Despesas administrativas gerais	242669.52	
Total	17628188.96	0.646228235

Estimativa de custos fixos e variáveis de investimento para o ciclo DMR

	Custo fixo de investimento	Custo variável de investimento
Matéria-prima		0.221025
Utilidades		0.436152243
Mão-de-obra	1592962.2	
Manutenção	5573337	
Supervisão	318592.44	
Payroll charges	573466.392	
Suprimentos de operação	7964811	
Despesas de laboratório	238944.33	
Vestuário, EPI, EPC	238944.33	
Controle ambiental		0.078581418
Depreciação	2723204	

Anexo 10. Ciclos

Ciclo C3MR

Receita(\$/ano)	0	72990720	1.46E+08	2.19E+08	2.92E+08	3.65E+08	4.38E+08	5.11E+08	5.84E+08	6.57E+08	7.3E+08
Custos de Produção	17628189	70037816	1.22E+08	1.75E+08	2.27E+08	2.8E+08	3.32E+08	3.84E+08	4.37E+08	4.89E+08	5.42E+08
Grau de exploração	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
Receita (M\$/ano)	0	72.99072	145.9814	218.9722	291.9629	364.9536	437.9443	510.935	583.9258	656.9165	729.9072
Custos de Produção (M\$/ano)	17.62819	70.03782	122.4474	174.8571	227.2667	279.6763	332.086	384.4956	436.9052	489.3148	541.7245

Ciclo DMR

Receita(\$/ano)	0	72990720	1.46E+08	2.19E+08	2.92E+08	3.65E+08	4.38E+08	5.11E+08	5.84E+08	6.57E+08	7.3E+08
Custos de Produção	23330036	83000652	1.43E+08	2.02E+08	2.62E+08	3.22E+08	3.81E+08	4.41E+08	5.01E+08	5.6E+08	6.2E+08
Grau de exploração	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
Receita (M\$/ano)	0	72.99072	145.9814	218.9722	291.9629	364.9536	437.9443	510.935	583.9258	656.9165	729.9072
Custos de Produção (M\$/ano)	23.33004	83.00065	142.6713	202.3419	262.0125	321.6831	381.3537	441.0243	500.695	560.3656	620.0362

Ciclo C3MR

		Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5	Ano 6	Ano 7	Ano 8
a	Receita bruta de venda		3.65E+08	4.38E+08	5.47E+08	5.84E+08	7.3E+08	7.3E+08	6.93E+08	6.2E+08
b	Despesas das vendas									
c	Receita liquida (a-b)		3.65E+08	4.38E+08	5.47E+08	5.84E+08	7.3E+08	7.3E+08	6.93E+08	6.2E+08
d	Despesas variaveis		2.62E+08	3.14E+08	3.93E+08	4.19E+08	5.24E+08	5.24E+08	4.98E+08	4.45E+08
e	Margem bruta(c-d)		1.03E+08	1.23E+08	1.54E+08	1.65E+08	2.06E+08	2.06E+08	1.96E+08	1.75E+08
f	Despesas fixas		17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189
g	Resultado bruto (e-f)		85277277	1.06E+08	1.37E+08	1.47E+08	1.88E+08	1.88E+08	1.78E+08	1.57E+08
h	Amortizacoes tecnicas		3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227
i	Resultado liquido (g-h)		81995050	1.03E+08	1.33E+08	1.44E+08	1.85E+08	1.85E+08	1.75E+08	1.54E+08
j	Encargos financeiros		21829179	21101539	20373900	19646261	18918622	18190982	17463343	16735704

k	Resultado final antes dos impostos (i-j)		60165872	81474604	1.13E+08	1.24E+08	1.66E+08	1.67E+08	1.57E+08	1.37E+08
l	Impostos a pagar		20456396	27701365	38445120	42191303	56433844	56681242	53429853	46679679
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)		39709475	53773239	74628763	81900766	1.1E+08	1.1E+08	1.04E+08	90613494
n	Cash-flow antes dos impostos		63448098	84756831	1.16E+08	1.27E+08	1.69E+08	1.7E+08	1.6E+08	1.41E+08
o	Cash-flow depois dos impostos		42991702	57055465	77910989	85182992	1.13E+08	1.13E+08	1.07E+08	93895720

		Ano 9	Ano 10	Ano 11	Ano 12	Ano 13	Ano 14	Ano 15	Ano 16
a	Receita bruta de venda	6.2E+08	6.57E+08	7.3E+08	7.3E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.57E+08	6.57E+08
b	Despesas das vendas								
c	Receita liquida (a-b)	6.2E+08	6.57E+08	7.3E+08	7.3E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.57E+08	6.57E+08
d	Despesas variaveis	4.45E+08	4.72E+08	5.24E+08	5.24E+08	3.93E+08	4.19E+08	4.72E+08	4.72E+08
e	Margem bruta(c-d)	1.75E+08	1.85E+08	2.06E+08	2.06E+08	1.54E+08	1.65E+08	1.85E+08	1.85E+08
f	Despesas fixas	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189
g	Resultado bruto (e-f)	1.57E+08	1.68E+08	1.88E+08	1.88E+08	1.37E+08	1.47E+08	1.68E+08	1.68E+08
h	Amortizacoes tecnicas	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227
i	Resultado liquido (g-h)	1.54E+08	1.64E+08	1.85E+08	1.85E+08	1.33E+08	1.44E+08	1.64E+08	1.64E+08
j	Encargos financeiros	16008064	15280425	0	0	0	0	0	0
k	Resultado final antes dos impostos (i-j)	1.38E+08	1.49E+08	1.85E+08	1.85E+08	1.33E+08	1.44E+08	1.64E+08	1.64E+08
l	Impostos a pagar	46927076	50673259	62866175	62866175	45372246	48871032	55868604	55868604
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)	91093736	98365739	1.22E+08	1.22E+08	88075537	94867298	1.08E+08	1.08E+08
n	Cash-flow antes dos impostos	1.41E+08	1.52E+08	1.88E+08	1.88E+08	1.37E+08	1.47E+08	1.68E+08	1.68E+08
o	Cash-flow depois dos impostos	94375962	1.02E+08	1.25E+08	1.25E+08	91357763	98149524	1.12E+08	1.12E+08

		Ano 17	Ano 18	Ano 19	Ano 20	Ano 21	Ano 22	Ano 23	Ano 24	Ano 25
a	Receita bruta de venda	6.93E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.2E+08	6.57E+08	6.93E+08	7.3E+08
b	Despesas das vendas									
c	Receita liquida (a-b)	6.93E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.2E+08	6.57E+08	6.93E+08	7.3E+08
d	Despesas variaveis	4.98E+08	3.93E+08	3.93E+08	3.93E+08	4.19E+08	4.45E+08	4.72E+08	4.98E+08	5.24E+08
e	Margem bruta(c-d)	1.96E+08	1.54E+08	1.54E+08	1.54E+08	1.65E+08	1.75E+08	1.85E+08	1.96E+08	2.06E+08
f	Despesas fixas	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189	17628189

g	Resultado bruto (e-f)	1.78E+08	1.37E+08	1.37E+08	1.37E+08	1.47E+08	1.57E+08	1.68E+08	1.78E+08	1.88E+08
h	Amortizacoes tecnicas	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227	3282227
i	Resultado liquido (g-h)	1.75E+08	1.33E+08	1.33E+08	1.33E+08	1.44E+08	1.54E+08	1.64E+08	1.75E+08	1.85E+08
j	Encargos financeiros	0	0	0	0	0	0	0	0	0
k	Resultado final antes dos impostos (i-j)	1.75E+08	1.33E+08	1.33E+08	1.33E+08	1.44E+08	1.54E+08	1.64E+08	1.75E+08	1.85E+08
l	Impostos a pagar	59367390	45372246	45372246	45372246	48871032	52369818	55868604	59367390	62866175
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)	1.15E+08	88075537	88075537	88075537	94867298	1.02E+08	1.08E+08	1.15E+08	1.22E+08
n	Cash-flow antes dos impostos	1.78E+08	1.37E+08	1.37E+08	1.37E+08	1.47E+08	1.57E+08	1.68E+08	1.78E+08	1.88E+08
o	Cash-flow depois dos impostos	1.19E+08	91357763	91357763	91357763	98149524	1.05E+08	1.12E+08	1.19E+08	1.25E+08

Ciclo DMR

		Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5	Ano 6	Ano 7	Ano 8
a	Receita bruta de venda		3.65E+08	4.38E+08	5.47E+08	5.84E+08	7.3E+08	7.3E+08	6.93E+08	6.2E+08
b	Despesas das vendas									
c	Receita liquida (a-b)		3.65E+08	4.38E+08	5.47E+08	5.84E+08	7.3E+08	7.3E+08	6.93E+08	6.2E+08

d	Despesas variaveis		2.98E+08	3.58E+08	4.48E+08	4.77E+08	5.97E+08	5.97E+08	5.67E+08	5.07E+08
e	Margem bruta(c-d)		6660052 0	7992062 4	9990078 0	1.07E+08	1.33E+08	1.33E+08	1.27E+08	1.13E+08
f	Despesas fixas		2333003 6	2333003 6	2333003 6	2333003 6	2333003 6	2333003 6	2333003 6	2333003 6
g	Resultado bruto (e-f)		4327048 4	5659058 8	7657074 4	8323079 6	1.1E+08	1.1E+08	1.03E+08	8989084 8
h	Amortizacoes tecnicas		2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204
i	Resultado liquido (g-h)		4054728 0	5386738 4	7384754 0	8050759 2	1.07E+08	1.07E+08	1E+08	8716764 4
j	Encargos financeiros		2008169 0	1941230 0	1874291 0	1807352 1	1740413 1	1673474 1	1606535 2	1539596 2
k	Resultado final antes dos impostos (i-j)		2046559 0	3445508 4	5510462 9	6243407 1	8974366 9	9041305 8	8442239 6	7177168 2
l	Impostos a pagar		6958301	1171472 8	1873557 4	2122758 4	3051284 7	3074044 0	2870361 5	2440237 2
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)		1350728 9	2274035 5	3636905 5	4120648 7	5923082 1	5967261 8	5571878 1	4736931 0
n	Cash-flow antes dos impostos		2318879 4	3717828 8	5782783 3	6515727 5	9246687 3	9313626 2	8714560 0	7449488 6
o	Cash-flow depois dos impostos		1623049 3	2546355 9	3909225 9	4392969 1	6195402 5	6239582 2	5844198 5	5009251 4

		Ano 9	Ano 10	Ano 11	Ano 12	Ano 13	Ano 14	Ano 15	Ano 16	Ano 17
a	Receita bruta de venda	6.2E+08	6.57E+08	7.3E+08	7.3E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.57E+08	6.57E+08	6.93E+08
b	Despesas das vendas									
c	Receita liquida (a-b)	6.2E+08	6.57E+08	7.3E+08	7.3E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.57E+08	6.57E+08	6.93E+08
d	Despesas variaveis	5.07E+08	5.37E+08	5.97E+08	5.97E+08	4.48E+08	4.77E+08	5.37E+08	5.37E+08	5.67E+08

e	Margem bruta(c-d)	1.13E+08	1.2E+08	1.33E+08	1.33E+08	99900780	1.07E+08	1.2E+08	1.2E+08	1.27E+08
f	Despesas fixas	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036
g	Resultado bruto (e-f)	89890848	96550900	1.1E+08	1.1E+08	76570744	83230796	96550900	96550900	1.03E+08
h	Amortizacoes tecnicas	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204
i	Resultado liquido (g-h)	87167644	93827696	1.07E+08	1.07E+08	73847540	80507592	93827696	93827696	1E+08
j	Encargos financeiros	14726572	14057183							
k	Resultado final antes dos impostos (i-j)	72441071	79770513	1.07E+08	1.07E+08	73847540	80507592	93827696	93827696	1E+08
l	Impostos a pagar	24629964	27121974	36430252	36430252	25108164	27372581	31901417	31901417	34165834
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)	47811107	52648539	70717548	70717548	48739376	53135011	61926279	61926279	66321914
n	Cash-flow antes dos impostos	75164275	82493717	1.1E+08	1.1E+08	76570744	83230796	96550900	96550900	1.03E+08
o	Cash-flow depois dos impostos	50534311	55371743	73440752	73440752	51462580	55858215	64649483	64649483	69045118

		Ano 18	Ano 19	Ano 20	Ano 21	Ano 22	Ano 23	Ano 24	Ano 25
a	Receita bruta de venda	5.47E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.2E+08	6.57E+08	6.93E+08	7.3E+08
b	Despesas das vendas								
c	Receita liquida (a-b)	5.47E+08	5.47E+08	5.47E+08	5.84E+08	6.2E+08	6.57E+08	6.93E+08	7.3E+08
d	Despesas variaveis	4.48E+08	4.48E+08	4.48E+08	4.77E+08	5.07E+08	5.37E+08	5.67E+08	5.97E+08
e	Margem bruta(c-d)	99900780	99900780	99900780	1.07E+08	1.13E+08	1.2E+08	1.27E+08	1.33E+08
f	Despesas fixas	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036	23330036
g	Resultado bruto (e-f)	76570744	76570744	76570744	83230796	89890848	96550900	1.03E+08	1.1E+08
h	Amortizacoes tecnicas	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204	2723204

i	Resultado liquido (g-h)	73847540	73847540	73847540	80507592	87167644	93827696	1E+08	1.07E+08
j	Encargos financeiros								
k	Resultado final antes dos impostos (i-j)	73847540	73847540	73847540	80507592	87167644	93827696	1E+08	1.07E+08
l	Impostos a pagar	25108164	25108164	25108164	27372581	29636999	31901417	34165834	36430252
m	Resultados final depois dos impostos (k-l)	48739376	48739376	48739376	53135011	57530645	61926279	66321914	70717548
n	Cash-flow antes dos impostos	76570744	76570744	76570744	83230796	89890848	96550900	1.03E+08	1.1E+08
o	Cash-flow depois dos impostos	51462580	51462580	51462580	55858215	60253849	64649483	69045118	73440752

Anexo 11. Mapa de fluxo de caixa

Mapa de fluxo de caixa para o ciclo C3MR

Ano	CashFow	Invest	Soma	$(1+i)^{-k}$	Cashflow act.	Invest Act.	Soma Act	Cashflow act. Cumula	Invest Act. Cumula	CashFlow-Invest
-1		2.8E+08	-3E+08	1		279585540	-2.8E+08		279585540	-279585540
0		4.83E+08	-5E+08	0.975419		470838119.4	-4.7E+08		750423659.4	-750423659.4
1	42991702		4E+07	0.951443	40904156.5		40904157	40904156.5	750423659.4	-709519502.9
2	57055465		6E+07	0.928056	52950669.7		52950670	93854826.3	750423659.4	-656568833.1
3	77910989		8E+07	0.905244	70528448.3		70528448	164383274.6	750423659.4	-586040384.8
4	85182992		9E+07	0.882992	75215942.6		75215943	239599217.3	750423659.4	-510824442.1
5	1.13E+08		1E+08	0.861288	97179367.6		97179368	336778585	750423659.4	-413645074.4

6	1.13E+08		1E+08	0.840117	94790643.47		94790643	431569228.4	750423659.4	-318854431
7	1.07E+08		1E+08	0.819467	92854177.64		92854178	524423406.1	750423659.4	-226000253.3
8	93895720		9E+07	0.799324	85526823.28		85526823	609950229.4	750423659.4	-140473430
9	94375962		9E+07	0.779676	73208215.97		73208216	683158445.3	750423659.4	-67265214.07
10	1.02E+08		1E+08	0.760511	71773945.53		71773946	754932390.9	750423659.4	4508731.466
11	1.25E+08		1E+08	0.741817	75404196.87		75404197	830336587.7	750423659.4	79912928.34
12	1.25E+08		1E+08	0.723583	90676912		90676912	921013499.7	750423659.4	170589840.3
13	91357763		9E+07	0.705797	88448021.85		88448022	1009461522	750423659.4	259037862.2
14	98149524		1E+08	0.688448	62895054.26		62895054	1072356576	750423659.4	321932916.4
15	1.12E+08		1E+08	0.671525	65909897.85		65909898	1138266474	750423659.4	387842814.2
16	1.12E+08		1E+08	0.655019	73187258.49		73187258	1211453732	750423659.4	461030072.7
17	1.19E+08		1E+08	0.638918	71388273.99		71388274	1282842006	750423659.4	532418346.7
18	91357763		9E+07	0.623213	73866224.53		73866225	1356708231	750423659.4	606284571.2
19	91357763		9E+07	0.607894	55535860.94		55535861	1412244092	750423659.4	661820432.1
20	91357763		9E+07	0.592952	54170757.82		54170758	1466414849	750423659.4	715991189.9
21	98149524		1E+08	0.578377	52839209.72		52839210	1519254059	750423659.4	768830399.7
22	1.05E+08		1E+08	0.564169	55372031.29		55372031	1574626090	750423659.4	824202431

23	1.12E+08		1E+08	0.55029 3	57748410.7 8		5774841 1	1632374501	750423659.4	881950841.7
24	1.19E+08		1E+08	0.53676 6	59974508.7 3		5997450 9	1692349010	750423659.4	941925350.5
25	1.25E+08		1E+08	0.52357 2	62056277.3 2		6205627 7	1754405287	750423659.4	1003981628
26										
27							1E+09			
							VAL			

Mapa de fluxo de caixa para o ciclo DMR

Ano	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8
CashFow			1623049 3	2546355 9	3909225 9	4392969 1	6195402 5	6239582 2	5844198 5	5009251 4
Investimento	2.57E+0 8	4.44E+0 8								
Soma	-2.6E+08	-4.4E+08	1623049 3	2546355 9	3909225 9	4392969 1	6195402 5	6239582 2	5844198 5	5009251 4
(1+i)^k	1	0.97541 9	0.951443	0.928056	0.905244	0.882992	0.861288	0.840117	0.819467	0.799324
Cashflow act.	0	0	1544239 0	2363161 0	3538803 0	3878958 7	5336026 1	5241979 7	4789125 1	4004012 7
Investimento Act.	2.57E+0 8	4.33E+0 8	0	0	0	0	0	0	0	0
Soma Act	-2.6E+08	-4.3E+08	1544239 0	2363161 0	3538803 0	3878958 7	5336026 1	5241979 7	4789125 1	4004012 7
Cashflow act. Cumulativo	0	0	1544239 0	3907400 1	7446203 0	1.13E+0 8	1.67E+0 8	2.19E+0 8	2.67E+0 8	3.07E+0 8
Investimento Act. Cumulativo	2.57E+0 8	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08
CashFlow-Investimento	-2.6E+08	-6.9E+08	-6.7E+08	-6.5E+08	-6.2E+08	-5.8E+08	-5.2E+08	-4.7E+08	-4.2E+08	-3.8E+08

Ano	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
CashFow	5053431 1	5537174 3	7344075 2	7344075 2	5146258 0	5585821 5	6464948 3	6464948 3	6904511 8	5146258 0
Investimento										
Soma	5053431 1	5537174 3	7344075 2	7344075 2	5146258 0	5585821 5	6464948 3	6464948 3	6904511 8	5146258 0
(1+i)^k	0.779676	0.760511	0.741817	0.723583	0.705797	0.688448	0.671525	0.655019	0.638918	0.623213
Cashflow act.	3940037 7	4211081 2	5447960 4	5314046 5	3632212 0	3845546 7	4341377 0	4234663 4	4411418 1	3207216 0
Investimento Act.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Soma Act	3940037 7	4211081 2	5447960 4	5314046 5	3632212 0	3845546 7	4341377 0	4234663 4	4411418 1	3207216 0
Cashflow act. Cumulativo	3.46E+0 8	3.88E+0 8	4.43E+0 8	4.96E+0 8	5.32E+0 8	5.71E+0 8	6.14E+0 8	6.57E+0 8	7.01E+0 8	7.33E+0 8
Investimento Act. Cumulativo	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08
CashFlow-Investimento	-3.4E+08	-3E+08	-2.5E+08	-1.9E+08	-1.6E+08	-1.2E+08	-7.6E+07	-3.4E+07	1039641 0	4246857 0

Ano	19	20	21	22	23	24	25
CashFow	51462580	51462580	55858215	60253849	64649483	69045118	73440752
Investimento							
Soma	51462580	51462580	55858215	60253849	64649483	69045118	73440752
(1+i)^k	0.607894	0.592952	0.578377	0.56416	0.550293	0.536766	0.523572
Cashflow act.	31283808	30514834	32307095	33992809	35576131	37061077	38451526
Investimento Act.	0	0	0	0	0	0	0
Soma Act	31283808	30514834	32307095	33992809	35576131	37061077	38451526

Cashflow act. Comulativo	7.64E+08	7.95E+08	8.27E+08	8.61E+08	8.96E+08	9.34E+08	9.72E+08
Investimento Act. Comulativo	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08	6.9E+08
CashFlow-Investimento	73752377	1.04E+08	1.37E+08	1.71E+08	2.06E+08	2.43E+08	2.82E+08