

MESTRADO INTEGRADO EM ENGENHARIA DO AMBIENTE 2020/2021

**AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÓMICA DA BIOMETANIZAÇÃO DE
BIOGÁS EM ETAR**

MIGUEL ANTÓNIO AMARANTE DIAS ALVES RIBEIRO

Dissertação submetida para obtenção do grau de
MESTRE EM ENGENHARIA DO AMBIENTE

Orientador académico: Jonathan Carlos Gonçalves da Silva
(Doutorado de Nível Inicial do Departamento de Engenharia Química da Faculdade de
Engenharia da Universidade do Porto)

Coorientador académico: Luís Miguel Palma Madeira
(Professor Associado do Departamento de Engenharia Química da Faculdade de
Engenharia da Universidade do Porto)

Coordenador empresarial: João Paulo Ramos
(Coordenador Exploração da SIMDOURO)

Setembro, 2021

MESTRADO INTEGRADO EM ENGENHARIA DO AMBIENTE 2020/2021

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Tel. +351-22-508 1884

Fax +351-22-508 1449



miec@fe.up.pt

Editado por

FACULDADE DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE DO PORTO

Rua Dr. Roberto Frias

4200-465 PORTO

Portugal

Tel. +351-22-508 1400

Fax +351-22-508 1440



feup@fe.up.pt



<http://www.fe.up.pt>

Reproduções parciais deste documento serão autorizadas na condição que seja mencionado o Autor e feita referência a *Mestrado Integrado em Engenharia do Ambiente- 2020/2021 - Departamento de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, Portugal, 2021.*

As opiniões e informações incluídas neste documento representam unicamente o ponto de vista do respetivo Autor, não podendo o Editor aceitar qualquer responsabilidade legal ou outra em relação a erros ou omissões que possam existir.

Este documento foi produzido a partir de versão eletrónica fornecida pelo respetivo Autor.

A meus Pais e Irmão

AGRADECIMENTOS

Venho por este meio agradecer a todos os que me acompanharam ao longo do curso.

Aos meus colegas do curso de Engenharia do Ambiente, que me proporcionaram uns anos inesquecíveis.

A todos os docentes pelo seu contributo no meu desenvolvimento pessoal e profissional.

À minha família, pais e irmão, pelo apoio incondicional prestado ao longo destes anos.

O Doutor Jonathan Gonçalves da Silva, orientador desta dissertação, é membro integrado do LSRE-LCM financiado por fundos nacionais através da FCT/MCTES (PIDDAC): Financiamentos Base-UIDB/50020/2020 e Programático-UIDP/50020/2020.

O Prof. Luís Miguel Madeira, coorientador desta dissertação, é membro integrado do LEPABE – Laboratório de Engenharia de Processos, Ambiente Biotecnologia e Energia, financiado por: Financiamento Base - UIDB/00511/2020 da Unidade de Investigação - Laboratório de Engenharia de Processos, Ambiente, Biotecnologia e Energia – LEPABE - financiada por fundos nacionais através da FCT/MCTES (PIDDAC). Este trabalho foi ainda financiado pelo Projeto POCI-01-0145-FEDER-030277, financiado por fundos FEDER através de COMPETE2020 – Programa Operacional Competitividade e Internacionalização (POCI) e por fundos nacionais (PIDDAC) através de FCT/MCTES.

RESUMO

O consumo mundial de combustíveis fósseis e as suas repercussões no meio ambiente têm levado a uma crescente onda de tecnologias e técnicas inovadoras de forma a atingir a neutralidade carbónica. Uma única fonte de energia alternativa não consegue dar resposta às crescentes necessidades energéticas do mundo, no entanto, no setor dos resíduos, a valorização do biogás proveniente da digestão anaeróbia de lamas é uma fonte de energia renovável que contribui significativamente para a eficiência energética e redução de emissões.

A presente dissertação surge no âmbito do Mestrado Integrado em Engenharia do Ambiente e procede à elaboração de um estudo tecno-económico das tecnologias disponíveis para refinamento de biogás para biometano, a implementar em ETAR (Estação de Tratamento de Águas Residuais).

Procedeu-se ao estudo tecno-económico das tecnologias de lavagem com água e separação por membranas, com recurso aos dados facultados pela SIMDOURO, S.A e ao *software* Aspen Plus®, de forma a obter biometano de elevada pureza, considerando-se assim comparável ao gás natural.

O desenvolvimento deste estudo permitiu um melhor entendimento sobre as tecnologias de refinamento de biogás e os custos associados às mesmas. Modelaram-se as tecnologias para obter uma qualidade de biometano de 98% de CH₄. Em termos económicos, a lavagem com água provou ser a tecnologia mais rentável com um lucro anual expectável de 73180 €/ano, sendo os custos de água de arrefecimento e água do sistema os mais significativos. A tecnologia de separação por membranas não apresentou valores de lucro na mesma ordem devido ao custo da água de arrefecimento.

PALAVRAS-CHAVE: biogás, gás natural, ETAR, biometano.

ABSTRACT

The worldwide consumption of fossil fuels and its repercussions on the environment has led to a growing wave of innovative technologies and techniques in order to achieve carbon neutrality. A single source of alternative energy cannot meet the growing energy needs of the world; however, in waste management, the recovery of biogas from the anaerobic digestion of sludge is a renewable energy source that contributes significantly to the energy efficiency and emissions reduction.

This dissertation is part of a Master's degree in Environmental Engineering focuses in the elaboration of a techno-economic study of the available technologies for biogas upgrading to biomethane, to be implemented in Wastewater Treatment Plants (WWTP).

The techno-economic study included the technologies of water scrubbing and membrane separation, and it was conducted, using the data provided by SIMDOURO, S.A. and the Aspen Plus® software in order to obtain high purity biomethane, considering it as natural gas, thus being considered comparable to natural gas.

The development of this study allowed a better understanding of the biogas upgrading technologies and their associated costs. The technologies were modelled to obtain a biomethane quality of 98% CH₄. In economic terms, water scrubbing proved to be the most profitable technology, with an expected annual profit of 73180 €/year, being the costs of cooling water and system water the most significant. The membrane separation technology did not show profit figures in the same order due to the low lifetime of the membranes and the cost of cooling water.

KEYWORDS: biogas, natural gas, WWTP, biomethane.

ÍNDICE GERAL

AGRADECIMENTOS	i
RESUMO	iii
ABSTRACT	v
 1. INTRODUÇÃO	 1
1.1. APRESENTAÇÃO E ENQUADRAMENTO DO TEMA.....	1
1.2. TECNOLOGIAS DE REFINAMENTO	5
1.2.1. LAVAGEM COM ÁGUA	5
1.2.2. LAVAGEM ORGÂNICA	6
1.2.3. LAVAGEM COM QUÍMICOS	7
1.2.4. SEPARAÇÃO CRIOGÉNICA.....	10
1.2.5. SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	11
1.2.6. <i>PRESSURE SWING ADSORPTION</i> (PSA)	14
1.2.7. ANÁLISE ECONÓMICA.....	16
 2. MODELAÇÃO	 18
2.1. DADOS INICIAIS	18
2.2. SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	18
2.2.1 Modelação e Validação do Modelo	18
2.2.2. Caso de Estudo	21
2.2.3. Estudo Económico	22
2.3. LAVAGEM COM ÁGUA.....	23
2.3.1 Modelação do Sistema.....	23
2.3.2 Estudo Económico	24
 3. Resultados	 27
3.1. Separação por Membranas	27
3.2. Lavagem com Água	31
3.3. Comparação das Tecnologias.....	33
 4. Conclusões e Trabalhos Futuros	 35

4.1. Conclusões.....	35
3.2. Trabalhos Futuros	35

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	36
--	-----------

ANEXOS	I
---------------------	----------

ANEXO A.....	III
---------------------	------------

ANEXO B.....	VIII
---------------------	-------------

ANEXO C.....	XXXV
---------------------	-------------

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Evolução do consumo de energia final no setores de indústria, transportes e residencial em Portugal, até 2050 (República Portuguesa, 2019)	1
Figura 1.2 – Esquema representativo das 2 linhas de tratamento do efluente	3
Figura 1.3 - Distribuição das tecnologias de refinamento de biogás (Angelidaki et al., 2018)	5
Figura 1.4 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia de lavagem com água com regeneração de água (Kapoor et al., 2019).....	6
Figura 1.5 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia de lavagem orgânica (Kapoor et al., 2019).....	7
Figura 1.6 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia lavagem com químicos (Kapoor et al., 2019).....	10
Figura 1.7 - Diagrama de processo de refinamento de biogás por separação criogénica (Kapoor et al., 2019).	11
Figura 1.8 - Diferentes alternativas para geração de força motriz (Moreno et al., 2020)	12
Figura 1.9 - Diagrama de processo de refinamento de biogás por separação por membrana (Kapoor et al., 2019).....	13
Figura 1.10 - Configurações de membranas (Angelidaki et al., 2018).....	14
Figura 1.11 - Configuração de um sistema de PSA de 4 colunas (Patrício, 2016)	16
Figura 2.1 - Representação esquemática do modelo de membrana.....	19
Figura 2.2 - Modelo de membrana em ACM.....	19
Figura 2.3 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus, Configuração C	21
Figura 2.4 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus, Configuração D	22
Figura 2.5 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus – Lavagem com Água	24
Figura 3.1 - Custo dos parâmetros económicos do CAPEX de acordo com a pressão – Configuração C	28
Figura 3.2 - Custo dos parâmetros económicos do CAPEX de acordo com a pressão – Configuração D	28
Figura 3.3 - Custo anual de investimento e OPEX de acordo com a pressão, Configuração C	29
Figura 3.4 - Custo anual de investimento e OPEX de acordo com a pressão, Configuração D	29
Figura 3.5 – Custo dos parâmetros económicos do OPEX de acordo com a pressão – Configuração C.	30
Figura 3.6 – Custo dos parâmetros económicos do OPEX de acordo com a pressão – Configuração D.	30
Figura 3.7 – Valores de CAPEX (k€) para todas as configurações estudadas	32

Figura 3.8 – Valores de OPEX (k€/ano) e Custo Anual de Investimento (k€/ano) para todas as configurações estudadas.....	32
Figura 3.9 – Valores de OPEX (k€/ano) para todas as configurações estudadas	32
Figura B.3.1 – Configurações, Cenário A.....	XIV
Figura B.3.2 – Configurações, Cenário C.....	XV
Figura B.3.3 – Configurações, Cenário D.....	XVI

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1.1 – Capacidade de absorção, vantagens e desvantagens de alguns solventes químicos. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019)	8
Tabela 1.2 - Sumário comparativo entre diferentes tipos de membranas. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019)..	13
Tabela 1.3 - Seletividades cinética e de equilíbrio de alguns adsorventes para CO ₂ e CH ₄ a 100 kPa. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019).....	15
Tabela 1.4 – Comparação de preços de diferentes tecnologias.....	16
Tabela 2.1 – Composição do biogás de entrada SIMDOURO	18
Tabela 2.2 - Condições do biogás de entrada SIMDOURO	18
Tabela 2.3 – Permeância de gases puros de membranas de fibra oca a 25 °C, Adaptado de (Falbo et al., 2014).....	21
Tabela 2.4 – Parâmetros económicos considerados para contabilização do CAPEX para a tecnologia de separação por membranas	22
Tabela 2.5 - Parâmetros económicos considerados para contabilização do CAPEX para a tecnologia de separação por membranas.....	23
Tabela 2.6 – Parâmetros económicos considerados para contabilização do CAPEX para a tecnologia de lavagem com água	25
Tabela 2.7 - Parâmetros económicos considerados para contabilização do OPEX para a tecnologia de lavagem com água	26
Tabela 3.1 – Variação das áreas das membranas de acordo com a pressão – Configuração C.....	27
Tabela 3.2 – Variação das áreas das membranas de acordo com a pressão – Configuração D.....	27
Tabela 3.3 – Custos operacionais em €/ano, Configuração C	28
Tabela 3.4 – Custos operacionais em €/ano, Configuração D	29
Tabela 3.5 – Ganhos monetários anuais para cada configuração a diferentes pressões.....	30
Tabela 3.6 – Lucros anuais para a tecnologia de separação por membranas	31
Tabela 3.7 – Nº de Pratos Teóricos e Caudais por Configuração	31
Tabela 3.8 – Ganhos monetários anuais	32
Tabela 3.9 – Lucros anuais para a tecnologia de lavagem com água.....	33
Tabela 3.10 – Propriedades de todas as correntes para a tecnologia de separação por membranas	33
Tabela 3.11 – Propriedades de todas as correntes para a tecnologia de lavagem com água.....	33
Tabela 3.12 – Valores detalhados de CAPEX, OPEX e Custo anual de Investimento para ambas as tecnologias estudadas.....	33
Tabela A.1 – Etapas de operação de um sistema PSA	V
Tabela A.2 – Sincronização das etapas de um sistema de PSA de 4 colunas	VII

Tabela B.3.1 - Condições base de operação	XIII
Tabela B.3.2 - Permeabilidade e seletividade da membrana para validação do modelo	XIII
Tabela B.3.3 – Validação Membrana, Cenário A.....	XIV
Tabela B.3.4 – Validação Membrana, Cenário C.....	XV
Tabela B.3.5 – Validação Membrana, Cenário C.....	XVI
Tabela B.3.6 – Resumo dados obtidos, Configuração C	XVIII
Tabela B.3.7 – Resumo dados obtidos, Configuração D	XXIV

ACRÓNIMOS

ACM – Aspen Custom Modeler
AMDEA - MDEA ativada
AMP - 2-amino-2-metil-1-propanol
AP – Aspen Plus
CA – Acetato de Celulose
CAE – Custo Anual Equivalente
CAPEX – Custos de Capital
CAPEX_{anual} – CAPEX Anualizado
CHP – Fonte Combinada de Calor e Energia
CNT – Nano Tubos de Carbono
DEA – Dietanolamina
DGA – Diglicolamina
ETAR – Estação de Tratamento de Águas Residuais
HETP - Height Equivalent to a Theoretical plate
LBG – Biogás Liquefeito
MDEA - N-metildietanolamina
MEA – Monoetanolamina
MMM – Membrana de Matriz Mista
MOF – Estrutura Orgânica-Metálica
MTIR – Taxa Interna de Retorno Modificada
NHV – Net Heating Value
OPEX – Custos Operacionais
PB – Período de Payback
PI – Poliamida
PZ - Piperazina
TIR – Taxa Interna de Retorno
VFL – Valor Futuro Líquido
VPL – Valor Presente Líquido

SÍMBOLOS/VARIÁVEIS

A – Área de membrana (m²)
C_p – Calor Específico (kcal/kgK)
d – Espessura da Membrana (m)

DTML – Diferença de Temperatura Média Logarítmica (°C)

h – Anos de Operação

i – Taxa de Desconto Anual

J – Fluxo Molar (mol/s.m²)

M – Caudal Mássico (kg/h)

N – Fluxo Molar (mol/s.m²)

n – Número de Tubos

P_i – Permeabilidade do Componente i (Barrer)

P_p – Pressão Lado Permeado (bar)

P_r – Pressão Lado Retido (bar)

Q – Caudal Energético (kcal/h)

r – Raio do Tubo (m)

U – Coeficiente de Transferência de Calor (kcal/hm²C)

x_i – Frações Molares

z – Direção Axial (m)

1

INTRODUÇÃO

1.1. APRESENTAÇÃO E ENQUADRAMENTO DO TEMA

A gestão da água é um dos principais requisitos para a sustentabilidade do ambiente urbano e abrange todo o ciclo da água desde a captação até à devolução ao meio hídrico. Para que esta devolução não crie a degradação do meio recetor, esta entrega deve ser feita de forma controlada em termos qualitativos e quantitativos. Assim, uma Estação de Tratamento de Águas Residuais (ETAR) tem como função a despoluição dos efluentes líquidos de origem doméstica de forma a assegurar a qualidade dos mesmos. Nestas estão incluídas operações unitárias, maioritariamente tratamentos por forças físicas, como gradagem, agitação, floculação, sedimentação, flutuação, filtração, transferência gasosa e processos unitários, ou seja, tratamentos químicos como precipitação, adsorção, desinfecção e biológicos como digestão aeróbia, anaeróbia, remoção de azoto, sulfeto de hidrogénio, entre outros.

Estes tipos de instalações acarretam elevadas necessidades energéticas, devido a todos os processos intrínsecos ao seu correto funcionamento. Revela-se de enorme importância encontrar métodos que contribuam para o objetivo de neutralidade carbónica que “assenta numa visão estratégica que visa promover a descarbonização da economia e a transição energética visando a neutralidade carbónica em 2050” (República Portuguesa, 2019) e, ao mesmo tempo, dar resposta à subida prevista de consumo energético de gás natural e outras fontes energéticas (Figura 1.1).

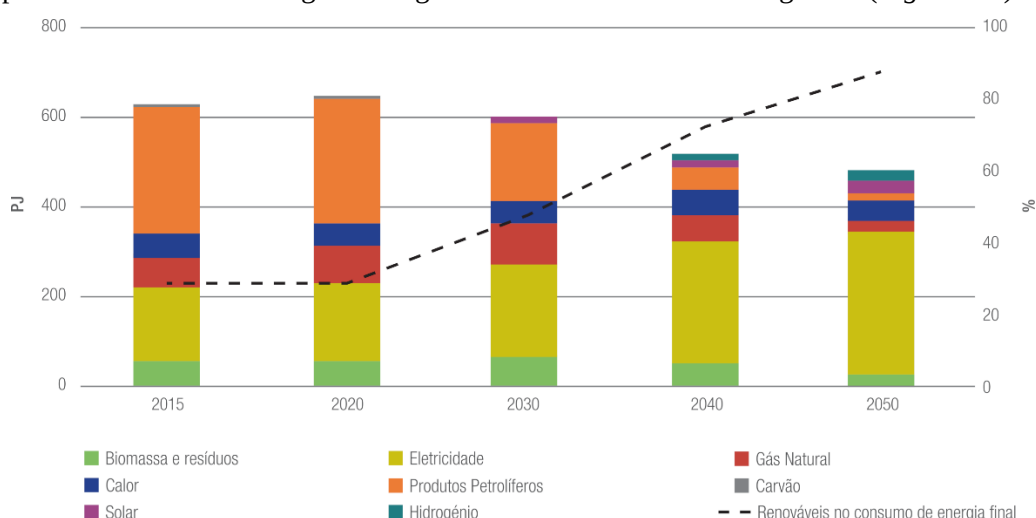


Figura 1.1 - Evolução do consumo de energia final nos setores de indústria, transportes e residencial em Portugal, até 2050 (República Portuguesa, 2019).

Atualmente os combustíveis fósseis são a fonte de energia dominante, fornecendo 80% das necessidades energéticas globais (Kapoor et al., 2019). Isto leva a uma crescente crise energética e ambiental, pois a queima massiva de combustíveis fósseis conduz à libertação de dióxido de carbono (CO₂) para a atmosfera, que numa escala mundial já ultrapassa o valor de 1000 kg/s (Adnan et al., 2019). Assim, com o objetivo de se atingir a neutralidade carbónica, existe a necessidade urgente de reduzir as emissões de CO₂ nas fontes ou aumentar o consumo deste.

É mundialmente aceite que uma única fonte de energia alternativa não consegue dar resposta às crescentes necessidades energéticas do mundo, sendo que a solução é a utilização conjunta de várias fontes de energias renováveis, conjuntamente, pelo menos nas próximas décadas, com os combustíveis fósseis (Miltner et al., 2017).

A energia renovável que mais contribuiu para a eficiência energética, como também para a redução das emissões, no setor dos resíduos, é a valorização do biogás produzido a partir da digestão anaeróbia das lamas, processo descrito posteriormente, para biometano (República Portuguesa, 2019) (Portugal Energia, 2019). Este tipo de processo tem vindo a ganhar reputação como uma tecnologia promissora para a produção de bioenergia, bem como para o controlo da poluição ambiental, contribuindo igualmente para o desenvolvimento de uma economia verde e de baixo carbono (Omar et al., 2018) (Lombardi & Francini, 2020). Em particular o biometano produzido a partir de resíduos municipais e diversas indústrias pode adquirir um papel importante para o setor público-privado de transportes, contribuindo para a obrigação mínima de 14% de energia renovável em 2030 neste setor determinada pelos membros na União Europeia (Lombardi & Francini, 2020).

É expectável que a produção de biogás aumente para 40,2 Mt em 2030 e o mercado deste gás para as suas variadas utilizações como energia, indústria fabril, processos de arrefecimento e aquecimento e transporte, entre outros, aumente para 29,5 GW em 2022 (Kapoor et al., 2019).

O presente trabalho foca-se na avaliação tecno-económica da purificação de biogás, mais especificamente nas tecnologias de refinamento de biogás a serem instaladas na Estação de Tratamento de Águas Residuais de Gaia Litoral, que está dimensionada para uma população de 300.000 habitantes-equivalentes no ano de horizonte do projeto (2020).

O tratamento do efluente divide-se em 2 linhas sequenciais, Linha Líquida e Linha de Lamas (*Figura 1.2*). A Linha Líquida contém tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário e terciário. O tratamento preliminar consiste na obra de entrada onde o efluente bombado sofre uma gradagem (três canais em paralelo) com vista à remoção dos detritos mais grosseiros, protegendo assim os equipamentos da estação de tratamento. Devido a contingências da área disponível, a ETAR optou por juntar as etapas de desarenamento/desengorduramento e decantação primária num único elemento com a designação Sedipac™ 3D, obtendo assim uma solução mais compacta e fácil de explorar. Dimensionaram-se duas destas unidades a funcionar em paralelo. Extraem-se as areias por bombagem a partir das quatro fossas presentes na unidade, sendo que as gorduras, com recurso a dois arejadores mecânicos, são conduzidas à superfície da unidade e depois bombadas para um raspador de gorduras situado no Edifício da obra de entrada. O tratamento primário, decantação das matérias em suspensão, efetua-se numa zona equipada com uma ponte raspador de fundo e lamelas junto à superfície. As lamas primárias decantadas são raspadas pela ponte raspadora de fundo para quatro fossas (por órgão) e são redirecionadas com auxílio a uma bomba para o espessador. O efluente segue para a etapa do tratamento biológico (tratamento secundário), onde devido à variação de caudais afluentes à estação nos primeiros anos de funcionamento, se subdividiu o reator biológico em quatro reatores idênticos, em paralelo. Nesta etapa ocorre um processo de arejamento e decantação. Os microrganismos aeróbios alimentam-se da matéria orgânica, crescem e

formam flocos de biomassa que sedimentam, facilitando a separação da água. Esta é a separação das fases sólida e líquida. Deste modo, forma-se como subproduto lamas ativadas, que em parte são recicladas para repor a matéria orgânica no digestor. À saída do decantador, o efluente segue para os filtros de areia, clareando a água e reduzindo o número de módulos ultravioleta necessários para desinfecção (tratamento terciário), que é a última etapa desta linha.

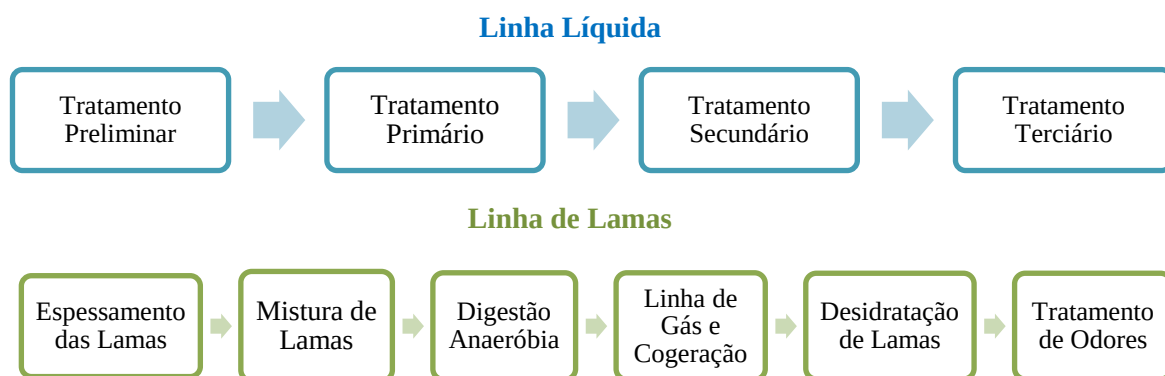


Figura 1.2 – Esquema representativo das 2 linhas de tratamento do efluente.

A Linha de Lamas engloba o espessamento das mesmas, mistura de lamas, digestão anaeróbia, linha de gás e cogeração, desidratação de lamas e tratamento de odores. De forma a assegurar a concentração, sujeitam-se as lamas primárias a um espessamento gravítico e as lamas biológicas a um espessamento por flotação. A separação dos espessamentos justifica-se pelos maiores rendimentos relativamente ao espessamento conjunto. Por fim, estas bombeiam-se para o tanque de mistura de lamas. Para a digestão utilizam-se dois digestores primários que funcionam em paralelo. As lamas mistas são bombadas para os órgãos de digestão anaeróbia onde as mesmas são agitadas por gás, evitando a formação de flutuantes na superfície do digestor. Para manter as lamas a uma temperatura de 35°C, o sistema de aquecimento recicla as lamas nos digestores. A alimentação de água quente efetua-se a partir de uma caldeira que opera com o biogás produzido a partir da digestão ou a partir do arrefecimento do grupo de cogeração. A cogeração, processo em que é gerada energia elétrica a partir do poder calorífico do biogás, permite valorizar o investimento realizado no tratamento das águas residuais. Os dois digestores anaeróbios estão em equilíbrio de pressão com um gasómetro esférico de dupla membrana. Assim, o biogás produzido alimenta 3 unidades:

- Um moto-alternador após remoção de H_2S por óxido de ferro, assegurando o reaquecimento dos digestores;
- Uma caldeira de queimador duplo para as necessidades do arranque da digestão, em socorro da cogeração, capaz de fornecer a totalidade da energia necessária à digestão anaeróbia;
- Finalmente, uma tocha de chama protegida que pode ser utilizada para queimar o biogás em excesso.

De modo a garantir o funcionamento da fase de arranque, tanto para a caldeira como para o grupo de cogeração, existe a possibilidade de queima de um combustível alternativo, neste caso o gás natural. As lamas digeridas são enviadas para desidratação e de seguida para o seu destino final. De salientar a ventilação e tratamento de odores em vários pontos do sistema, como também a

estabilização química de emergência em que é possível a estabilização das lamas com cal viva quando a digestão está fora de serviço.

A matéria orgânica consome dióxido de carbono na fase de fotossíntese, sendo assim o biogás produzido considerado uma energia renovável, ou seja, *carbon-neutral*. Este tipo de energia já está bem estabelecido como uma fonte combinada de calor e energia (CHP).

A seleção de matérias-primas, *design* de processo, melhoramento da digestão e codigestão com múltiplos substratos são tópicos extremamente estudados e várias análises encontram-se disponíveis (Adnan et al., 2019), existindo diversos estudos realizados com o objetivo de melhorar a captação de CH₄ durante a digestão anaeróbia.

O biogás é principalmente constituído por metano (CH₄), 50-70%, e dióxido de carbono (CO₂), numa concentração de 30-50%, sendo que estas percentagens variam de acordo com a natureza do substrato e do pH do reator (Angelidaki et al., 2018). Além dos componentes supramencionados, também é composto por azoto (N₂) em concentrações de 0-3% que pode ser originado a partir de ar saturado no influente; vapor de água (H₂O) em concentrações de 5-10%, sendo este o principal componente que causa dano nas tubagens e motores por corrosão, daí a sua remoção ser essencial, pois em combinação com impurezas tóxicas como sulfeto de hidrogénio ou componentes halogenados produz ácidos corrosivos (Kapoor et al., 2019); oxigénio (O₂) em concentrações de 0-1% que provêm do próprio substrato ou de alguma fuga; sulfeto de hidrogénio (H₂S) em concentrações de 0-10.000 ppmv que é produzido pela redução do sulfato; amoníaco (NH₃) originado pela hidrólise de materiais proteicos ou urina; hidrocarbonetos em concentrações de 0-200 mg/m³; siloxanos em concentrações de 0-41 mg/m³ e compostos orgânicos voláteis (VOC's) (Angelidaki et al., 2018).

Excetuando o CH₄, todos os outros gases presentes no biogás são considerados contaminantes. A remoção do CO₂ aumenta o espectro de aplicações do biogás, dado que este forma gelo seco quando se encontra em compressão, o que resulta na formação de nódulos e problemas de congelamento em pontos de medição e válvulas. O H₂S e H₂O são corrosivos para a parte metálica dos equipamentos, motores, tubagem e válvulas, reduzindo assim a esperança de vida do próprio equipamento (Kapoor et al., 2019). A presença de siloxanos no biogás também acarreta consequências: durante a fase de combustão estes originam uma camada de micro cristais de sílica que se depositam no equipamento, levando assim ao mau funcionamento dos motores e válvulas (Branco, 2010). Além disso, o H₂S e o NH₃ afetam o poder calorífico do gás. Este é o principal problema destes componentes, dado que o objetivo da obtenção de biometano é aumentar o poder calorífico do gás inicial (Angelidaki et al., 2018).

A primeira fase de tratamento do biogás relaciona-se com a sua limpeza, ou seja, a remoção das impurezas supramencionadas. A segunda é o seu *upgrade*, que contempla a remoção do CO₂ de forma a aumentar a pureza de CH₄ e, consequentemente, o seu poder calorífico, ficando assim com propriedades semelhantes às do gás natural, ou seja, pelo menos 90% de CH₄ e concentração máxima de CO₂ inferior a 2% em volume (Alves, 2008), tornando-se qualificado para injeção na rede de gás natural em Portugal.

A remoção do vapor de água e sulfeto de hidrogénio (dessulfurização), entre outros, revela-se assim um passo importantíssimo não só para evitar o deterioramento de todos os equipamentos, como também para assegurar a qualidade final pretendida. O vapor de água pode ser removido de variadas maneiras, dentro das quais se encontra a refrigeração, carvão ativado ou filtros moleculares, ou adsorção com gel de sílica ou glicerol (Kapoor et al., 2019). O processo de dessulfuração pode ser realizado por precipitação, adsorção com carvão ativado, absorção química, tratamento biológico ou injeção de ar ou oxigénio puro no digestor na fase gasosa ou com cloretos de ferro ou hidróxidos na

fase líquida (Miltner et al., 2017); o uso de oxigénio é o método mais simples, comum, e que apresenta maior custo-benefício. Os siloxanos podem ser removidos por absorção, adsorção ou processos de condensação.

As tecnologias de refinamento de biogás derivam da indústria de purificação de gás natural, tendo como objetivo explorar as propriedades físicas, químicas e termodinâmicas dos componentes gasosos (Kapoor et al., 2019). Atualmente, existem seis tecnologias comerciais bem assentes no mercado. Dois processos de absorção física - lavagem com água e lavagem orgânica, absorção química – lavagem com químicos, *pressure swing adsorption* (PSA), separação criogénica e separação por membranas. Existem outras tecnologias basadas em métodos biológicos que ainda estão em fase de desenvolvimento. A Figura 1.3 representa a distribuição no mercado das tecnologias comerciais aplicadas (Angelidaki et al., 2018).

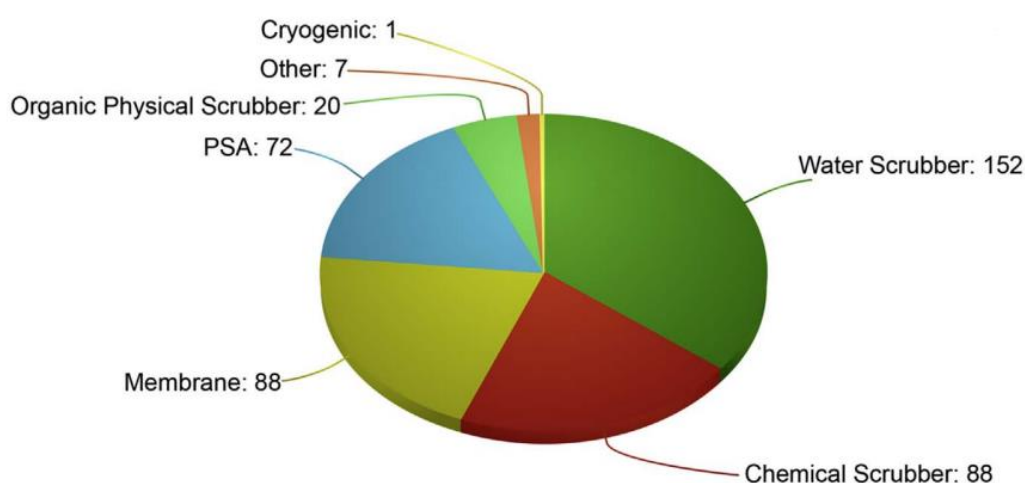


Figura 1.3 - Distribuição das tecnologias de refinamento de biogás (Angelidaki et al., 2018).

1.2. TECNOLOGIAS DE REFINAMENTO

1.2.1 Lavagem com Água

Este é o processo mais utilizado, económico e simples para o refinamento do biogás baseado nos princípios de absorção física. O princípio desta tecnologia é a maior solubilidade em água do CO_2 e H_2S em comparação ao CH_4 (Shah et al., 2021). Apesar desta vantagem, concentrações elevadas de H_2S na ordem dos 300-2500 ppmv são prejudiciais para este tipo de tratamento, pois a dissolução de H_2S causa uma descida no pH da água, que por sua vez causa uma redução na solubilidade do CO_2 , afetando assim a eficiência do processo. O cenário ideal é a remoção prévia de H_2S de forma a evitar possíveis problemas ao longo do sistema de absorção (Kapoor et al., 2019).

Este processo de absorção ocorre numa coluna pressurizada (6-20 bar) em contracorrente, em que o biogás entra pelo fundo da coluna e o fluxo de água pelo topo, obtendo-se biometano no topo da coluna com uma pureza acima de 90% de CH_4 . Normalmente a coluna de absorção é preenchida com material de empacotamento, aumentando o tempo de contacto entre as fases e a área de superfície, o que resulta numa melhor transferência de massa. Salienta-se a importância de um controlo de

temperatura rigoroso devido ao aumento da solubilidade dos gases com o diminuir de temperatura, pelo que quanto mais baixa a temperatura na coluna, maior a taxa de retenção de CO_2 (Kapoor et al., 2019). A água contendo CO_2 e H_2S absorvidos é canalizada desde o fundo da coluna para uma câmara *flash* onde ocorre a separação gás-líquido e a pressão desce para valores de 2.5-5 bar. Esta redução de pressão resulta na libertação de uma corrente gasosa mista rica em CO_2 (80-90%) e algum CH_4 (10-20%).

Grandes quantidades de água são necessárias para este processo, dependendo da pressão e temperatura de operação. Atualmente, com base na quantidade, qualidade e preço da água comercialmente são utilizados dois métodos distintos. No primeiro, utiliza-se água apenas uma vez, ou seja, depois de passar pela já referida câmara *flash* é libertada para o ambiente. No segundo, designado por absorção regenerativa, a água é regenerada em duas etapas. Primeiro, é despressurizada na câmara *flash*, seguindo-se um processo de descompressão da água e regeneração numa coluna de dessorção a baixa pressão (Angelidaki et al., 2018). Deste modo, a água é reciclada para a fase inicial do processo, como se pode verificar na Figura 1.4. Apesar da recirculação reduzir o consumo de água, para caudais de biogás de 20-200 L/h tem de ser inserida água fresca no sistema para evitar a acumulação de compostos indesejáveis. Pressões de operação elevadas requerem baixos caudais de água o que, por sua vez, aumenta o custo de compressão de biogás e diminui o tempo de vida do sistema. O requisito energético durante o processo é maioritariamente para a compressão do biogás, bombagem de água e regeneração, sendo que o custo associado à sua instalação depende da escala pretendida (Kapoor et al., 2019).

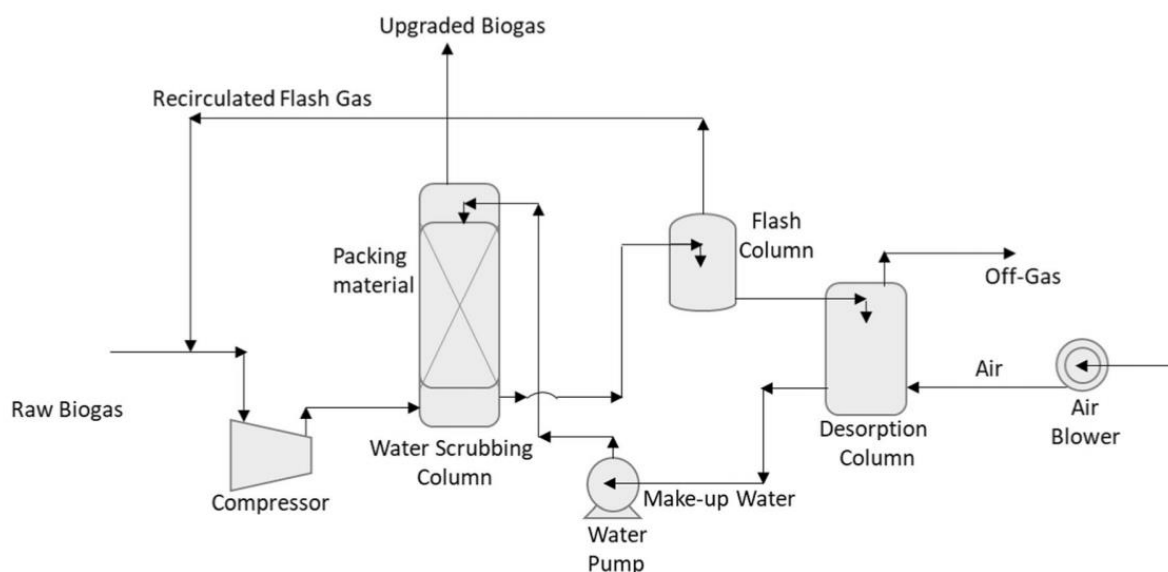


Figura 1.4 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia de lavagem com água com regeneração de água (Kapoor et al., 2019).

1.2.2 Lavagem Orgânica

Esta tecnologia baseia-se no mesmo método da tecnologia descrita anteriormente, mas utiliza solventes orgânicos para absorver o CO_2 do biogás, embora H_2S e H_2O também possam ser separados. Os solventes mais utilizados neste tipo de processo são misturas de metanol e éteres dimetilico de polietilenoglicol. Os produtos químicos disponíveis no mercado têm a designação comercial Selexol® e Genosorb®. Os solventes orgânicos apresentam uma vantagem, pois têm maior solubilidade de CO_2

quando comparados com a água. Por exemplo, o solvente Selexol® tem uma capacidade de absorção cinco vezes maior (Kapoor et al., 2019). Contudo, os solventes orgânicos têm uma regeneração mais difícil devido à elevada solubilidade do CO₂, representando um obstáculo do processo (Angelidaki et al., 2018). O uso de solventes orgânicos reduz a taxa de reciclagem de solvente, tamanho da instalação, custos de investimento e operação, como também apresenta propriedades anticorrosivas (Kapoor et al., 2019). A solubilidade do H₂S neste tipo de solventes é maior que a do CO₂, o que implica a necessidade de uma temperatura mais elevada na fase de regeneração para a sua remoção. Aconselha-se a remoção prévia deste componente para reduzir gastos energéticos e custos associados.

Como se pode verificar na *Figura 1.5*, antes de ser injetado no fundo da coluna de absorção o biogás é comprimido (7-8 bar) e arrefecido até à temperatura de 20°C. Também se arrefece o solvente orgânico antes de ser colocado no topo da coluna. De seguida, é regenerado após ser aquecido até 80°C e despressurizado até 1 bar na coluna de dessorção. O biometano final pode apresentar uma pureza de 98% (Angelidaki et al., 2018). Neste processo pode-se obter CO₂ de alta pureza como um subproduto e, além disso, não ser necessário secar o biogás, pois o solvente já absorve a humidade nele presente.

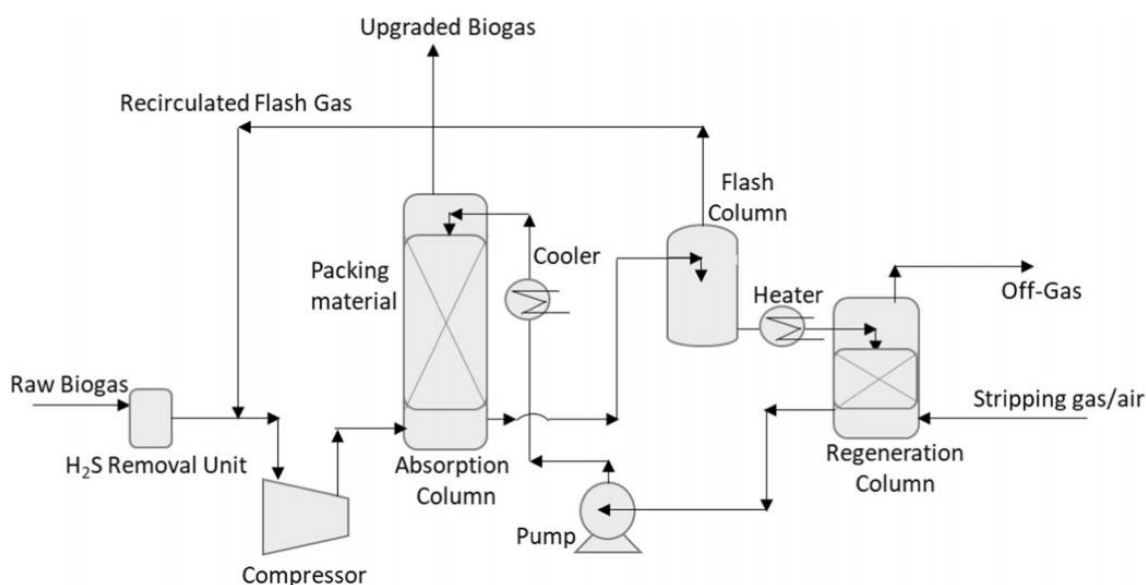


Figura 1.5 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia de lavagem orgânica (Kapoor et al., 2019).

1.2.3 Lavagem com Químicos

Esta tecnologia baseia-se na formação de ligações químicas entre as moléculas dos gases ácidos, como o dióxido de carbono e o sulfeto de hidrogénio, com o solvente químico, geralmente soluções de aminas aquosas (Collet et al., 2017). As aminas são componentes orgânicos obtidos a partir do amoníaco (NH₃), onde um grupo alquila ou aromático substitui um ou mais átomos de hidrogénio. As ligações covalentes promovem reações exotérmicas com os gases ácidos referidos. As aminas mais usadas neste tipo de processo designam-se monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), N-metildietanolamina (MDEA), diglicolamina (DGA) e 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) (Cavaignac et al., 2021). Além destas também é comum a utilização de piperazina (PZ) (Kapoor et al., 2019). A MEA é a amina mais barata e mais utilizada. DEA necessita de menos energia para a sua regeneração quando comparada com a MEA, mas tem uma menor taxa de absorção.

Por outro lado, a amina MDEA requer baixa energia para regeneração, baixa tendência para formar produtos de degradação e baixas taxas de corrosão, excelente estabilidade térmica e física (Kapoor et al., 2019). O solvente DGA apresenta uma baixa pressão de vapor, o que permite uma maior fração mássica numa solução aquosa, resultando em menores taxas de circulação e necessidades energéticas. Este solvente é seletivo para a absorção de CO_2 na presença de H_2S , mas não supera a seletividade da MDEA, sendo que a reação entre MDEA e o H_2S é praticamente instantânea (Cavaignac et al., 2021).

As taxas de absorção de CO_2 de MEA, DEA e AMP são maiores que as de MDEA na ordem $\text{MEA} > \text{DEA} > \text{AMP} > \text{MDEA}$ e a capacidade de absorção de CO_2 apresenta-se na ordem de $\text{AMP} > \text{MEA} > \text{DEA} > \text{MDEA}$. A PZ tem sido utilizada recentemente como um ativador para sistemas de aminas, aumentando a cinética de absorção do processo, para misturas MEA/PZ e MDEA/PZ, principalmente para a última mistura, mais conhecida por MDEA ativada (AMDEA). Um absorvente químico alternativo é o amoníaco sem a componente aquosa devido à sua maior capacidade de absorção, não ser degradável nem corrosivo e requerer até 75% menos energia que MEA para regeneração devido à fraca ligação do CO_2 com o amoníaco (Kapoor et al., 2019). Na Tabela 1.1 encontram-se as características de alguns dos solventes químicos já referidos.

Tabela 1.1 -Capacidade de absorção, vantagens e desvantagens de alguns solventes químicos. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019).

Nome	Capacidade de Absorção (mol CO_2 /mol amina)	Vantagens	Desvantagens
Monoetanolamina (MEA)	0.45-52	- Reatividade elevada - Baixo custo de solvente - Baixo peso molecular - Estabilidade térmica e taxa de degradação razoáveis	- Necessidade de energia de regeneração elevada - Processo não é económico - Baixa capacidade de retenção de CO_2 o que leva a taxas de recirculação elevadas aumentando o custo de capital - Elevada perda de solvente e degradação e pressão de vapor elevada
Dietanolamina (DEA)	0.21-0.81	- Menor necessidade de energia de regeneração - Baixo calor de reação	- Perdas e degradação elevadas, mas menores quando comparadas à MEA - A regeneração de DEA é mais complexa devido à necessidade ocasional de destilação por vácuo
N-metildietanolamina (MDEA)	0.20-0.81	- Necessidade de energia de regeneração relativamente baixa - Menos degradável e corrosiva - Pressão de vapor baixa - Taxas de circulação baixas, custos e tamanho da planta menores	- Cinéticas baixas - Capacidade de absorção baixa
2-amino-2-metil-1-propanol (AMP)	0.84	- Degradação oxidante lenta - Mais resiliente a degradação térmica que MEA - Capacidade de absorção de CO_2 de AMP é maior quando comparada a outras aminas	Taxa de absorção baixa quando comparada à MDEA

		Regeneração do solvente a baixos custos	
MDEA e piperazina (PZ) conhecido como MDEA ativada (AMDEA)	0.41	Capacidade de absorção elevada quando comparada à MDEA	Solubilidade de solvente limitada devido à ocorrência de precipitação sólida com cargas de CO₂ baixas e elevadas
Amoníaco (NH ₃)	1.76	Não degradável e não corrosiva	- NH₃ é muito volátil podendo ser perdido como poluente do ar - saturada do amoníaco introduz NH₃ na fase gasosa - Equipamento de lavagem do amoníaco na coluna aumenta custos de capital e necessidade energética

De salientar que apesar dos solventes absorverem H₂S, quando o biogás crude apresenta concentrações elevadas deste componente, recomenda-se o seu tratamento prévio para evitar o envenenamento do solvente e reduzir o consumo de energia térmica no passo de regeneração do solvente (Lombardi & Francini, 2020), como descrito posteriormente. Também há a opção de utilização de solventes inorgânicos (sais alcalinos) como sódio, potássio e hidróxidos de cálcio. São mais económicos e estão mais disponíveis no mercado quando comparados às aminas. Apesar disso, a sua regeneração é muito mais complexa, acarretando grandes custos devido às elevadas temperaturas necessárias e à baixa taxa de absorção de CO₂ (Kapoor et al., 2019).

Sistemas de lavagem com químicos consistem numa coluna de absorção integrada e numa coluna de dessorção. Durante o processo, o biogás é injetado no fundo da coluna absorvente a uma pressão de 1-2 bar e o solvente químico é alimentado a partir do topo, em contracorrente, produzindo biometano de elevada qualidade (Lombardi & Francini, 2020), como demonstrado na *Figura 1.6*. Este processo ocorre por via de uma reação exotérmica. A temperatura da coluna de absorção sobe de 20-40°C para 45-65°C, o que leva à formação de compostos químicos intermédios que, por sua vez, conduz a uma maior capacidade de absorção de CO₂ (Kapoor et al., 2019). A solução rica em CO₂ e H₂S obtida a partir do fundo da coluna segue para a coluna de dessorção após um permutador de calor. A regeneração ocorre a temperaturas de 120-160°C a uma pressão de 1-2 bar. A coluna de dessorção está equipada com um reebulidor para fornecer calor para dessorção do CO₂. O calor quebra as ligações químicas formadas durante a absorção. O vapor de CO₂ sai da coluna de dessorção e é arrefecido num condensador, onde parte volta a essa coluna para libertar o CO₂ que estava retido para a atmosfera (Kapoor et al., 2019).

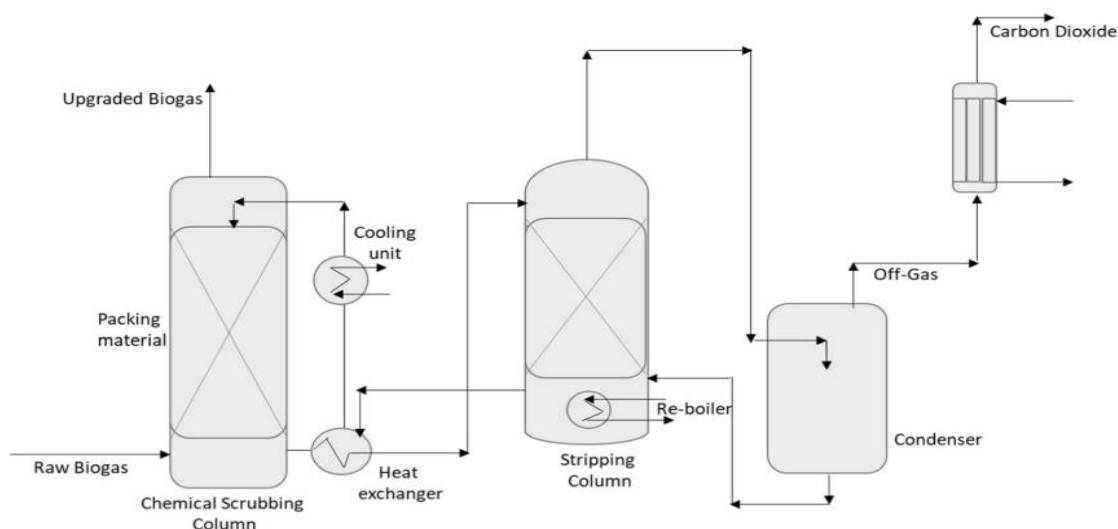


Figura 1.6 - Diagrama de processo de refinamento de biogás pela tecnologia de lavagem com químicos (Kapoor et al., 2019).

A toxicidade dos solventes, as elevadas necessidades energéticas para regeneração do solvente, o custo dos químicos e a perda de solvente devido à evaporação fazem com que este processo se revele mais complexo do que as restantes tecnologias. Também há o risco de ocorrer precipitação de sais, formação de espumas e/ou degradação das aminas, entre outros, mas apesar disso esta tecnologia apresenta uma enorme eficiência na remoção de CO_2 do biogás e recuperação de CH_4 . Estas desvantagens contribuem para uma utilização limitada desta tecnologia, representando 22% do mercado global de tecnologias de refinamento de biogás (Kapoor et al., 2019).

1.2.4 Separação Criogénica

A base desta tecnologia são as diferentes temperaturas de liquefação dos componentes do biogás, sendo que uma descida gradual da temperatura do mesmo permite a separação seletiva do CH_4 líquido do resto dos componentes (Baena-Moreno et al., 2019). À pressão de 1 atm, o ponto de ebulição do CH_4 é de -161.5°C , muito mais baixo do que o do CO_2 , que apresenta um valor de -78.2°C , facilitando assim a separação destes dois componentes por barras de liquefação. O produto final é geralmente conhecido por biogás liquefeito (LBG) (Kapoor et al., 2019). A forma mais eficiente de remover as impurezas (H_2S , H_2O) por métodos criogénicos é mantendo uma pressão constante de 10 bar. O primeiro passo é operado a -25°C , obtendo-se maioritariamente H_2S , H_2O e siloxanos. O segundo passo, a -55°C , liquidifica parte do CO_2 . Segue-se outra descida de temperatura, até -85°C , removendo-se assim o CO_2 restante por uma fase de solidificação. O CO_2 liquefeito obtido neste segundo ponto de temperatura pode ser vendido como um subproduto de alta pureza, melhorando-se a economia geral do processo (Baena-Moreno et al., 2019).

Apesar da possibilidade de remoção das impurezas na fase inicial do processo, aconselha-se vivamente a remoção prévia de H_2S , H_2O e siloxanos, de forma a evitar congelamento e entupimento dos tubos ou dos permutadores de calor (Kapoor et al., 2019). A opção mais comum (Figura 1.7) consiste na pré secagem do biogás, seguida de uma compressão sucessiva até 80 bar e arrefecimento a -170°C . O CO_2 e outras impurezas são removidas à medida que os seus pontos de condensação são atingidos. A variável mais crítica deste processo é o controlo de temperatura, pois quanto mais baixa maior será a remoção de CO_2 . Para atingir-se a temperatura necessária existem dois tipos de arrefecimento, direto e indireto. O arrefecimento direto acomoda a combinação de compressores e permutadores, ao passo

que, no arrefecimento indireto, o azoto líquido é o agente de arrefecimento (não é, contudo, aconselhado para grandes escalas, devido aos elevados custos associados). Para melhor desempenho operacional, aconselha-se a combinação dos dois tipos de arrefecimento (Kapoor et al., 2019).

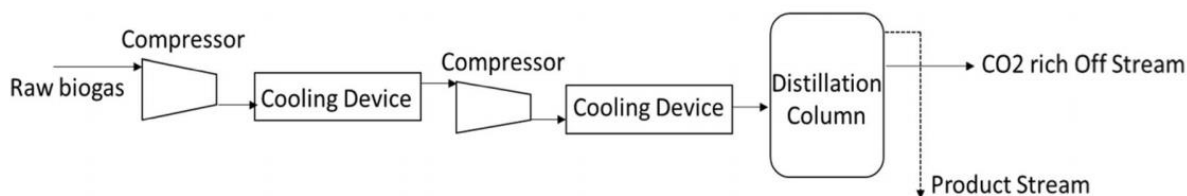


Figura 1.7 - Diagrama de processo de refinamento de biogás por separação criogénica (Kapoor et al., 2019).

Este método apresenta mais vantagens de refinamento, obtendo-se um biometano de pureza superior a 97%, mas necessita de arrefecimento constante, apresentando assim uma desvantagem em termos energéticos e custos de operação (Baena-Moreno et al., 2019). Além disso, revela-se uma tecnologia complexa devido ao uso de inúmeros equipamentos como compressores, turbinas, permutadores de calor e coluna de destilação (Kapoor et al., 2019). Nos últimos anos, têm aparecido várias tecnologias inovadoras de separação criogénica, mas, maioritariamente, ainda estão em fase de pesquisa e modelação, não tendo sido aplicadas extensivamente em casos reais (Baena-Moreno et al., 2019), não sendo, por essa razão, consideradas neste trabalho.

1.2.5 Separação por Membranas

O processo de separação por membranas tem ganhado reputação no mercado de purificação de biogás nos últimos 40 anos, tendo-se revelado mais recentemente como um processo atrativo para esta aplicação (Kapoor et al., 2019). Baseia-se na permeação seletiva dos componentes do biogás através de uma membrana semipermeável que permite a passagem desses componentes (p.ex CO₂) enquanto outros são retidos pela mesma (p.ex CH₄). A vantagem desta tecnologia é a menor pegada ambiental e facilidade de operação, quando comparada com a tradicional separação por solventes (Scholes et al., 2013).

O fenómeno de transferência de massa neste processo é definido por duas fases. A primeira é a difusão do gás ao longo da área densa da membrana, governada pela lei de *Fick*. A segunda engloba a difusão do gás através da zona porosa. A combinação destes dois passos é conhecida como permeação (Moreno et al., 2020), que consiste na diferença de pressão parcial entre os gases presentes no lado de alimentação e no lado do permeado. Com base nas taxas relativas de permeação, as diferentes moléculas presentes no biogás podem ser ordenadas na ordem de permeação mais lenta até à mais rápida, como se segue: C₃H₈ < CH₄ < N₂ < H₂S < CO₂ < H₂O (Angelidaki et al., 2018). Industrialmente três métodos podem ser aplicados para gerar a força motriz (*Figura 1.8*): compressão do gás de alimentação, vácuo no lado do permeado e/ou uso de gás de varrimento no lado do permeado (Moreno et al., 2020).

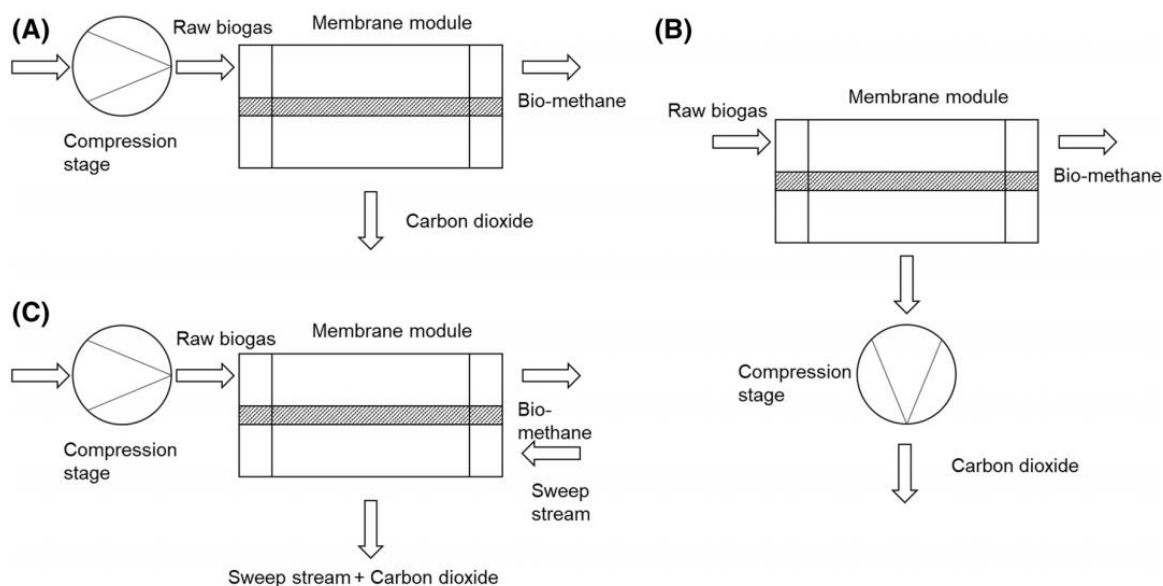


Figura 1.8 - Diferentes alternativas para geração de força motriz (Moreno et al., 2020).

Na compressão do gás de alimentação (A), o gás tem de estar pressurizado, podendo assim o lado do permeado operar à pressão ambiente. No caso do vácuo no lado do permeado (B), o gás de alimentação opera a pressão ambiente ou maior, enquanto o lado do permeado da membrana opera sob vácuo. Por fim, no cenário da utilização de gás de varrimento (C), a presença do mesmo permite a criação de uma força motriz através da membrana, reduzindo-se a fração do componente no lado do permeado, assim como a pressão parcial desse componente no lado do permeado. Atualmente, os três tipos de membranas mais utilizadas são as poliméricas, as inorgânicas e as membranas de matriz mista (MMM) (Kapoor et al., 2019).

As membranas poliméricas, contruídas a partir de materiais orgânicos, são as mais utilizadas comercialmente. Exibem alta seletividade, uma resistência mecânica e térmica elevada com um processo de fabrico simples e barato. Dentro deste tipo de membranas, as de acetato de celulose (CA) e poliamida (PI) são as mais utilizadas no refinamento de biogás. A membrana de CA é barata dada a abundância de celulose no mercado, sendo suscetível a plastificação a 8 bar devido à presença de espécies OH^- que dissolvem o CO_2 dentro da membrana. A membrana de PI apresenta uma permeabilidade e seletividade altas, tal como estabilidade térmica e mecânica. Não é um polímero barato, sendo também suscetível a plastificação a uma pressão de 17 bar.

As membranas inorgânicas oferecem mais benefícios, entre os quais uma maior resistência mecânica e estabilidade térmica e física. Estas são classificadas como zeolíticas, de carvão ativado, de sílica, à base de nano tubos de carbono (CNT) e estrutura orgânica-metálica (MOF). Apesar da sua propriedade superior de separação de gás, os peneiros moleculares de carbono e os zeólitos têm dificuldade em formar membranas contínuas e sem defeitos, devido à sua estrutura rígida porosa. As limitações das membranas poliméricas e inorgânicas levaram à criação das MMM's (Tabela 1.2).

As MMM's são membranas agrupadas constituídas por materiais poliméricos na forma de uma fase contínua com partículas inorgânicas como fase dispersa. Esta dispersão discreta do enchimento inorgânico em base polimérica não resulta apenas num melhor desempenho da membrana, aumenta também a sua resistência e estabilidade térmica. Estas revelam-se como a melhor opção, pois são membranas que conjugam os benefícios de ambas as membranas anteriores, estando ainda em estudo e desenvolvimento (Klaysom & Shahid, 2019).

Tabela 1.2 - Sumário comparativo entre diferentes tipos de membranas. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019).

Classificação da membrana	Tipo de membrana	Necessidade energética	Permeabilidade-seletividade	Necessidade química	Custo
Polimérica	Permeação gasosa	0000	0000	N	0000
	Transportadora	00	000	N	00
	Membrana de fibra oca	0	00000	S	0
Inorgânica	Inorgânica	00000	00000	N	00000
MMM's	Membrana matriz misturada	000	000	N	000

De '0' a '00000' – valor de parâmetro desde baixo até muito elevado

Na prática, antes de o biogás ser injetado na membrana, a 5-20 bar (Angelidaki et al., 2018) ou mesmo a 20-40 bar (Kapoor et al., 2019) é necessária a remoção prévia de H_2S e H_2O , para evitar corrosão (Figura 1.9). A membrana ideal deve ter uma elevada diferença de permeabilidade entre o CH_4 e o CO_2 , de forma a minimizar as perdas de CH_4 , purificando-se de forma mais eficiente o biogás para biometano. Modelos de alta pressão gás-gás em sistemas com uma única membrana apresentam uma baixa recuperação de CH_4 , pois o CH_4 também passa pelos poros da membrana quando pressurizado. Assim, para obter biometano de alta pureza (acima de 95% CH_4) é necessária a configuração de sistemas de uma membrana com recirculação ou sistemas multi membranares (Kapoor et al., 2019).

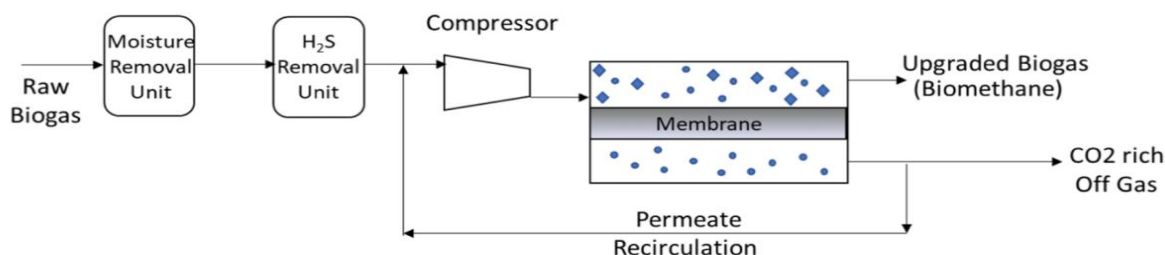


Figura 1.9 - Diagrama de processo de refinamento de biogás por separação por membrana (Kapoor et al., 2019).

Atualmente, existem quatro configurações comerciais principais para sistemas gás-gás em cascata (Figura 1.10). Configurações de fase única, que são as mais simples, pois não ocorre recirculação (i); configurações de dupla fase com corrente de recirculação, que requerem menos manutenção, contribuindo para a redução do custo operacional (ii); dupla fase com arrasto (iii), em que a corrente de biogás que sai da membrana B é reciclada para ser misturada com o gás influente e, de seguida, alimentado para a membrana A como vapor de arrasto; e, por último, a configuração de tripla fase com corrente de biogás de arrasto (iv), que tem uma cascata adicional e constitui uma membrana de alimentação de baixa pressão composta por seções ambas enriquecidas e de remoção (Angelidaki et al., 2018).

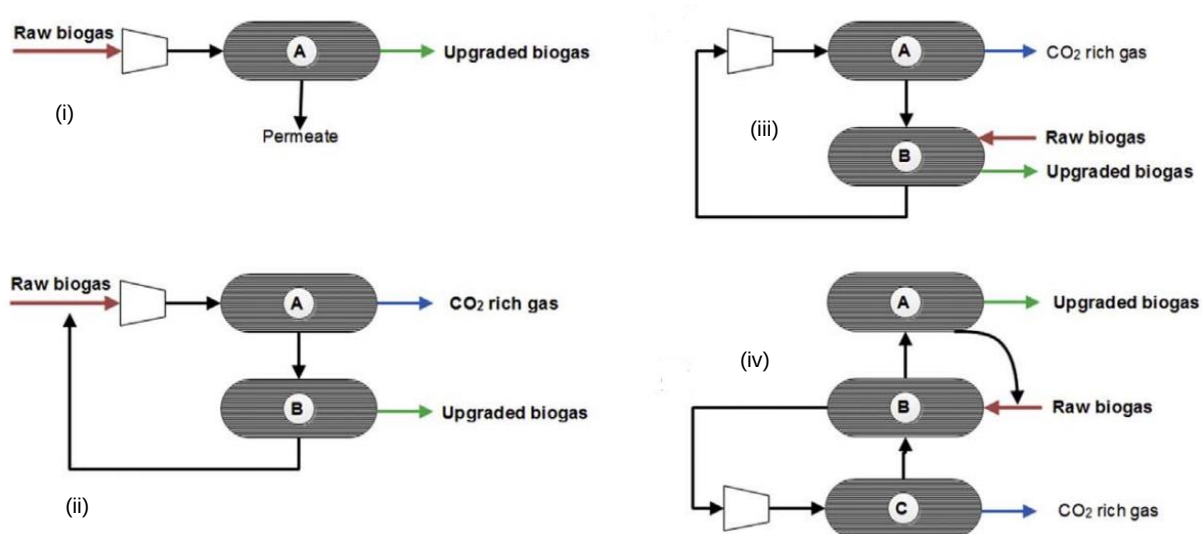


Figura 1.10 – Configurações de membranas (Angelidaki et al., 2018).

Recentemente têm sido desenvolvidos processos de absorção por membrana gás-líquido para refinamento de biogás. Uma membrana hidrofóbica microporosa cria uma partição entre gases que fluem numa direção e líquido a fluir em contracorrente no outro lado da membrana, enquanto ocorre difusão de gases através da membrana. As moléculas das impurezas presentes no gás como CO_2 e H_2S sofrem um processo de difusão através da membrana e são absorvidas pelo líquido. O gás é pressurizado quase a 1 atm para prevenir que o líquido se transfira para o lado do gás. As vantagens deste processo englobam um baixo preço de construção devido à operação do processo a baixa pressão e elevada seletividade. A utilização de soluções aminas neste tipo de sistemas é muito eficiente no refinamento do biogás para biometano num passo único (96% CH_4). A regeneração das aminas é feita por calor, sendo a remoção de H_2S e outras impurezas recomendada para evitar deterioração e entupimento da membrana e prolongar a sua esperança de vida (Kapoor et al., 2019).

1.2.6 Pressure Swing Adsorption (PSA)

Esta tecnologia é bastante utilizada para a purificação de gases, podendo remover CO_2 , H_2 entre outros. O processo fundamenta-se na modulação da pressão interna na coluna entre etapas, de adsorção e dessorção, onde a variação da pressão durante os ciclos de operação determina o nível de gases retidos pelo adsorvente dentro da coluna (Neto et al., 2015). O biogás é pressurizado a 4-10 bar antes de ser inserido na coluna onde entra em contacto com o adsorvente que irá seletivamente reter o CO_2 . O método caracteriza-se pela forma como o adsorvente é regenerado, no caso do sistema PSA, por oscilação de pressão. Também há casos onde a regeneração é feita por oscilação de temperatura (*Temperature Swing Adsorption*) (Broom, 2018). Os adsorventes utilizados são sólidos porosos normalmente com elevada área superficial (Grande, 2011).

Um aspeto crucial desta tecnologia é o desempenho dos adsorventes, que depende da temperatura, pressão e composição do gás a ser tratado. Para determinar qual o melhor adsorvente para um determinado processo é necessário avaliar a sua capacidade de trabalho, que é a diferença entre a captação à pressão de alimentação e a captação à pressão de regeneração, isotermas de adsorção, a seletividade, bem como calor e cinéticas de adsorção. A capacidade depende principalmente da forma da isotérmica, sendo que quanto mais acentuada for no intervalo de pressões de operação a uma dada temperatura, maior será a capacidade de trabalho (Broom, 2018).

Outro aspeto importante é a seletividade dos adsorventes. Normalmente, estes são carvão ativado (CA), zeólitos, peneiros moleculares de carbono, estruturas orgânica-metálicas (MOF), entre outros (Tabela 1.3). Existem dois tipos de seletividade, seletividade termodinâmica e seletividade cinética. A seletividade termodinâmica ou de equilíbrio define-se pelas diferenças entre a intensidade das interações da superfície sólida microporosa do adsorvido quando o processo atinge o equilíbrio. Depende das quantidades relativas de equilíbrio de cada componente adsorvido dentro das condições de processo. A seletividade cinética define-se pelas diferenças entre as taxas de difusão das moléculas através dos poros do adsorvente. Os componentes com taxa de difusão elevada ficam retidos nos poros do adsorvente (Kapoor et al., 2019).

Tabela 1.3 - Seletividades cinética e de equilíbrio de alguns adsorventes para CO₂ e CH₄ a 100 kPa. Adaptado de: (Kapoor et al., 2019).

Adsorvente	Nome do adsorvente	Tipo	Seletividade termodinâmica CO ₂ /CH ₄	Seletividade cinética CO ₂ /CH ₄
Carvão ativado (CA)	PCB, Calgon Corp.	Equilíbrio	3.29	-
Zeólito 5A	5A (Sinopec)	Equilíbrio	5.19	3.6
Zeólito 13X	13X (Sinopec)	Equilíbrio	8.92	4.5
MOF	Mg-MOF-74	Equilíbrio	8.5	3.8
Carvão ativado/Filtros moleculares de carbono	CORK-DC-0	Cinética	4.76	8.9
MOF	Cu-MOF	Cinética	1.86	9.7

Como referido, o biogás entra na coluna pressurizado a 4-10 bar, ficando em contacto com o adsorvente. O CH₄ purificado é recuperado no topo da coluna. Passado algum tempo de operação, o adsorvente fica saturado com CO₂, o que leva à necessidade da sua regeneração por diminuição da pressão. Salienta-se a importância da remoção de H₂S antes de o gás ser injetado na coluna, dado que a sua adsorção pelo adsorvente normalmente é irreversível, causando assim grandes danos à eficiência do processo; o mesmo acontece com a remoção de humidade e siloxanos (Grande, 2011). Os sistemas de PSA funcionam por ciclos de operação, existindo várias configurações que variam no número de colunas em operação. Uma explicação mais detalhada das etapas de operação de um sistema PSA encontra-se no Anexo A (Patrício, 2016) (Kapoor et al., 2019) (Lombardi & Francini, 2020).

Normalmente estes sistemas têm 4 a 6 colunas (Lombardi & Francini, 2020). Segue-se um exemplo de um ciclo de 4 colunas com 9 etapas (Figura 1.11), sendo que esta configuração não é a única possível.

De modo a operar estes sistemas é necessária a sincronização cíclica de todas as etapas já mencionadas, representadas no Anexo A.

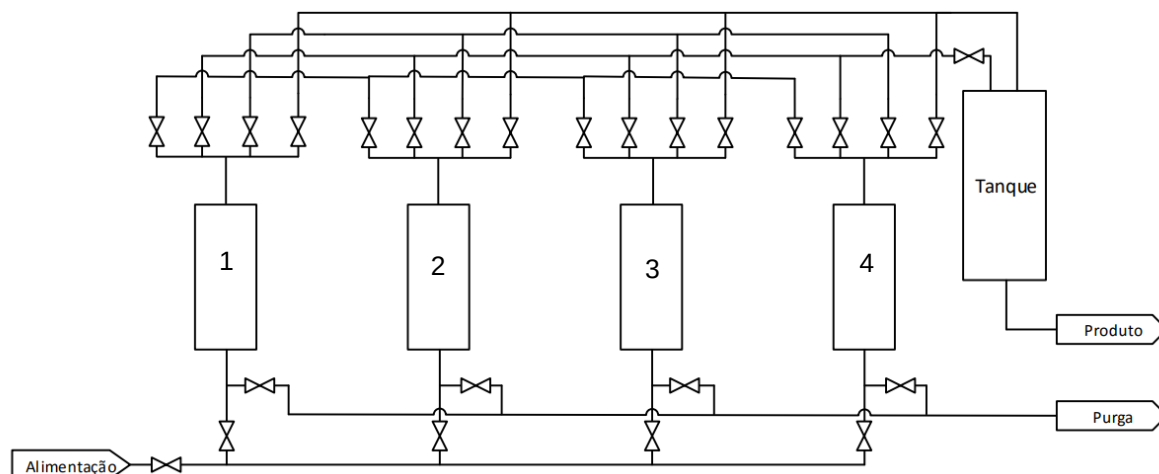


Figura 1.11 - Configuração de um sistema de PSA de 4 colunas (Patrício, 2016)

A escolha da melhor tecnologia a instalar na SIMDOURO dependerá de uma avaliação técnico-económica na qual se irão analisar vários parâmetros, como a eficiência das tecnologias de acordo com os dados reais do gás, custos de operação e manutenção. Realizar-se-á um balanço com todas estas variáveis, de forma a seleccionar as melhores tecnologias para as condições de processo fornecidas. As tecnologias escolhidas para estudo do caso real, com base nos custos presentes da *Tabela 1.4*, são separação por membranas e lavagem com água.

1.2.7 Análise Económica

Em qualquer organização e/ou empresa, a análise económica de novos projetos a implementar constitui um requisito essencial para o estudo da viabilidade dos mesmos. Existem várias formas de realizar análises de viabilidade económica, sendo que em Engenharia as mais comuns são o Período de Payback (PB), o Valor Presente Líquido (VPL), o Valor Futuro Líquido (VFL), a Taxa Interna de Retorno (TIR), a Taxa Interna de Retorno Modificada (MTIR) e o Custo Anual Equivalente (CAE) (Balarine, 2004).

No entanto, para custos com diferentes unidades temporais (ex: CAPEX e OPEX) utilizam-se os métodos VPL e CAE. Estes métodos estimam o valor de um investimento com base nos seus fluxos de dinheiro futuros. No método VPL, estes fluxos são descontados para o presente, enquanto o método CAE converte os fluxos para uma série equivalente de montantes anuais uniformes (Jones & Smith, 1982).

Na literatura, podem encontrar-se os diferentes custos de investimento e operação em €/Nm³ de biogás para cada tecnologia de refinamento, estando estes presentes na *Tabela 1.4*. O autor baseou-se em valores da literatura, mas aplicou uma escala de custo que varia de acordo com quantidade de biogás do sistema a avaliar: <100 m³/h - pequena escala; 100-250 m³/h – média escala; 500 m³/h – grande escala. A presente dissertação encontra-se na média escala.

Tabela 1.4 - Comparação de preços de diferentes tecnologias de refinamento de biogás.

Autor	Lavagem com Água	PSA	Separação Criogénica	Lavagem com Químicos	Separação por Membranas	
(Warren, 2012)	0,13	0,25	0,44	0,17 – 0,28	0,12 – 0,22	€/Nm ³

2

MODELAÇÃO

2.1. DADOS INICIAIS

Modelaram-se ambas as tecnologias com os dados da SIMDOURO, tendo como objetivo atingir uma pureza de biometano de 98% e uma recuperação mínima de 96%. A composição e condições iniciais do biogás encontram-se nas *Tabelas 2.1 e 2.2*.

Tabela 2.1 – Composição do biogás de entrada SIMDOURO.

Biogás	Concentração (fração molar)
Azoto	1,1 %
Dióxido de Carbono	36,5 %
Hidrogénio	< 0,1 %
Metano	61,8 %
Oxigénio	0,5 %

Tabela 2.2 - Condições do biogás de entrada SIMDOURO.

Temperatura	25 °C
Pressão	1,01325 bar
Caudal	200 m ³ /h

2.2. SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

2.2.1. MODELAÇÃO E VALIDAÇÃO DO MODELO

A modelação do processo de separação por membranas foi realizada a partir da ferramenta Aspen Custom Modeler (ACM) utilizando o método de diferenças finitas (método de discretização) de quarta ordem, CFD4, centradas em 100 pontos uniformemente distribuídos na direção axial, para resolução da equação diferencial. Exportou-se o modelo para o *software* Aspen Plus® V.12 (AP). Este é um ambiente de simulação rigoroso de processos e desenvolvimento de modelos de equipamentos. Para o método termodinâmico foi utilizada a equação de estado de Peng-Robinson.

Para tal, foram assumidas premissas na criação do modelo:

- O mecanismo de transporte é por difusão;
- A permeabilidade e permeância são independentes da pressão;
- Não há queda de pressão;
- Fluxo contra-corrente;
- Temperatura constante;
- A área no lado do permeado é igual à área no lado do retido;
- Modelo 1D (não se considera direção radial);
- Não existe polarização por concentração;
- Mistura perfeita;
- Gás ideal;

A Figura 2.1 representa o volume de controlo onde se faz o balanço mássico.

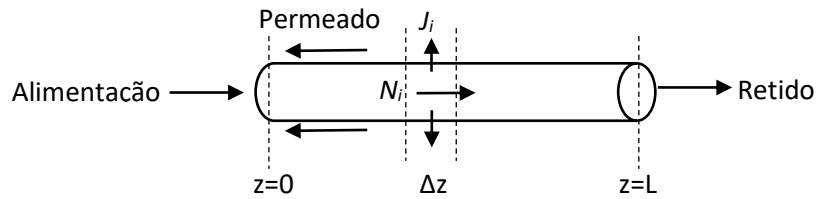


Figura 2.1 - Representação esquemática do modelo de membrana.

No processo de separação por membranas, a corrente de alimentação é alimentada em escoamento tangencial ao longo da superfície da membrana e divide-se em duas correntes, o retido e o permeado, como está ilustrado na Figura 2.2.

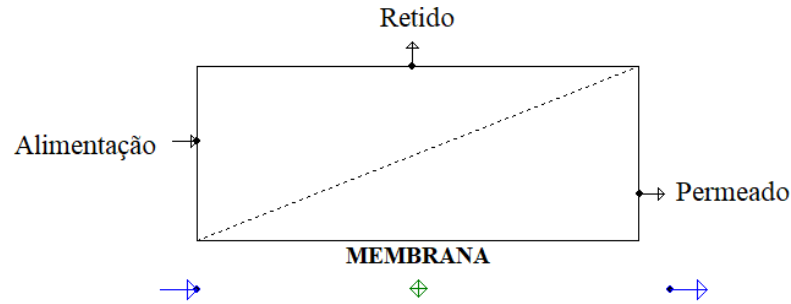


Figura 2.2 - Modelo de membrana em ACM.

O balanço de massa para o componente i do lado do retido rege-se pelas seguintes equações:

$$n\pi r^2 N_i|_z - n\pi r^2 N_i|_{z+\Delta z} - n2\pi r \Delta z J_i = 0 \quad (Eq. 2.1)$$

$$r N_i|_z - r N_i|_{z+\Delta z} - 2\Delta z J_i = 0 \quad (Eq. 2.2)$$

$$-\frac{1}{\Delta z} (N_i|_{z+\Delta z} - N_i|_z) - \frac{2}{r} J_i = 0 \quad (Eq. 2.3)$$

$$\frac{1}{L} \frac{\partial N_i}{\partial z} + \frac{2}{r} J_i = 0 \quad (Eq. 2.4)$$

A Equação 2.1 mostra que o caudal molar que entra no elemento de volume da membrana na posição z menos o que sai em $z+dz$ e permeia pelo elemento de volume de comprimento dz , assumindo estado estacionário, é 0. De seguida, na Equação 2.2, para simplificar o balanço, dividem-se todas as parcelas por $n \times \pi \times r$. Na Equação 2.3 coloca-se a variação axial Δz em evidência, para, na Equação 2.4, se chegar à variação do fluxo na direção axial quando o Δz tende a zero.

Lado do permeado considerando áreas iguais:

$$N_{i,p} + N_{i,r(z=1)} - N_{i,r} = 0 \quad (Eq. 2.5)$$

Onde N e J são fluxos molares para cada componente i , r é o raio do tubo e n é o número de tubos. A necessidade do termo L surge devido à direção axial (z) que varia de 0 a 1 (Anexo B.1). Como é uma equação diferencial, são precisas condições fronteira.

Do lado do retido:

$$N_i|_{z=0} = x_{i,feed} \frac{P_r(Q_{feed}/n\pi r^2)}{R_g T} \quad (Eq. 2.6)$$

Do lado do permeado:

$$N_i|_{z=1} = 0 \quad (Eq. 2.7)$$

Caudal através da membrana do componente i :

$$J_i = \frac{P_i}{d} (P_r x_{i,r} - P_p x_{i,p}) \quad (Eq. 2.8)$$

Frações molares do componente i do lado k :

$$x_{i,k} = \frac{N_{i,k}}{\sum N_{i,k}} \quad (Eq. 2.9)$$

P_r e P_p são as pressões do lado do retido e do permeado, x_i são as frações molares do lado retido e do permeado. A espessura da membrana é d e a permeabilidade para cada componente é P_i . Procedeu-se ao desenvolvimento do código da membrana em ACM, utilizando as premissas e equações supramencionadas, representado no Anexo B.1. Exportou-se o modelo para o ambiente em Aspen Plus®, sendo que este se comporta como um bloco normal de AP. Com o modelo implementado segue-se a sua validação, sendo esta realizada comparando o modelo desenvolvido com os resultados publicados por Edeki et al. (2018).

Os autores apresentam 4 configurações de sistemas de duas membranas para refinamento de biogás, mas para a validação foram escolhidas 3 configurações diferentes. As condições de operação utilizadas e permeabilidades/seletividades dos componentes encontram-se no Anexo B.3. O modelo de membrana a validar utiliza permeabilidades em Barrer. Esta validação foi corroborada pelos valores de área das membranas, caudal de biometano e recuperação de CH_4 iguais ou muito próximos, para cada configuração, quando comparados com Edeki et al. (2018). Os cálculos das permeabilidades e a comparação dos dados (validação) encontram-se presentes no Anexo B.2 e B.3.

2.2.2. CASO DE ESTUDO

Com o modelo validado, procedeu-se ao desenvolvimento do sistema de membranas. Os objetivos supramencionados foram alcançados variando os comprimentos das membranas, e, consequentemente, as suas áreas.

As permeâncias dos componentes do gás à temperatura de 25°C numa membrana de acetato de celulose de fibra oca encontram-se na *Tabela 2.3*. O cálculo destes valores para unidade de permeabilidade encontra-se no *Anexo B.2*.

Tabela 2.3 - Permeância de gases puros de membranas de fibra oca a 25°C, Adaptado de (Falbo et al., 2014).

Componentes	Permeância nmol / (m ² × s × Pa)
N ₂	0,22
CO ₂	6,9
H ₂	14,9
CH ₄	0,21
O ₂	0,97

As simulações no *software Aspen Plus®* foram realizadas no intervalo de pressões de entrada de 15-35 bar, num sistema de duplas membranas com uma espessura (*d*) de 1×10^{-6} m e 10000 tubos (*n*), utilizando compressores multiestágio e permutadores de calor. Os comprimentos das membranas foram alterados com o auxílio das *Design Specs*, uma ferramenta do programa que permite alcançar os comprimentos ideais para a pureza e recuperação pretendidas. As configurações adotadas são iguais às C e D, dado que foram as que apresentaram melhores resultados. A pressão de saída do biometano para injeção na rede é de 4 bar. As *Figuras 2.3* e *2.4* representam ambas as configurações no ambiente de simulação.

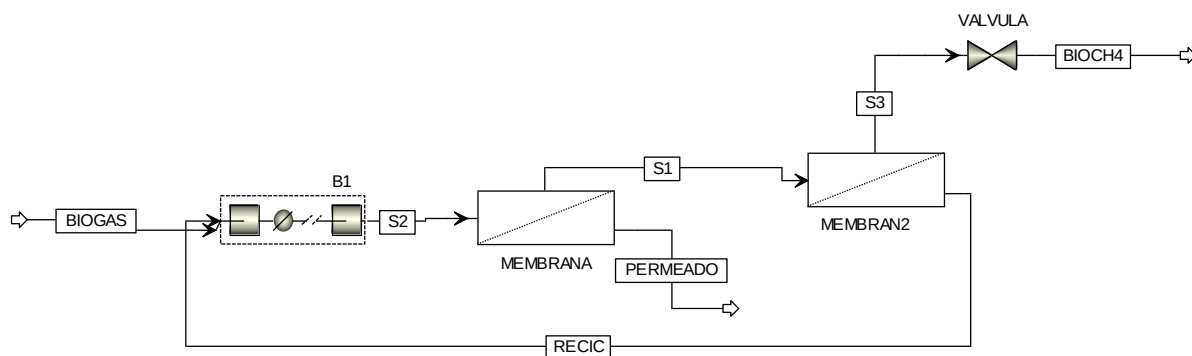


Figura 2.3 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus, Configuração C.

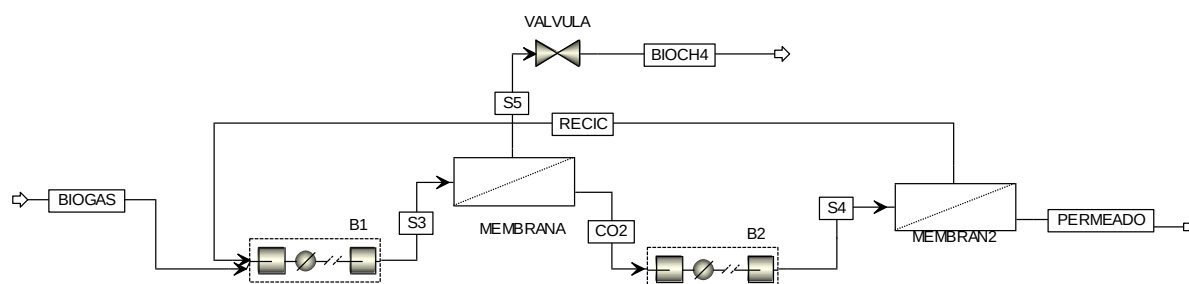


Figura 2.4 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus, Configuração D.

A principal distinção entre as duas configurações deve-se às áreas das membranas e aos seus propósitos. Na configuração C, a 1.^a membrana influencia a recuperação de CH₄ do sistema e a 2.^a a pureza do biometano. Em termos de áreas, implica que a 1.^a membrana seja menor que a 2.^a, pois quão maior for a área da membrana, maior será o caudal permeado e, por consequência, a quantidade de metano que o acompanha. No caso da configuração D, verifica-se o oposto, a 1.^a membrana influencia a pureza do gás e a 2.^a a recuperação do sistema. Tal deve-se ao facto de a corrente reciclada na configuração C ser o caudal de permeado e na configuração D ser o caudal de retido.

2.2.3. ESTUDO ECONÓMICO

Realizadas as simulações, procedeu-se a uma avaliação económica dos sistemas, que engloba cálculos dos custos de capital (CAPEX) e custos de operação (OPEX). Segue-se uma análise detalhada destes dois parâmetros.

CAPEX

Os custos de investimento englobam três equipamentos: membranas, compressores multiestágio e permutadores de calor. Não foram considerados os custos de tubagens e instalação das mesmas, válvulas, e custos que envolvem a remoção prévia de H_2S . Os parâmetros económicos para cada um destes equipamentos encontram-se na *Tabela 2.4*.

Tabela 2.4 - Parâmetros econômicos considerados para contabilização do CAPEX para a tecnologia de separação por membranas.

Equipamentos	Adaptado de		
Custo Total Módulo de Membrana	89,3	€/m ²	(Hao et al., 2008; Palomeque-Santiago et al., 2016)
Compressor	$\$8650 \times (\text{HP}/\eta)^{0,82} \times 0,83$	€	(Hao et al., 2008; Hussain & Hägg, 2010)
Permutador de Calor	300	€/m ²	(Gilassi et al., 2019)

× Nota: 17/06/2021 - (1 \$ = 0,83 €)

× Nota: HP/n - Eficiência motora

Para os compressores assumiu-se um rendimento de 80% (Gilassi et al., 2019; Hao et al., 2008), sendo que os valores de potência para cada caso são fornecidos pelo *software* Aspen Plus®. O número de estágios de compressão estão especificados no *Anexo B.4* (Seider et al., 2016).

Para os permutadores de calor foi necessário calcular a área dos mesmos pelas seguintes equações:

$$Q = m \times Cp \times \Delta T \quad (Eq.2.10)$$

$$LMTD = \frac{(\Delta T_1) - (\Delta T_2)}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (Eq. 2.11)$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} \quad (Eq. 2.12)$$

Onde:

- Q – Caudal energético (kcal/h)
- m – Caudal mássico (kg/h)
- C_p – Calor específico (kcal/kgK)
- U – Coeficiente de transferência de calor (kcal/(hm²C))
- A – Área de transferência de calor (m²)
- DTML – Diferença de temperatura média logarítmica (°C)

OPEX

Para os custos de operação contabilizaram-se os gastos elétricos, com água de arrefecimento, manutenção do material (assumindo 5% do CAPEX) (Hao et al., 2008) e troca de membranas, descartando as taxas locais, seguros, custos laborais e recursos humanos. Para os cálculos foram utilizados os dados presentes na *Tabela 2.5*.

Tabela 2.5 - Parâmetros económicos considerados para contabilização do OPEX para a tecnologia de separação por membranas.

Eletricidade	0,105	€/kw.h
Água de Arrefecimento (rede pública)	2,50	€/m ³
Nº horas de trabalho anuais	8000	h
Vida útil das membranas (Gilassi et al., 2019)	5	anos

De forma a calcular o custo anual de investimento é necessário anualizar o CAPEX (*Equação 2.13*) (André et al., 2014), para assim se somar ao OPEX.

$$CAPEX_{anual} = \frac{CAPEX}{\frac{1 - (1 + i)^{-n}}{i}} \quad (Eq. 2.13)$$

Assumiu-se um taxa de desconto anual (i) de 10% (Peña et al., 2014) e 20 anos (h) de operação. Para troca das membranas, assumiu-se um período de 20 anos da planta com uma vida útil de membrana de 5 anos. Assim foi possível comparar os custos operacionais com os custos anuais de investimento de cada configuração, os quais se apresentam nas figuras do capítulo seguinte (*Figuras 3.3 e 3.4*).

2.3. LAVAGEM COM ÁGUA

2.3.1. MODELAÇÃO DO SISTEMA

A modelação do sistema de Lavagem com Água foi realizada a partir do *software* AP V.12 com auxílio das *Design Specs* supramencionadas, para obter biometano com 98% de pureza. Para o método termodinâmico foi utilizada a equação de estado de Peng-Robinson para os compressores multiestágio e a equação de estado de NRTL para o restante sistema. A *Figura 2.5* representa o diagrama de fluxo modelado que envolve regeneração e recirculação de água.

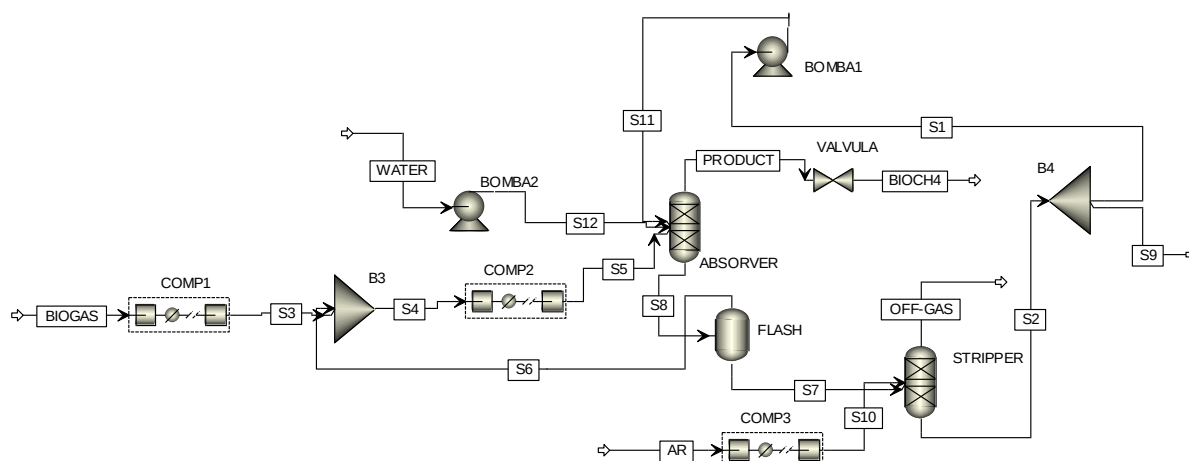


Figura 2.5 - Sistema de refinamento de biogás em ambiente de simulação Aspen Plus – Lavagem com água.

O biogás com composição já referida é pressurizado até 10 bar (compressores multiestágio COMP1 e COMP2) para entrar na parte inferior da coluna de absorção (ABSORVER) que opera a 10 bar (Cozma et al., 2015), onde água é alimentada pelo topo da coluna (WATER), criando assim um fluxo em contracorrente para remoção de CO_2 e outras impurezas. De seguida, a água rica em CO_2 sai pela parte inferior do ABSORVER e é transferida para uma câmara horizontal adiabática FLASH onde a pressão é reduzida a 5 bar, de forma a minimizar as perdas de metano. O gás que sai do topo da câmara FLASH que contém CO_2 , N_2 , H_2O , H_2 , CH_4 e O_2 , é misturado com o biogás de entrada (B3). A corrente líquida que sai pela parte inferior da coluna segue para a coluna de dessorção (STRIPPER) onde um caudal de ar pressurizado a 5 bar alimentado em contracorrente limpa essa água do dióxido de carbono que contém, bem como de outras impurezas. Assim, a água é reciclada para o topo da coluna de absorção, onde 2,4% da mesma é retirada do sistema (Cozma et al., 2015) para evitar saturação de componentes na água e consequentemente nas colunas. Desta forma, é necessário fornecer continuamente *fresh water* ao sistema de modo a compensar a água excluída. Não se considerou a queda de pressão dentro das colunas.

Foram simuladas diversas configurações, presentes no próximo capítulo, onde se variou o número de pratos de cada coluna (ABSORVER e STRIPPER) que por sua vez, afetam o caudal de água e ar necessários, bem como os gastos energéticos dos compressores e bombas. Para o enchimento das colunas optou-se pelo material estruturado de plástico FLEXIPAC, que segundo Arachchige (2012) é uma das melhores gamas para este tipo de sistemas. O HETP (Height Equivalent to a Theoretical plate) é de 485 mm (Koch-Glitsch, 2015).

2.3.2. ESTUDO ECONÓMICO

CAPEX

Os custos de investimento englobam cinco equipamentos: torres, câmara *flash*, compressores multiestágio, permutadores de calor e bombas. Não foram considerados os custos de tubagens e instalação das mesmas, válvulas, e custos que envolvem a remoção prévia de H_2S . Os parâmetros económicos para cada um destes equipamentos encontram-se na Tabela 2.6.

Tabela 2.6 - Parâmetros económicos considerados para contabilização do CAPEX para a tecnologia de lavagem com água.

Equipamentos	Adaptado de		
Custo Torres	$155 \times \text{Área Superficial} \times 0,83 \times CF$	€	(Sorrels, 2021)
Custo Bombas	$5,040 \times HP^{0,69} \times 0,83$	€	(Walski, 2012)
Custo FLASH	$1400 \times 0,83$	€/ton	(Raju & Maddaiah, 2016)
Compressor	$\$8650 \times (HP/\eta)^{0,82} \times 0,83$	€	(Hao et al., 2008; Hussain & Hägg, 2010)
Permutador de Calor	300	€/m ²	(Gilassi et al., 2019)

× Nota: 17/06/2021 – (1 \$ = 0,83 €)

× Nota: HP/η – Eficiência motora

Para o cálculo do custo das torres teve-se em conta o fator de custo CF (*Anexo C.1*) para converter o custo das mesmas para o material de aço inoxidável, não corrosivo ao CO₂. Além disso, teve-se em conta a inflação monetária para converter o custo para o ano atual (https://www.bls.gov/data/inflation_calculator.htm), dado que a equação utilizada vem em dólares de 1991. A área superficial é calculada a partir da *Equação 2.14* (Sorrels, 2021):

$$S = \pi \times D \times (H_{Torre} + \frac{D}{2}) \quad (Eq. 2.14)$$

Onde:

- S – Área Superficial (ft²)
- D – Diâmetro da torre (ft)
- H_{Torre} – Altura da torre (ft)

De salientar que os custos totais das torres também incluem o custo do enchimento que é de 2000 €/m³, valor obtido em contacto com a empresa Koch-Glitsch. O custo da câmara *flash* contabiliza material de aço inoxidável. O custo dos restantes equipamentos segue a mesma metodologia referida no subcapítulo anterior. Com auxílio do *software* AP, foi possível calcular os custos de capital dos equipamentos para todas as configurações, presentes no capítulo seguinte. Importa referir que o critério de dimensionamento das torres foi o rácio Altura/Diâmetro (A/D) das mesmas, o qual deve preferencialmente ser abaixo de 20 (Firdaus et al., 2013; Linninger & Redel, 2015) e maior que 3 (Icarus, 1998a), sendo que a Configuração 10 apresenta um rácio de 20 para ambas as colunas. Com um maior número de pratos esse rácio seria ultrapassado. Para a câmara horizontal *flash* o rácio A/D é de 4 (Icarus, 1998b). Os valores de diâmetro e altura para os equipamentos foram calculados e fornecidos pelo *software* AP.

OPEX

Para os custos de operação contabilizaram-se os gastos elétricos, com água, água de arrefecimento e manutenção das torres (1,5% do CAPEX_{Torres}) (Sorrels, 2021), descartando as taxas locais, seguros e custos laborais. Para os cálculos foram utilizados os dados presentes na *Tabela 2.7*. Os resultados estão presentes no *Anexo C.1*.

Tabela 2.7 - Parâmetros económicos considerados para contabilização do OPEX para a tecnologia de lavagem com água.

Eletricidade	0,11	€/kw.h
Água de Arrefecimento (rede pública)	2,50	€/m ³
Água (rede pública)	2,50	€/m ³
Nº horas de trabalho anuais	8000	h

Seguindo a metodologia já referida, procedeu-se ao cálculo do custo anual de investimento, podendo-se assim comparar com os custos operacionais de cada configuração.

3

Resultados

3.1. SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

Nas *Tabelas* 3.1 e 3.2 estão representadas as áreas das membranas de acordo com a pressão de injeção inicial. De salientar que, na configuração D, a pressão de injeção da 2.^a membrana manteve-se constante a 10 bar, devido ao seu tamanho reduzido, não havendo necessidade de aumentar a mesma.

Tabela 3.1 - Variação das áreas das membranas de acordo com a pressão - Configuração C.

Compressor B1 (bar)	Membrana 1 (m ²)	Membrana 2 (m ²)
15	288	4800
20	211	2941
25	167	2785
30	139	2031
35	118	1804

Tabela 3.2 - Variação das áreas das membranas de acordo com a pressão - Configuração D.

Compressor B1 (bar)	Compressor B2 (bar)	Membrana 1 (m ²)	Membrana 2 (m ²)
15	10	1143	437
20	10	744	437
25	10	548	437
30	10	431	437
35	10	363	435

CAPEX

Assumindo uma temperatura de entrada e saída de água de arrefecimento de 20°C e de 25°C foi possível calcular as áreas dos permutadores para cada fase de compressão. Os caudais e o coeficiente de transferência de calor são fornecidos pelo Aspen Plus®. Multiplicando os valores de área pelos parâmetros económicos obteve-se os custos dos equipamentos vs pressão para ambos os cenários (*Figuras* 3.1 e 3.2).

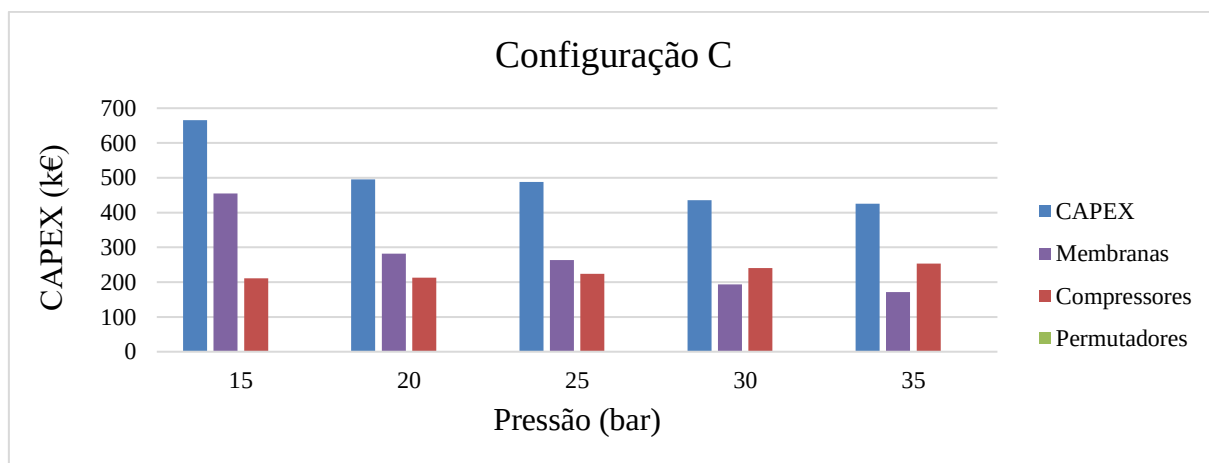


Figura 3.1 – Custo dos parâmetros económicos do CAPEX de acordo com a pressão - Configuração C.

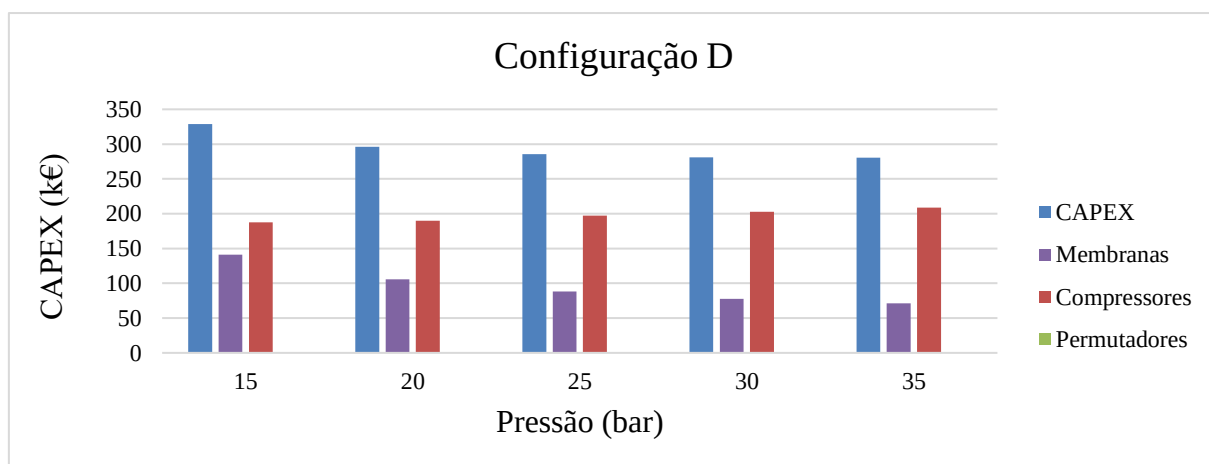


Figura 3.2 - Custo dos parâmetros económicos do CAPEX de acordo com a pressão - Configuração D.

Como era expectável, a configuração D apresenta um CAPEX significativamente mais baixo quando comparado com a Configuração C (<40,36%) devido às menores áreas de membrana, sendo estas o equipamento mais representativo no custo de capital total no Cenário C, até pressões de 25 bar; para pressões superiores (no Cenário C) e a qualquer pressão estudada no Cenário D, o custo dos compressores é o mais significativo. O CAPEX diminui em ambos os cenários com a pressão de operação, sendo mais favorável no Cenário D, conforme se referiu, sendo o mais reduzido a 35 bar onde o CAPEX é de 281 k€. Os permutadores não estão visíveis nas figuras devido ao seu custo reduzido.

OPEX

Os cálculos estão presentes no Anexo B.4, sendo que nas Tabelas 3.3 e 3.4 se encontram os custos operacionais para ambas as configurações, à diferentes pressões de operação.

Tabela 3.3 - Custos operacionais anuais para a Configuração C, a diferentes pressões.

Pressão (bar)	15	20	25	30	35
Eletricidade	41386	41967	44587	48721	51809
Água de arrefecimento	162735	178897	191407	210520	225354
Manutenção do material	33286	24761	24413	21761	21280
Troca de membranas	34095	21120	19785	14538	12881

Tabela 3.4 - Custos operacionais anuais para a Configuração D, a diferentes pressões.

Pressão (bar)	15	20	25	30	35
Eletricidade	31456	32085	33652	34993	36313
Água de arrefecimento	132539	136110	149701	150049	150049
Manutenção do material	16449	14801	14273	14052	14032
Troca de membranas	10588	7916	6599	5820	5347

Com o $CAPEX_{\text{anual}}$ foi possível comparar os custos operacionais com os custos anuais de investimento de cada configuração (*Figuras 3.3 e 3.4*). As *Figuras 3.5 e 3.6* representam os diferentes parâmetros de OPEX.

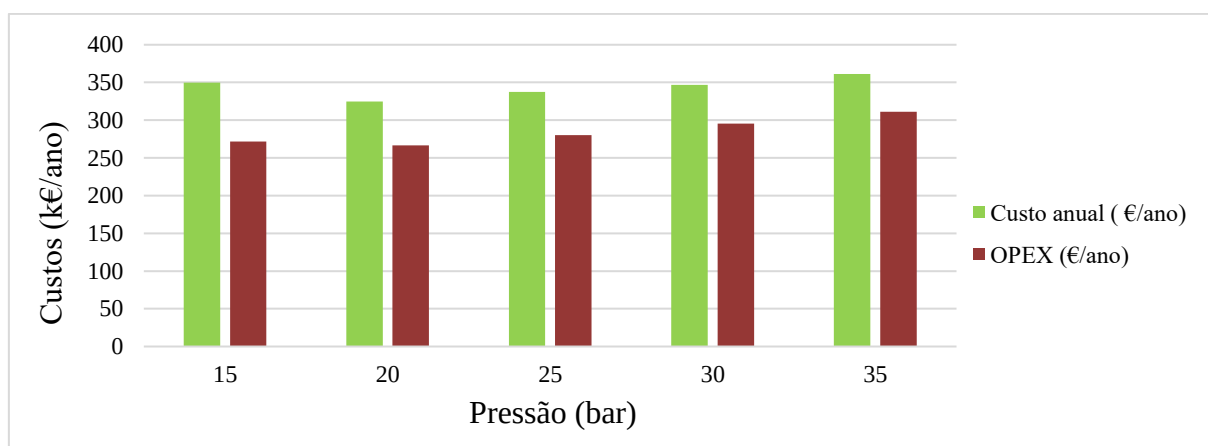


Figura 3.3 – Custo anual de investimento e OPEX de acordo com a pressão, Configuração C.

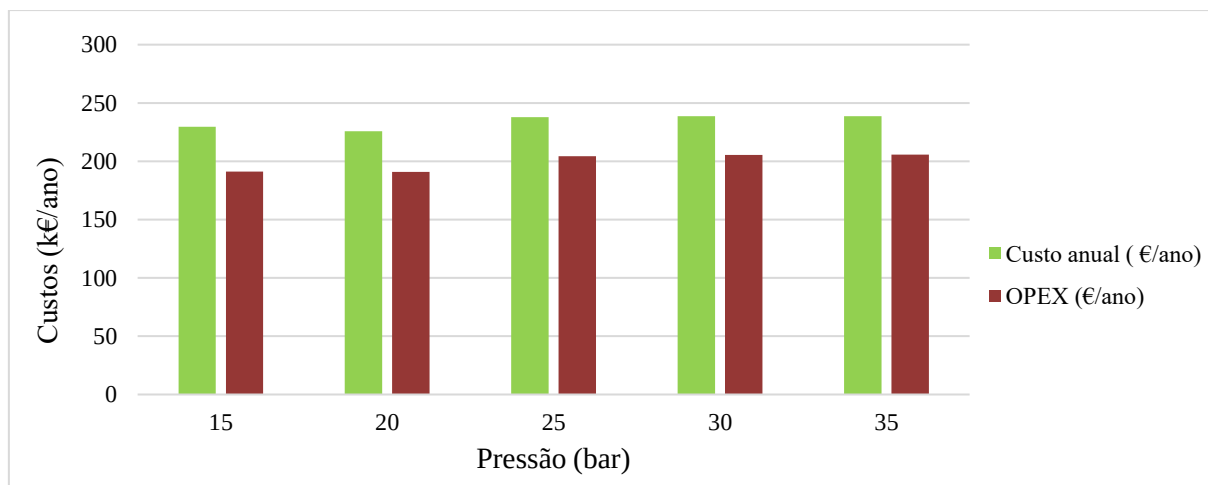


Figura 3.4 - Custo anual de investimento e OPEX de acordo com a pressão, Configuração D.

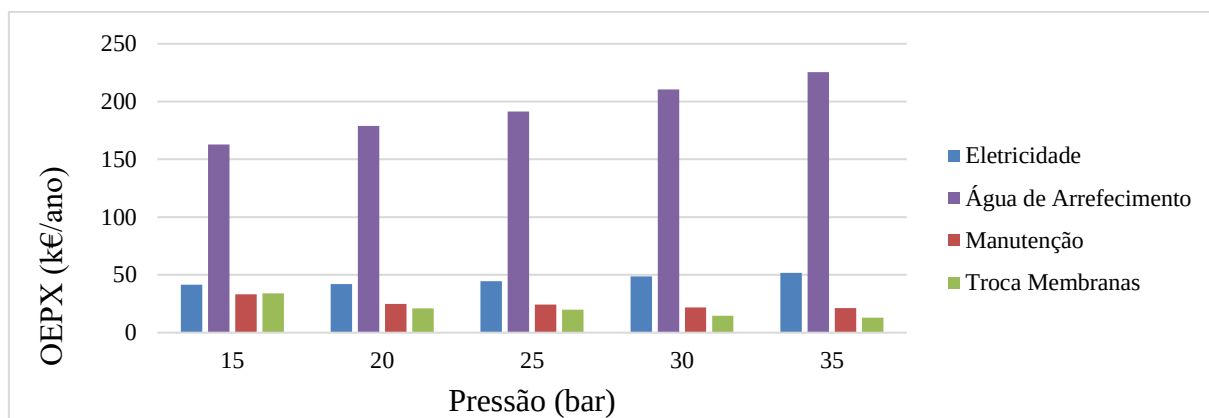


Figura 3.5 – Custo dos parâmetros económicos do OPEX de acordo com a pressão - Configuração C (ver *Tabela 3.3*).

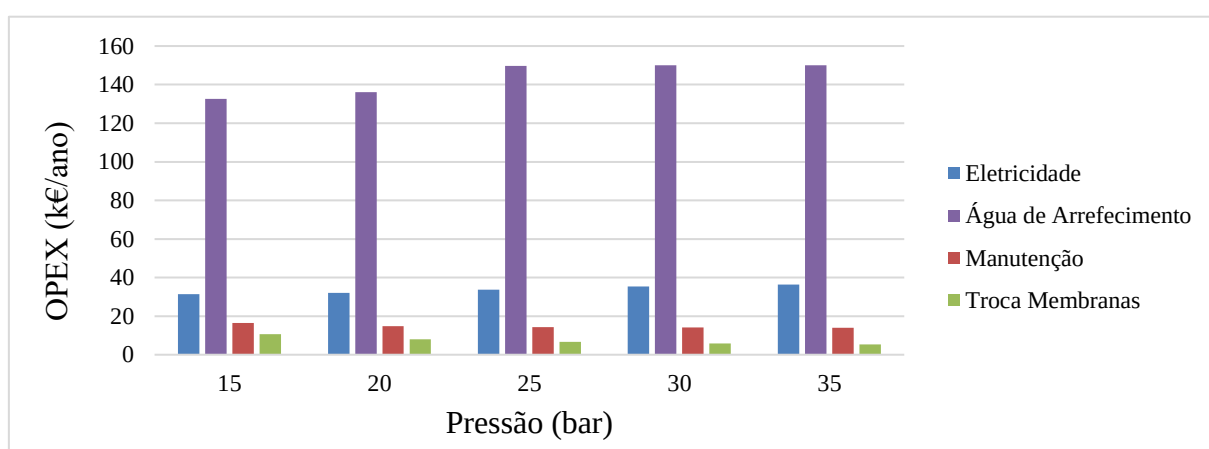


Figura 3.6 – Custo dos parâmetros económicos do OPEX de acordo com a pressão - Configuração D (ver *Tabela 3.4*).

Note-se que apesar dos custos associados à eletricidade utilizada aumentarem com o aumento da pressão, conforme esperado, estes não são significativos; por outro lado, o custo também aumenta com o aumento da pressão devido à subida do preço de água de arrefecimento, que é em ambos os cenários a parcela mais significativa, sobretudo no Cenário C. Com ambos os parâmetros de despesa contabilizados, segue-se a análise dos ganhos energéticos e, consequentemente o lucro do sistema. O *software Aspen Plus®* fornece, em cada simulação, o *net heating value* (NHV) que representa o poder calorífico total do gás. Multiplicando esse valor por cada caudal obtém-se a energia produzida por segundo (kW) que resulta da sua queima para produção energética. Assim, com o valor de 0,026 €/kW.h e contabilizando 8000 h anuais, calcularam-se os ganhos monetários anuais para cada caso (*Tabela 3.5*).

Tabela 3.5 - Ganhos monetários anuais para cada configuração a diferentes pressões.

Pressão (bar)		15	20	25	30	35
Configuração C	NHV (kJ/kg)	48214,6	48299,2	48339,1	48201,2	48237,4
	Caudal (kg/h)	80,9	81,0	80,8	81,0	81,0
	Ganhos (k€/ano)	225	226	226	226	226
Configuração D	NHV (kJ/kg)	47832,1	47768,1	47759,3	47754,2	47875,9
	Caudal (kg/h)	81,6	81,7	81,8	81,8	81,6
	Ganhos (k€/ano)	226	226	226	226	226

Subtraindo os ganhos aos custos anuais de investimento, obteve-se o lucro para cada caso (Tabela 3.6).

Tabela 3.6 - Lucros anuais para a tecnologia de separação por membranas de acordo com a pressão.

Pressão (bar)	15	20	25	30	35	
Lucro (k€/ano)	-124	-99	-112	-121	-136	Configuração C
	-4	-0,083	-12	-13	-13	Configuração D

Conclui-se que para o sistema de membranas, onde o custo é de 0,15 €/Nm³ para a Configuração D a 20 bar, não existe lucro expectável. Este valor é obtido multiplicando o caudal de biogás inicial (200 m³/h = 183 Nm³/h) pelas 8000h anuais e dividindo o resultado pelo custo anual de investimento. Um menor custo de água de arrefecimento e/ou uma utilização de membranas com maior tempo de vida útil iria reduzir os custos associados a este sistema, melhorando assim a possibilidade de lucro ao final do ano, em particular para a configuração D.

3.2. LAVAGEM COM ÁGUA

Apesar do caudal de entrada do STRIPPER (S7) diminuir ao longo das configurações devido à menor quantidade de água no sistema em geral, aumentou-se o n.º de pratos do mesmo, de modo a reduzir o custo do compressor da corrente de ar, que se apresenta ser muito maior que o custo da coluna em si.

Tabela 3.7 - N.º de Pratos Teóricos e Caudais por Configuração.

Configuração	N.º de Pratos Teóricos		Caudal	
	ABSORVER	STRIPPER	Água (m ³ /h)	Ar (kmol/h)
1	5	5	28,47	9,68
2	6	4	23,91	9,81
3	7	4	21,97	8,93
4	8	4	20,74	8,38
5	8	8	20,74	5,08
6	9	9	19,92	4,59
7	10	10	19,36	4,26
8	11	11	18,97	4,03
9	12	12	18,71	3,86
10	13	13	18,53	3,73

CAPEX

Todos os cálculos realizados encontram-se no Anexo C.1.

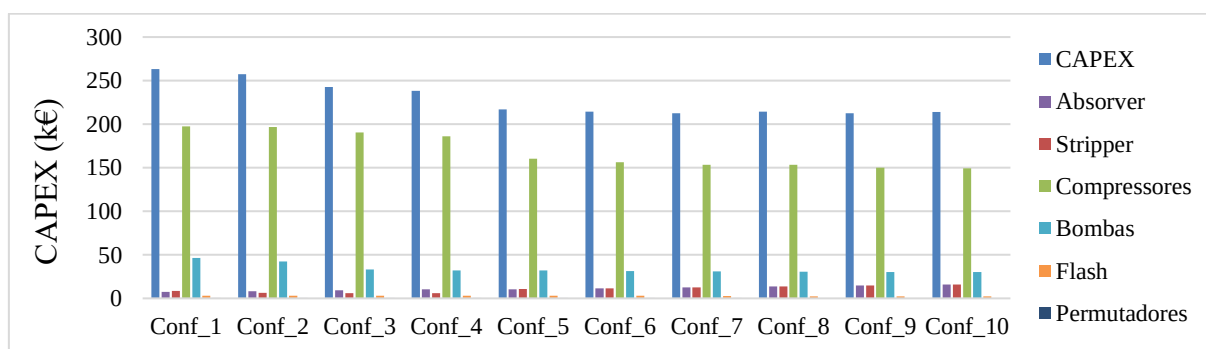


Figura 3.7 – Valores de CAPEX (k€) para todas as configurações estudadas (ver Tabela 3.7)

Como seria de esperar, quão maior o número de pratos menor será o consumo de água, o que afeta diretamente o custo dos compressores, sendo estes o equipamento que mais influencia o CAPEX. A Configuração 10 apresenta ser a mais barata com um custo de capital de 214 k€.

OPEX

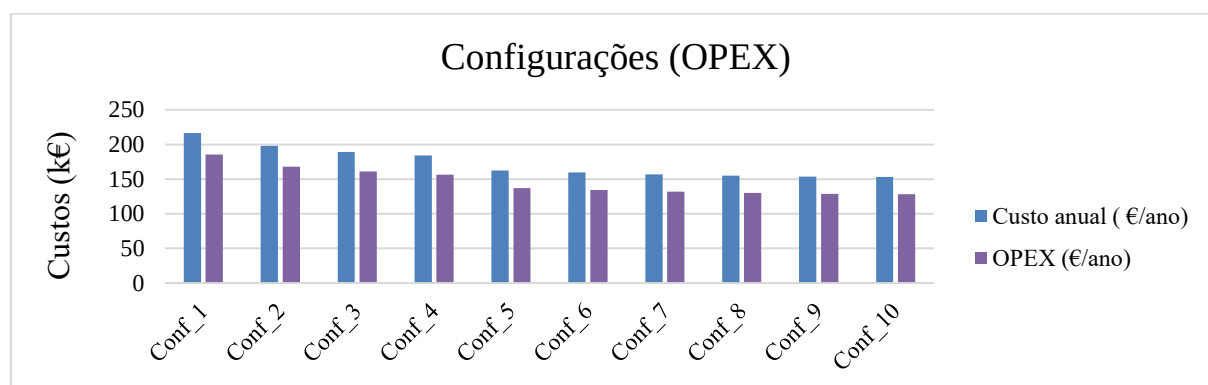


Figura 3.8 – Valores de OPEX (k€/ano) e Custo anual de investimento (k€/ano) para todas as configurações estudadas.

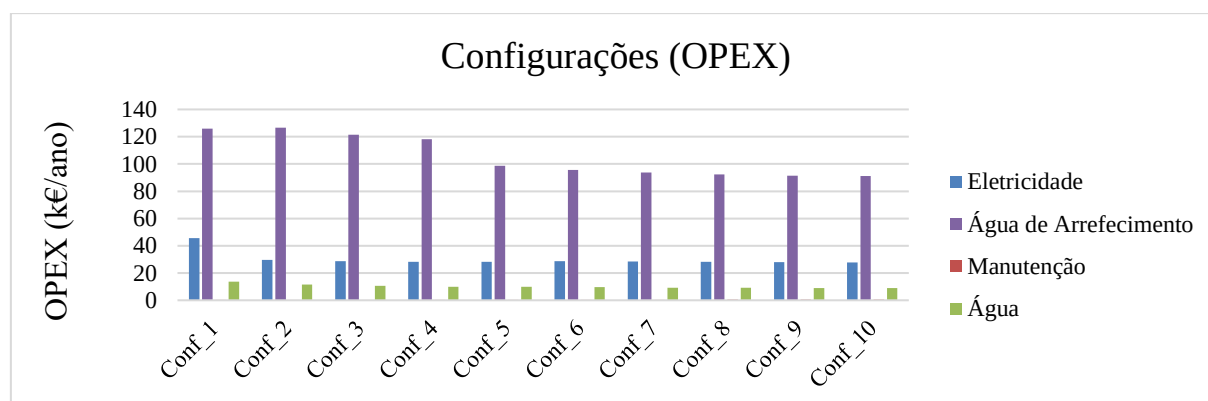


Figura 3.9 – Valores de OPEX (k€/ano) para todas as configurações estudadas.

Note-se que, para os custos operacionais, a água de arrefecimento apresenta um valor substancialmente maior quando comparado aos restantes. Tal deve-se à necessidade de arrefecimento dos compressores, que apresentam o maior custo no CAPEX, e ao valor monetário elevado da mesma.

Com ambos os parâmetros de despesa contabilizados, segue-se a análise dos ganhos energéticos (Tabela 3.8) e o lucro do sistema.

Tabela 3.8 - Ganhos monetários anuais.

Configuração	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
NHV (kJ/kg)	47934,9	47940,1	47938,6	47937,6	47937,6	47937,0	47936,6	47936,3	47936,1	47936,7
Caudal (kg/h)	81,8	81,1	81,6	81,6	81,6	81,6	81,5	81,7	81,8	81,7
Ganhos (k€/ano)	226	225	226	226	226	226	226	226	226	226

Subtraindo os ganhos aos custos anuais de investimento obteve-se o lucro para cada caso (Tabela 3.9).

Tabela 3.9 - Lucros anuais para a tecnologia de lavagem com água.

Configuração	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Lucro (k€/ano)	9	26	37	43	65	67	68	71	73	73

Conclui-se que, para o sistema de lavagem com água, a Configuração 10 apresenta os melhores resultados em todas as análises, com um custo de 0,12 €/Nm³ que se assemelha ao valor teórico apresentado no Capítulo 1. O lucro anual expectável desta tecnologia é de 73159 €/ano.

3.3. COMPARAÇÃO DAS TECNOLOGIAS

Neste subcapítulo estão representadas todas as correntes de cada tecnologia estudada para comparação entre as mesmas (*Tabela 3.10 e Tabela 3.11*), como também os valores de CAPEX e OPEX detalhados (*Tabela 3.12*).

Tabela 3.10 – Propriedades de todas as correntes para a tecnologia de separação por membranas.

Corrente	Caudal (kmol/h)	Fase	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Composição molar (%)				
					N ₂	O ₂	H ₂	CO ₂	CH ₄
Biogás	8,20	Vapor	1,01	25	0,5	0,1	1,1	36,5	61,8
S3	8,85	Vapor	35	25	0,5	0,1	1,0	34,0	64,4
CO ₂	3,89	Vapor	1,05	25	0,2	0,1	2,3	76,0	21,4
S4	3,89	Vapor	10	25	0,2	0,1	2,3	76,0	21,4
Recic	0,65	Vapor	10	25	0,8	0,3	0	2,0	96,9
S5	4,96	Vapor	35	25	0,8	0,1	0	1,0	98,1
Permeado	3,24	Vapor	1,05	25	0,1	0,1	2,8	90,9	6,2
BioCH ₄	4,96	Vapor	4	9,17	0,8	0,1	0	1,0	98,1

Tabela 3.11 - Propriedades de todas as correntes para a tecnologia de lavagem com água.

Corrente	Caudal (kmol/h)	Fase	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Composição molar (%)						
					N ₂	O ₂	H ₂	Ar	Água	CO ₂	CH ₄
Biogás	8,20	Vapor	1,01	25	0,5	0,1	1,1	0	0	36,5	61,8
S1	1004,32	Líquida	5	15	0	0	0	0	100	0	0
S2	1029,67	Líquida	5	15	0	0	0	0	100	0	0
S3	8,20	Vapor	5	25	0,5	0,1	1,1	0	0	36,5	61,8
S4	8,75	Vapor	5	21,5	0,5	0,1	1,1	0	0	37,9	60,4
S5	8,75	Vapor	10	25	0,5	0,1	1,1	0	0	37,9	60,4
S6	0,55	Vapor	5	15,7	0,1	0	0,7	0	0,4	65,2	33,5
S7	1031,97	Líquida	5	15,7	0	0	0	0	99,7	0,3	0
S8	1032,52	Líquida	10	15,8	0	0	0	0	99,7	0,3	0
S9	25,35	Líquida	5	15	0	0	0	0	100	0	0
S10	3,73	Vapor	5	25	0	0	0	100	0	0	0
S11	1004,32	Líquida	10	15	0	0	0	0	100	0	0
S12	24,42	Líquida	10	15	0	0	0	0	100	0	0

Water	24,42	Líquida	2	15	0	0	0	0	100	0	0
Ar	3,73	Vapor	1,01	25	0	0	0	100	0	0	0
Off-gas	6,03	Vapor	5	15,5	0	0	0,7	55,1	0,4	43,0	0,9
Product	4,97	Vapor	10	15,1	0,8	0,2	0	0	0,2	0,9	98,0
BioCH₄	4,97	Vapor	4	15,1	0,8	0,2	0	0	0,2	0,9	98,0

Tabela 3.12 – Valores detalhados de CAPEX, OPEX e Custo anual de Investimento para ambas as tecnologias estudadas.

		Separação por Membranas	Lavagem com Água
CAPEX (k€)	Membranas	105	-
	Absorver	-	15
	Stripper	-	15
	Bombas	-	30
	Câmara Flash	-	2
	Compressores	190	149
	Permutadores	0,436	0,364
	Total (k€)	296	214
OPEX (k€/ano)	Eletricidade	32	27
	Água de Arrefecimento	136	91
	Água	-	8
	Manutenção do Material	14	-
	Troca de Membranas	7	-
	Manutenção das Torres	-	0,476
	Total (k€/ano)	190	128
Custo Anual de Investimento (k€/ano)		226	153

4

Conclusões e Trabalhos Futuros

4.1. CONCLUSÕES

A metodologia utilizada na análise tecnológica para as tecnologias de refinamento de biogás (membranas e lavagem com água) foi feita no software Aspen Plus® V.12. A tecnologia de lavagem com água provou ser a mais complexa em termos de modelação devido ao maior número de equipamentos e de caudais de biogás, assim como à necessidade de uma maior atenção às propriedades do sistema em si (pressão, temperatura, entre outras) e à forma como estes parâmetros afetam os equipamentos e a composição do biometano final.

A análise económica seguiu a metodologia do Custo Anual Equivalente, tendo-se fundamentado em várias equações e valores da literatura para os cálculos dos custos dos equipamentos e a sua manutenção, custos de operação e utilidades dos sistemas. Ambas as tecnologias conseguem produzir biometano com a pureza necessária, no entanto é esta análise que as difere como possível investimento.

A tecnologia de separação por membranas no sistema de duplas membranas com recirculação de retido a uma pressão de operação de 20 bar apresenta prejuízo na ordem dos -83 €, enquanto a de lavagem com água, com 13 pratos em cada coluna, apresenta um lucro anual de 73 k€ provando assim ser a única viável para um possível investimento dentro dos cenários analisados.

Esta revelou-se ser a melhor configuração devido ao número de pratos. À medida que estes aumentam, diminuem os caudais de água e ar necessários ao sistema e os seus custos associados. Também diminui a potência necessária dos compressores e assim o seu custo, e consequentemente, a eletricidade necessária e água de arrefecimento para a sua operação. Apesar do custo das colunas aumentar com a subida do número de pratos, o balanço do orçamento final acaba por compensar esta subida.

4.2. TRABALHOS FUTUROS

O custo da água de arrefecimento revelou ser demasiado elevado, afetando significativamente o custo operativo de ambas as tecnologias. Assim, um trabalho futuro seria encontrar outra fonte de água mais barata, de forma a reduzir os custos dos sistemas.

Salienta-se também a existência de outras tecnologias de refinamento de biogás como a Lavagem com Químicos e *Pressure Swing Adsorption* e o seu possível estudo, de forma a comparar com os valores obtidos nesta dissertação.

Referências Bibliográficas

- Adnan, A. I., Ong, M. Y., Nomanbhay, S., Chew, K. W., & Show, P. L. (2019). Technologies for biogas upgrading to biomethane: A review. *Bioengineering*, 6(4), 92. Recuperado de: <https://doi.org/https://doi.org/10.3390/bioengineering6040092>
- Alves, D. (2008). Sequestro e Armazenamento de CO₂–Aplicação da tecnologia em Portugal (Dissertação de Mestrado). Mestrado em Engenharia do Ambiente, Universidade de Aveiro, Aveiro.
- André, J., Auray, S., De Wolf, D., Memmah, M.-M., & Simonnet, A. (2014). Time development of new hydrogen transmission pipeline networks for France. *International Journal of Hydrogen Energy*, 39(20), 10323-10337. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.04.190>
- Angelidaki, I., Treu, L., Tsapekos, P., Luo, G., Campanaro, S., Wenzel, H., & Kougias, P. (2018). Biogas upgrading and utilization: Current status and perspectives. *Biotechnology advances*, 36(2), 452-466.
- Arachchige, U. S. P. (2012). Selection of packing materials for gas absorption. *European Journal of Scientific Research*, (87), Nr 1, s. 117-126.
- Baena-Moreno, F., Rodríguez-Galán, M., Vega, F., Vilches, L., Navarrete, B., & Zhang, Z. (2019). Biogas upgrading by cryogenic techniques. *Environmental Chemistry Letters*, 17(3), 1251-1261.
- Balarine, O. (2004). *Tópicos de Matemática Financeira e Engenharia Económica* (2ª Edição ed.). EDIPUCRS.
- Branco, M. S. R. C. (2010). Avaliação do impacto da presença de siloxanos em sistemas de aproveitamento de biogás. 142 fl. *Dissertação (Mestrado) – Universidade Nova de Lisboa, Lisboa*.
- Broom, D. (2018). Characterizing adsorbents for gas separations. *Chem. Eng. Prog*, 114, 30-37.
- Cavaignac, R., Ferreira, N., & Guardani, R. (2021). Techno-economic and environmental process evaluation of biogas upgrading via amine scrubbing. *Renewable Energy*, 171, 868-880.
- Collet, P., Flottes, E., Favre, A., Raynal, L., Pierre, H., Capela, S., & Peregrina, C. (2017). Techno-economic and Life Cycle Assessment of methane production via biogas upgrading and power to gas technology. *Applied energy*, 192, 282-295.
- Cozma, P., Wukovits, W., Friedl, A., & Gavrilescu, M. (2015). Modeling and simulation of high pressure water scrubbing technology applied for biogas upgrading. . *Clean Technologies and Environmental Policy*, 17(2), 373-391. DOI: <https://doi.org/10.1007/s10098-014-0787-7>
- Edeki, Esteve, & Guwy. (2018). Modelling of Hollow Fibre Membrane Systems for Biogas Upgrading. *Sustainable Environment Research Centre (SERC), University of Glamorgan, UK*.
- Falbo, F., Tasselli, F., Brunetti, A., Drioli, E., & Barbieri, G. (2014). Polyimide hollow fiber membranes for CO₂ separation from wet gas mixtures. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 31, 1023-1034.
- Firdaus, M., Kolmetz, K., Dwijayanti, A., hoon, c., & ling, a. (2013). Distillation Column Selection, Sizing and Troubleshooting, Kolmetz Handbook of Process Equipment Design.
- Gilassi, S., Taghavi, S. M., Rodrigue, D., & Kaliaguine, S. (2019). Optimizing membrane module for biogas separation. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 83, 195-207.

- Grande, C. (2011). Biogas upgrading by pressure swing adsorption. *Biofuel's engineering process technology*, IntechOpen, DOI: 10.5772/18428, 65-84.
- Hao, Rice, & Stern. (2008). Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂-selective polymer membranes: Part II. Process design, economics, and sensitivity study of membrane stages with recycle streams. *Journal of Membrane Science*, 320(1), 108-122 DOI: <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.memsci.2008.03.040>
- Hussain, A., & Hägg, M.-B. (2010). A feasibility study of CO₂ capture from flue gas by a facilitated transport membrane. *Journal of Membrane Science*, 359(1), 140-148 DOI: <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.memsci.2009.11.035>
- Icarus, R. (1998a). Chapter 8 - Towers, Columns. *Third Edition*. Recuperado de: <https://instruct.uwo.ca/engin-sc/cbe497/Doc/Icarus/ir08.pdf>
- Icarus, R. (1998b). Chapter 10 - Vessels. *Third Edition*. Recuperado de: <https://instruct.uwo.ca/engin-sc/cbe497/Doc/Icarus/ir10.pdf>
- Jones, T., & Smith, D. (1982). An historical perspective of net present value and equivalent annual cost. *The Accounting Historians Journal*, 103-110.
- Kapoor, R., Ghosh, P., Kumar, M., & Vijay, V. K. (2019). Evaluation of biogas upgrading technologies and future perspectives: a review. *Environmental Science and Pollution Research*, 26(12), 11631-11661.
- Klaysom, C., & Shahid, S. (2019). Chapter 6 - Zeolite-based mixed matrix membranes for hazardous gas removal. In W.-J. Lau, A. F. Ismail, A. Isloor, & A. Al-Ahmed (Eds.), *Advanced Nanomaterials for Membrane Synthesis and its Applications* (pp. 127-157). Elsevier DOI: <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814503-6.00006-9>
- Koch-Glitsch. (2015). Structured Packing. *Bulletin KGSP-2. Rev. 4*.
- Linninger, A., & Redel, M. (2015). Distillation - Senior Design CHE 396.
- Lombardi, L., & Francini, G. (2020). Techno-economic and environmental assessment of the main biogas upgrading technologies. *Renewable Energy*, 156, 440-458.
- Miltner, M., Makaruk, A., & Harasek, M. (2017). Review on available biogas upgrading technologies and innovations towards advanced solutions. *Journal of Cleaner Production*, 161, 1329-1337.
- Moreno, B., Saché, F., EstellePastor-Pérez, & Reina, L. (2020). Membrane-based technologies for biogas upgrading: a review. *Environmental Chemistry Letters*, 1-10.
- Neto, M., Ferreira, R., & Cardoso, M. (2015). Simulaton of a Pressure Swing Adsorption System: Modeling a Modular Adsorption Unit. *Congresso de Métodos Numéricos em Engenharia, Lisboa*.
- Omar, B., Abou-Shanab, R., El-Gammal, M., Fotidis, I., Kougias, P., Zhang, Y., & Angelidaki, I. (2018). Simultaneous biogas upgrading and biochemicals production using anaerobic bacterial mixed cultures. *Water research*, 142, 86-95.
- Palomeque-Santiago, Guzmán, & Zuniga-Mendiola. (2016). Simulation of the natural gas purification process with membrane technology. Technical and economic aspects. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 15(2), 611-624.

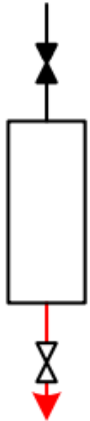
- Patrício, C. P. P. (2016). Proposta de simulação dinâmica de colunas PSA (Pressure Swing Adsorption) para treinamento de operadores. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Química. Universidade Federal de Minas Gerais.
- Peña, I., Azevedo, I. L., & Ferreira, L. A. F. M. (2014). Economic analysis of the profitability of existing wind parks in Portugal. *Energy Economics*, 45, 353-363.
- Portugal Energia. (2019). *Plano Nacional Energia e Clima 2021-2030 (PNEC 2030)*. Recuperado de: https://ec.europa.eu/energy/sites/ener/files/documents/pt_final_necp_main_pt.pdf
- Raju, R., & Maddaiah, C. (2016). Structural Analysis and Cost Estimation of Reactor Pressure Vessel *International Journal of Science and Research (IJSR)*, Volume 5(Issue 10), 845 - 850.
- República Portuguesa. (2019). *Roteiro para a Neutralidade Carbónica 2050 (RNC2050)* (Estratégia de Longo Pazo para a Neutralidade Carbónica da Economia Portuguesa em 2050, Issue. R. Portuguesa. Recuperado de (05/08/2021): <https://www.portugal.gov.pt/download-ficheiros/ficheiro.aspx?v=%3d%3dBAAAAB%2bLCAAAAAAABACzMDexAAAut9emBAAAAA%3d%3d>
- Scholes, C., Anderson, C., Stevens, G., & Kentish, S. (2013). Membrane gas separation–physical solvent absorption combined plant simulations for pre-combustion capture. *Energy Procedia*, 37, 1039-1049.
- Seider, W., Lewin, D., Widagdo, S., Gani, R., & Ming, K. (2016). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation, 4th Edition*. WILEY.
- Shah, G., Ahmad, E., Pant, & Vijay. (2021). Comprehending the contemporary state of art in biogas enrichment and CO₂ capture technologies via swing adsorption. . *International Journal of Hydrogen Energy* 2021;46(9):6588-612.
- Sorrels, J. (2021). Wet and Dry Scrubbers for Acid Gas Control. *U.S. Environmental Protection Agency* (Section 5 - Chapter 1).
- Walski, T. (2012). Planning-Level Capital Cost Estimates for Pumping. *Journal of Water Resources Planning and Management*, 138(3), 307-310.
- Warren, K. (2012). A techno-economic comparison of biogas upgrading technologies in Europe. Master's Thesis, University of Jyväskylä.

ANEXOS

ANEXO A

Pressure Swing Adsorption (PSA)

Tabela A.1 - Etapas de operação de um sistema PSA, Adaptado de (Patrício, 2016)

Fluxograma	Descrição
	Adsorção (AD): as impurezas são removidas na fase gasosa, ou seja, ficam ligadas na fase sólida, e a alimentação do gás é realizada pela parte inferior da coluna a pressões de 6-8 bar ou em alguns sistemas de 4-10 bar. Ao passar pela coluna impurezas como CO₂ e N₂ são adsorvidas seletivamente pelo adsorvente e o gás sai como biometano. Antes de o material adsorvente ficar totalmente saturado, o biogás é reencaminhado para outra coluna que já foi regenerada de forma a alcançar uma operação contínua e cíclica.
	Despressurização ou Blowdown (BD): a coluna é despressurizada sequencialmente até pressão atmosférica e, de seguida, até condições de vácuo. A pressão vai de 6-8 bar para 3-4 bar por comunicação de pressão com outra coluna e, de seguida, é reduzida para pressão atmosférica. Este passo prepara a coluna para a etapa de Purga.
	Purga ou Dessorção (PG): engloba a regeneração da coluna a pressão atmosférica onde as impurezas são removidas do leito. O gás dessorvido contém CO₂ mas também alguma quantidade de CH₄. Para reduzir a quantidade de CO₂ no gás dessorvido, o gás com elevada pureza de CH₄ alimenta a coluna pela parte superior e o gás que sai na parte inferior é o gás de purga que arrasta as impurezas como o CO₂. Este gás pode ser proveniente de uma coluna que está na etapa de Adsorção ou na etapa de Promoção de Purga.

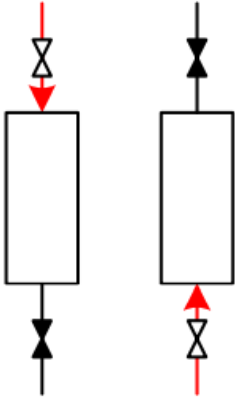
	Repressurização (REP): dado que a Purga é efetuada a baixas pressões, para dar início a um novo ciclo, a pressão precisa de ser reposta para os mesmos valores de pressão da etapa de Adsorção. Assim, a pressão na coluna é aumentada gradualmente pelo gás de alimentação que tanto pode ser alimentado pela parte superior da coluna com gás purificado ou por gás de alimentação pela parte inferior da coluna.
	Promoção de Purga (PPG): contribui para a despressurização da coluna, na medida que, não recebendo nenhum gás de alimentação, o gás purificado sai na parte superior da coluna sendo assim aproveitado por outra coluna na etapa de Purga.
	Promoção de Equalização (PEQ): o objetivo desta etapa visa a redução da pressão na coluna com a intenção de aumentar a pressão noutra coluna, contribuindo para menores gastos energéticos, assemelhando-se à etapa Promoção de Purga.
	Equalização (REQ): completa a fase na Promoção de Purga, no sentido em que eleva a pressão da coluna com a pressão que recebe do gás da coluna que está na etapa de Promoção de Purga.

Tabela A.2 - Sincronização das etapas de um sistema de PSA de 4 colunas

Vaso A	AD (1)			PEQ1 (2)	PPG (3)	PEQ (2)	BD (5)	PG (6)	REQ2 (2)	REQ1 (8)	REP (9)
Vaso B	REQ1	REP		AD			PEQ1	PPG	PEQ2	BD	PG REQ2
Vaso C	BD	PG	REQ2	REQ1	REP		AD			PEQ1	PPG PEQ2
Vaso D	PEQ1	PPG	PEQ2	BD	PG	REQ2	REQ1	REP		AD	

A Tabela A.2 representa um ciclo de 9 etapas, onde cada número representa uma etapa, sendo que cada célula representa um *switch* de etapa. Este ciclo não é um ciclo único para um sistema de 4 colunas, mas sim um ciclo de operação dentro de alguns possíveis.

ANEXO B

Separação por Membranas

B.1 – Código Membrana em ACM

- Código Membrana em ACM

```

Model Membrana

//Dominio
L as length (description:"Comprimento membrana", spec:fixed);
n as IntegerParameter(value:100);
axial as LengthDomain (HighestOrderDerivative:1, Length:1, SpacingPreference:1/n,
DiscretizationMethod:"CFD4");

// Ports
Feed as input molefractionport;
Permeate as output molefractionport;
Retentate as output molefractionport;

Side as StringSet(["ret","per"]);

//Parâmetros e Variáveis
d as length (description:"Espessura membrana", spec:fixed);
r as length (description:"raio do tubo", spec:fixed);
pi as global RealParameter;
c as notype (description:"número de tubos", spec:fixed);
rhov(Side) as dens_mol_vap (description:"vapor molar density");
hv(Side) as enth_mol_vap (description:"vapor molar enthalpy");
Perm(componentlist) as notype (description:"Permeabilidade em Barrer", spec:fixed);
fraction_mol(componentlist,Side) as Distribution1D(XDomain is axial) of molefraction;
Pp as pressure (description:"Pressão lado permeado", spec:fixed);
z(componentlist) as fraction (description:"fração molar de caudal de entrada", spec:fixed);
Memb_cost as notype (description:"Custo membrana $ por m2", spec:fixed);
Memb_area as area (description:"area total da membrana");
Total_cost as notype (description:"Custo membrana em $");
M (componentlist, Side) as Distribution1D(XDomain is axial) of flux_mol;
J (componentlist) as Distribution1D(XDomain is axial) of flux_mol;
//Rec as notype;
Factor as notype (description:"fator para ajudar a correr", spec:fixed, value:1000);
//recuperação
//Rec = (Retentate.z("CH4")×Retentate.F)/(Feed.z("CH4")×Feed.F);
//Fração molar ponto a ponto
For z in 0 + axial.interior do
  For S in Side do
    For i in componentlist do
      fraction_mol(i,S)(z) × (SIGMA(ABS(M(componentlist,S)(z))) = ABS(M(i,S)(z));
    Endfor
  Endfor
Endfor

// Fração molar a saída lado permeado
For i in componentlist do
  Permeate.z(i) = fraction_mol(i,"per")(0);
Endfor
//Caudal permeado
//Permeate.F = SIGMA(M(componentlist,"per")(0));
Permeate.F = ABS(Feed.F - Retentate.F);

//Caudal retido
Retentate.F×Factor = (3600×c×pi×r^2)×SIGMA(ABS(M(componentlist,"ret")(axial.endnode)));

// Fração molar saída lado retido
For i in componentlist do
  Retentate.z(i) = fraction_mol(i,"ret")(axial.endnode);
Endfor

//balanço de massa lado permeado
For i in componentlist DO
  For z in 0 + axial.interior do
    // M(i,"per")(z).ddx = -(2/r)×L×J(i)(z);
    M(i,"ret")(z) = M(i,"per")(z) + M(i,"ret")(axial.endnode);
  Endfor
Endfor

```

```

//balanço de massa lado retido
For i in componentlist DO
  For z in axial.interior + axial.endnode do
    M(i,"ret")(z).ddx = -(2/r)*L*J(i)(z);
  Endfor
Endfor

//Caudal através da membrana
For i in componentlist do
  For z in 0 + axial.interior + axial.endnode do
    J(i)(z) = Factor*3.34849890812148e-14*(Perm(i)/d) * (Feed.P * fraction_mol(i,"ret")(z) -
fraction_mol(i,"per")(z));
  Endfor
Endfor
//Condição fronteira lado retido
For i in componentlist DO
  M(i,"ret")(0) = Feed.z(i)*Feed.F*Factor/(3600*c*pi*r^2);
  fraction_mol(i,"ret")(axial.endnode) * (SIGMA (ABS (M(componentlist,"ret")(axial.endnode))))
M(i,"ret")(axial.endnode));
Endfor

//Condição fronteira lado permeado
For i in componentlist DO
  M(i,"per")(axial.endnode) = 0;
  fraction_mol(i,"per")(axial.endnode) = 0;
Endfor

// output port
Feed.T = Permeate.T;
Retentate.T = Feed.T;
Permeate.p = Pp;
Retentate.p = Feed.P;
Permeate.h = hv("per");
Retentate.h = hv("ret");
call (hv("per")) = pEnth_mol_vap(Permeate.T, Pp, Permeate.z);
call (rhov("per")) = pDens_mol_vap(Permeate.T, Pp, Permeate.z);
call (hv("ret")) = pEnth_mol_vap(Retentate.T, Feed.P, Retentate.z);
call (rhov("ret")) = pDens_mol_vap(Retentate.T, Feed.P, Retentate.z);
Permeate.V = 1/rhov("per");
Retentate.V = 1/rhov("ret");

// Custo membrana
Memb_area = c*2*pi*r*L;
Total_cost = Memb_area*Memb_cost;

```

B.2 – Conversão Permeância para Permeabilidade

B.2.1 – Modelo de Validação

$$1 \text{ Barrer} = 1 \times 10^{-10} \frac{\text{cm}^3(\text{STP}) \frac{1}{1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}} \cdot 22.4 \frac{\text{l}}{\text{mol}} \cdot 1000 \frac{\text{cm}^3}{\text{l}}} \cdot \text{cm} \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{\text{cm}^2 \left(\frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \right)^2 \cdot \text{s} \cdot \text{cmHg} \frac{1.33322 \text{ kPa}}{\text{cmHg}}} \Rightarrow$$

$$1 \text{ Barrer} = 3.3485 \times 10^{-16} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}}$$

Componentes:

$$P_{\text{CH}_4} = 1.5 \times 10^{-9} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 1.5 \times 10^{-15} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 4.48 \text{ Barrer}$$

$$P_{\text{CO}_2} = 3 \times 10^{-8} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 3 \times 10^{-14} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 90 \text{ Barrer}$$

B.2.2 – Modelo SIMDOURO

Componentes:

$$P_{\text{CH}_4} = 2.1 \times 10^{-13} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 2.1 \times 10^{-16} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 0.62 \text{ Barrer}$$

$$P_{\text{N}_2} = 2.2 \times 10^{-13} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 2.2 \times 10^{-16} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 0.65 \text{ Barrer}$$

$$P_{\text{O}_2} = 9.7 \times 10^{-13} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 9.7 \times 10^{-16} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 2.89 \text{ Barrer}$$

$$P_{\text{H}_2} = 1.49 \times 10^{-11} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 1.49 \times 10^{-14} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 44.49 \text{ Barrer}$$

$$P_{\text{CO}_2} = 6.9 \times 10^{-12} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}} \cdot 1 \times 10^{-6} \text{m} = 6.9 \times 10^{-15} \frac{\text{kmol} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}} = 20.61 \text{ Barrer}$$

B.3 – Validação do modelo de membrana

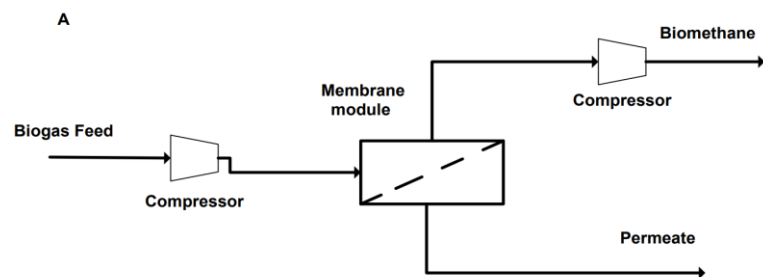
Tabela B.3.1 - Condições base de operação, Adaptado de (Edeki et al., 2018)

Parâmetro	Unidades	Valor
Composição molar do biogás de entrada	% mol	63:35 (CH ₄ :CO ₂)
Caudal de biogás de entrada	Nm ³ /h	1000
Pressão de biogás de entrada	bar	1.15
Temperatura de biogás de entrada	°C	25°C
Pureza biogás	% mol	98
Pressão lado permeado	bar	1.05
Pressão de injeção da tubagem de biometano	bar	40

Tabela B.3.2 - Permeabilidade e seletividade da membrana para validação do modelo, Adaptado de (Edeki et al., 2018)

Membrana polimérica	Permeância CH ₄ (kmol/(m ² .s Pa))	Seletividade (CO ₂ /CH ₄) (α)
Acetato de celulose	1.5 x 10 ⁻⁹	20

Edeki L. – Cenário A



Dissertação – Cenário A

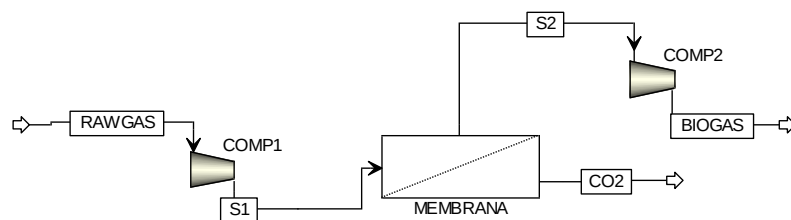
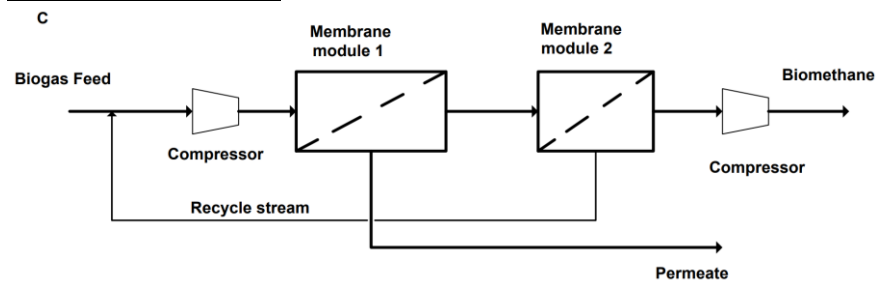


Figura B.3.1 – Configurações, Cenário A

Tabela B.3.3 – Validação Membrana, Cenário A

Parâmetro	Unidades	Cenário A	
		Edeki, L	Dissertação
Área 1ª membrana	m ²	762	762
Área 2ª membrana	m ²	-	-
Caudal de biometano	Nm ³ /h	517	528
Recuperação de CH ₄	Vol. %	78	77

Edeki L. – Cenário C



Dissertação – Cenário C

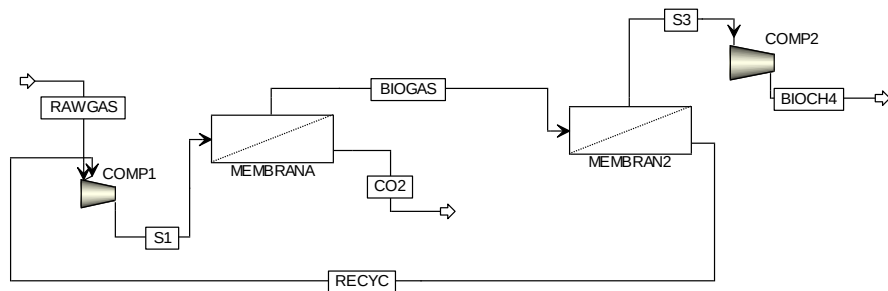
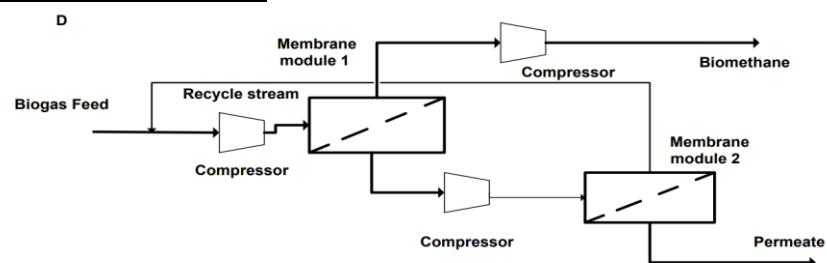


Tabela B.3.4 – Validação Membrana, Cenário C

Parâmetro	Unidades	Cenário C	
		Edeki, L	Dissertação
Área 1ª membrana	m ²	248	248
Área 2ª membrana	m ²	698	698
Caudal de biometano	Nm ³ /h	623	651
Recuperação de CH ₄	Vol. %	94	94

Figura B.3.2 – Configurações, Cenário C

Edeki L. – Cenário D



Dissertação – Cenário D

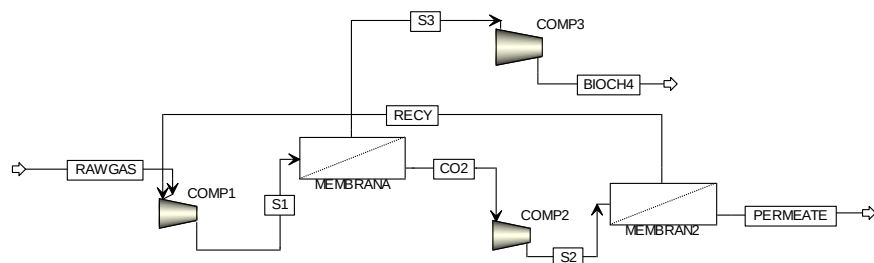


Figura B.3.3 – Configurações, Cenário D

Tabela B.3.5 – Validação Membrana, Cenário C

Parâmetro	Unidades	Cenário D	
		Edeki, L	Dissertação
Área 1ª membrana	m ²	952	952
Área 2ª membrana	m ²	153	153
Caudal de biometano	Nm ³ /h	623	650
Recuperação de CH ₄	Vol. %	97.5	97.4

B.4 – Análise Económica

Configuração C

Custo Compressor Instalado	$8650 \times 0,83 \times (\text{HP}/n)^{0,82}$	€
Custo Permutador de Calor	300	€/m ²
Custo de Manutenção de Material (Hao et al., 2008)	$0,05 \times \text{CAPEX}$	€
Custo de Troca de Membrana (5\$/ft²)	44,67022816	€/m ²

Eletricidade	0,105	€/kW.h
Água de arrefecimento (rede pública)	2,50	€/m ³
Número de horas de trabalho anuais	8000	h
Dias de trabalho	333	dias
Vida útil da membrana	5	anos

- Número de estágios de acordo com a pressão,
Adaptado de (Seider et al., 2016)

Final Pressure / Inlet pressure	Number of stages
<4	1
4 a 16	2
16 a 64	3
64 a 256	4

Tabela B.3.6 – Resumo dados obtidos, Configuração C

Pressão (bar)	15	20	25	30	35
Área 1ª Membrana (m²)	288	211	167	139	118
Área 2ª Membrana (m²)	4800	2941	2785	2031	1804
CAPEX (€)	665714	495219	488267	435221	425592
OPEX (€/ano)	271502	266745	280193	295539	311324
Custo Anual de Investimento (€/ano)	349697	324914	337544	346660	361314

				Unidades
Pressão entrada 1ª membrana	15	bar		
Área 1ª Membrana	288	m²		
Área 2ª Membrana	4800	m²		
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h	
COMP1	49,26	0,8	5,17	
Permutadores	Área		Água €/h	
Cooler1	1,67	m²	20,34	

Membranas	454605,79	€
Compressores	210605,66	€
Permutadores	503,51	€
Custo Capital Total (CAPEX)	665714,95	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	78194,63	€/ano

		Unidades
Eletricidade	41385,86	€/ano
Água de arrefecimento	162735,34	€/ano
Manutenção de material	33285,75	€/ano
Troca de 2 membranas	34095,43	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	271502,38	€/ano

Custo Anual de investimento	349697,01	€/ano
-----------------------------	-----------	-------

			Unidades
Pressão entrada 1ª membrana	20	bar	
Área 1ª Membrana	211	m²	
Área 2ª Membrana	2941	m²	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	50,0	0,8	5,25
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	1,93	m²	22,36

Membranas	281611,66	€
Compressores	213028,21	€
Permutadores	580,08	€
Custo Capital Total (CAPEX)	495219,95	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos de operação (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	58168,35	€/ano

		Unidades
Eletricidade	41967,15	€/ano
Água de arrefecimento	178896,97	€/ano
Manutenção de material	24761,00	€/ano
Troca de 2 membranas	21120,87	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	266745,98	€/ano

Custo Anual de investimento	324914,33	€/ano
-----------------------------	-----------	-------

						Unidades
Pressão entrada 1ª membrana	25	bar		Membranas	263808,61	€
Área 1ª Membrana	167	m²		Compressores	223871,78	€
Área 2ª Membrana	2785	m²		Permutadores	587,19	€
				Custo Capital Total (CAPEX)	488267,58	€
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h	Anual discount rate (%)	0,10	
COMP1	53,1	0,8	5,57	Anos de operação (n)	20,00	anos
				Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	57351,73	€/ano
Permutadores	Área		Água €/h			
Cooler1	1,96	m²	23,93			
						Unidades
				Eletricidade	44586,65	€/ano
				Água de arrefecimento	191407,37	€/ano
				Manutenção de material	24413,38	€/ano
				Troca de 2 membranas	19785,65	€/ano
				Custo Operacional (OPEX)	280193,04	€/ano
				Custo Anual de investimento	337544,77	€/ano

				Unidades	
Pressão entrada 1ª membrana	30	bar			
Área 1ª Membrana	139	m²			
Área 2ª Membrana	2031	m²			
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h		
COMP1	58,0	0,8	6,09		
Permutadores	Área		Água €/h		
Cooler1	2,06	m²	26,31		
				Unidades	
Membranas	193848,42			€	
Compressores	240754,84			€	
Permutadores	618,61			€	
Custo Capital Total (CAPEX)	435221,87			€	
Anual discount rate (%)	0,10				
Anos de operação (n)	20,00			anos	
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	51121,00			€/ano	
				Unidades	
Eletricidade	48720,50			€/ano	
Água de arrefecimento	210519,75			€/ano	
Manutenção de material	21761,09			€/ano	
Troca de 2 membranas	14538,63			€/ano	
Custo Operacional (OPEX)	295539,98			€/ano	
Custo Anual de investimento	346660,98			€/ano	

			Unidades
Pressão entrada 1ª membrana	35	bar	
Área 1ª Membrana	118	m²	
Área 2ª Membrana	1804	m²	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	61,7	0,8	6,48
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	2,13	m²	28,17

		Unidades
Membranas	171752,74	€
Compressores	253200,78	€
Permutadores	639,39	€
Custo Capital Total (CAPEX)	425592,91	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos de operação (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	49989,98	€/ano

		Unidades
Eletricidade	51809,20	€/ano
Água de arrefecimento	225353,72	€/ano
Manutenção de material	21279,65	€/ano
Troca de 2 membranas	12881,46	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	311324,02	€/ano
Custo Anual de investimento	361314,01	€/ano

Configuração D

Custo Compressor Instalado	$8650 \times 0,83 \times (\text{HP/n})^{0.82}$	€
Custo Permutador de Calor	300	€/m ²
Custo de Manutenção de Material	$0,05 \times \text{CAPEX}$	€
Custo de Troca de Membrana (5\$/ft ²)	44,67	€/m ²

Eletricidade	0,105	€/kW.h
Água de arrefecimento (rede pública)	2,50	€/m ³
Número de horas de trabalho anuais	8000	h
Dias de trabalho	333	dias
Vida útil da membrana	5	anos

- Número de estágios de acordo com a pressão

Final Pressure / Inlet pressure	Number of stages
<4	1
4 a 16	2
16 a 64	3
64 a 256	4

Tabela B.3.7 – Resumo dados obtidos, Configuração D

Pressão (bar)	15	20	25	30	35
Área 1ª Membrana (m ²)	1143	744	548	431	363
Área 2ª Membrana (m ²)	437	437	437	437	437
CAPEX (€)	328977	296029	285469	281046	280649
OPEX (€/ano)	191032	190912	204226	205400	205742
Custo Anual de Investimento (€/ano)	229673	225684	237757	238660	238707

				Unidades	
Pressão entrada 1ª membrana	15	bar			
Área 1ª Membrana	1143	m ²			
Área 2ª Membrana	437	m ²			
Compressores	Potência (kW)	η	Eletricidade €/h		
COMP1	27,3	0,8	2,86		
COMP2	10,2	0,8	1,07		
Permutadores	Área		Água €/h		
Cooler1	0,83	m ²	12,06		
Cooler2	0,36	m ²	4,51		
Membranas	141179,54			€	
Compressores	187442,09			€	
Permutadores	355,47			€	
Custo Capital Total (CAPEX)	328977,10			€	
Annual discount rate (%)	0,1				
Anos (n)	20			anos	
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	38641,53			€/ano	
				Unidades	
Eletricidade	31456,27			€/ano	
Água de arrefecimento	132538,60			€/ano	
Manutenção de material	16448,85			€/ano	
Troca de 2 membranas	10588,47			€/ano	
Custo Operacional (OPEX)	191032,19			€/ano	
Custo Anual de investimento	229673,72			€/ano	

				Unidades	
Pressão entrada 1ª membrana	20	bar			
Área 1ª Membrana	744	m²			
Área 2ª Membrana	437	m²			
Compressores	Potência (kW)	η	Eletricidade €/h		
COMP1	28,4	0,8	2,98		
COMP2	9,8	0,8	1,026		
Permutadores	Área		Água €/h		
Cooler1	1,10	m²	12,68		
Cooler2	0,36	m²	4,34		

		Unidades	
Membranas	105553,69	€	
Compressores	190039,12	€	
Permutadores	436,49	€	
Custo Capital Total (CAPEX)	296029,30	€	
Annual discount rate (%)	0,1		
Anos (n)	20	anos	
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	34771,49	€/ano	
		Unidades	
Eletricidade	32084,96	€/ano	
Água de arrefecimento	136109,88	€/ano	
Manutenção de material	14801,47	€/ano	
Troca de 2 membranas	7916,53	€/ano	
Custo Operacional (OPEX)	394103,70	€/ano	
Custo Anual de investimento	225684,32	€/ano	

				Unidades	
Pressão entrada 1ª membrana	25	bar			
Área 1ª Membrana	548	m²			
Área 2ª Membrana	437	m²			
Compressores	Potência (kW)	η	Eletricidade €/h		
COMP1	30,5	0,8	3,20		
COMP2	9,6	0,8	1,00		
Permutadores	Área		Água €/h		
Cooler1	1,12	m²	13,69		
Cooler2	0,34	m²	4,25		

		Unidades	
Membranas	87990,34	€	
Compressores	197041,70	€	
Permutadores	437,65	€	
Custo Capital Total (CAPEX)	285469,69	€	
Annual discount rate (%)	0,1		
Anos (n)	20	anos	
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	33531,16	€/ano	
		Unidades	
Eletricidade	33652,10	€/ano	
Água de arrefecimento	149701,54	€/ano	
Manutenção de material	14273,48	€/ano	
Troca de 2 membranas	6599,28	€/ano	
Custo Operacional (OPEX)	204226,40	€/ano	
Custo Anual de investimento	237757,57	€/ano	

						Unidades
Pressão entrada 1ª membrana	30	bar				
Área 1ª Membrana	431	m²				
Área 2ª Membrana	437	m²				
Compressores	Potência (kW)	η	Eletricidade €/h			
COMP1	32,2	0,8	3,38			
COMP2	9,4	0,8	0,99			
Permutadores	Área		Água €/h			
Cooler1	1,14	m²	14,56			
Cooler2	0,34	m²	4,19			

Membranas	77608,18	€
Compressores	202995,07	€
Permutadores	442,77	€
Custo Capital Total (CAPEX)	281046,02	€
Annual discount rate (%)	0,1	
Anos (n)	20	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	33011,56	€/ano

		Unidades
Eletricidade	35371,91	€/ano
Água de arrefecimento	150049,43	€/ano
Manutenção de material	14158,20	€/ano
Troca de 2 membranas	5820,61	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	205400,16	€/ano

Custo Anual de investimento	238660,50	€/ano
-----------------------------	-----------	-------

				Unidades	
Pressão entrada 1ª membrana	35	bar			
Área 1ª Membrana	363	m²			
Área 2ª Membrana	435	m²			
Compressores	Potência (kW)	η	Eletricidade €/h		
COMP1	33,8	0,8	3,55		
COMP2	9,4	0,8	0,99		
Permutadores	Área		Água €/h		
Cooler1	1,17	m²	14,56		
Cooler2	0,33	m²	4,19		

		Unidades	
Membranas	71300,74	€	
Compressores	208899,24	€	
Permutadores	449,48	€	
Custo Capital Total (CAPEX)	280649,46	€	
Annual discount rate (%)	0,1		
Anos (n)	20	anos	
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	32964,98	€/ano	

		Unidades	
Eletricidade	36313,44	€/ano	
Água de arrefecimento	150049,43	€/ano	
Manutenção de material	14032,47	€/ano	
Troca de 2 membranas	5347,56	€/ano	
Custo Operacional (OPEX)	205742,90	€/ano	

Custo Anual de investimento	375961,81	€/ano
-----------------------------	-----------	-------

Permutadores

As tabelas que se seguem representam os cálculos das áreas totais dos permutadores de calor a partir das fórmulas supramencionadas na dissertação. Os caudais de água, temperaturas e pressão de cada foram fornecidos pelo software Aspen Plus®. Para todos os cálculos: $\Delta T = 5 \text{ K}$, $C_p \text{ água} = 1 \text{ kcal/kgK}$ e $U = 730,868 \text{ kcal/hm}^2\text{K}$.

Configuração C

15 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	162,51	3,88	4,85	39,98	24267,51	0,83	12,49	10,36
2	164,13	15	5,00	40,33	24990,88	0,85	12,02	9,98
Área total						1,68	Custo total (€/h)	20,3

20 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	124,99	2,74	2,93	31,71	14637,04	0,63	8,78	7,29
2	125,20	7,40	2,97	31,76	14845,25	0,64	8,91	7,39
3	125,62	20	3,08	31,85	15421,57	0,66	9,25	7,68
Área total						1,93	Custo total (€/h)	22,36

25 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	132,95	2,95	3,12	33,51	15584,75	0,64	9,35	7,76
2	133,15	8,59	3,17	33,56	15835,86	0,65	9,50	7,89
3	133,72	25	3,32	33,68	16623,40	0,68	9,97	8,28
Área total						1,96	Custo total (€/h)	23,93

30 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	139,51	3,13	3,41	34,97	17055,81	0,67	10,23	8,49
2	139,74	9,70	3,47	35,02	17366,52	0,68	10,42	8,65
3	140,44	30	3,68	35,18	18418,97	0,72	11,05	9,17
Área total						2,06	Custo total (€/h)	26,31

35 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	145,19	3,30	3,64	36,23	18180,34	0,69	10,91	9,05
2	145,33	10,75	3,71	36,26	18528,15	0,70	11,12	9,23
3	146,17	35	3,97	36,44	19856,20	0,75	11,91	9,89
Área total						2,13	Custo total (€/h)	28,17

Configuração D

15 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	162,36	3,90	2,38	39,95	11910,34	0,41	7,15	5,93
2	163,44	15	2,46	40,18	12300,96	0,42	7,38	6,13
Área total						0,83	Custo total (€/h)	12,06

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	137,69	3,24	0,89	34,57	4472,76	0,18	2,68	2,23
2	138,00	10	0,92	34,64	4583,66	0,18	2,75	2,28
Área total						0,3581	Custo total (€/h)	4,51

20 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	124,62	2,74	1,66	31,62	8281,15	0,36	4,97	4,12
2	125,27	7,40	1,69	31,77	8432,36	0,36	5,06	4,20
3	125,67	20	1,75	31,87	8738,81	0,38	5,24	4,35
Área total						1,10	Custo total (€/h)	12,68

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	137,58	3,24	0,86	34,55	4301,27	0,18	2,58	2,14
2	137,91	10	0,88	34,62	4410,54	0,18	2,65	2,20
						Área total	0,36	Custo total (€/h)
								4,34

25 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	132,53	2,95	1,78	33,42	8904,60	0,36	5,34	4,43
2	133,18	8,59	1,82	33,56	9081,55	0,37	5,45	4,52
3	133,73	25	1,90	33,68	9506,01	0,39	5,70	4,73
						Área total	1,12	Custo total (€/h)
								13,69

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	137,53	3,24	0,84	34,53	4213,86	0,17	2,53	2,10
2	137,86	10	0,86	34,61	4322,13	0,17	2,59	2,15
						Área total	0,34	Custo total (€/h)
								5,12

30 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	139,02	3,13	1,89	34,87	9427,03	0,37	5,66	4,69
2	139,69	9,70	1,93	35,01	9630,67	0,38	5,78	4,80
3	140,38	30	2,04	35,17	10182,42	0,40	6,11	5,07
						Área total	1,14	Custo total (€/h)
								14,56

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	137,49	3,24	0,83	34,53	4157,60	0,16	2,49	2,07
2	137,83	10	0,85	34,60	4265,30	0,17	2,56	2,12
Área total						0,33	Custo total (€/h)	4,19

35 bar:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	144,52	3,30	1,98	36,08	9906,87	0,38	5,95	4,94
2	145,23	10,75	2,03	36,24	10139,66	0,38	6,09	5,06
3	146,06	35	2,17	36,42	10828,42	0,41	6,51	5,40
Área total						1,17	Custo total (€/h)	15,40

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m ²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	137,49	3,24	0,83	34,52	4150,38	0,16	2,50	2,07
2	137,82	10	0,85	34,60	4258,01	0,17	2,56	2,13
Área total						0,33	Custo total (€/h)	4,20

ANEXO C

Lavagem com Água

C.1 – Análise Económica

Custo Compressor Instalado	$8650 \times 0,83 \times (HP/n)^{0.82}$	€
Custo Permutador de Calor	300	€/m ²
Custo Bombas	$5,040 \times HP^{(0,69)} \times 0,83$	€
Custo Câmara Flash - SS	$1400 \times 0,83$	€/ton
Manutenção Anual Torre	$0,015 \times CAPEX \text{ Torre}$	€/ano

Eletricidade	0,105	€/kW.h
Água de arrefecimento (rede pública)	2,50	€/m ³
Número de horas de trabalho anuais	8000	h
Dias de trabalho	333	dias

- Número de estágios de acordo com a pressão,
Adaptado de (Seider et al., 2016)

Final Pressure / Inlet pressure	Number of stages
<4	1
4 a 16	2
16 a 64	3
64 a 256	4

- Fator de Custo CF, Adaptado de: (Sorrels, 2021)

Material	CF
304 Stainless Steel	1.10 – 1.75
Polypropylene:	0.80 – 1.10
Polyvinylchloride:	0.50 – 0.90

- As tabelas que se seguem representam a análise económica (CAPEX + OPEX) realizada para cada configuração, sendo que os valores apresentados de diâmetro, altura, potência, custos de eletricidade, água e água de arrefecimento foram calculados com auxílio do software Aspen Plus.

CONFIGURAÇÃO 1

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	5	
Diâmetro	0,37	m
Diâmetro	1,20	ft
Altura	2,43	m
Altura	7,96	ft
Área Superficial	32,36	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	4223,56	\$
Custo da Torre - 2021	8566,44	\$
Custo da Torre	7110,15	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	512,63	€
CAPEX_{Torre}	7622,78	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	5	
Diâmetro	0,40	m
Diâmetro	1,31	ft
Altura	2,43	m
Altura	7,96	ft
Área Superficial	35,49	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	4632,63	\$
Custo da Torre - 2021	9396,16	\$
Custo da Torre	7798,81	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	609,01	€
CAPEX_{Torre}	8407,83	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	5		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	5		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,79	0,8	0,61
COMP3	16,92	0,8	1,78
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,62	m ²	7,19
Câmara Flash	5500,00	LBS	€
Câmara Flash	2,49	ton	2898,91
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	9,20	19349,29	0,72
Bomba2	15,00	27098,87	1,17
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	28,47	m ³ /h	227752,26
Caudal de água recirculado	27,79	m ³ /h	222286,21
Caudal de <i>fresh water</i>	0,68	m ³ /h	5466,05
Caudal de Ar	9,68	kmol/h	

ABSORVER	7622,78	€
STRIPPER	8407,83	€
Flash	2898,91	€
Bombas	46448,16	€
Compressores	215686,68	€
Permutadores	550,64	€
Custo Capital Total (CAPEX)	263190,64	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	30914,27	€/ano

		Unidades
Eletricidade	45712,29	€/ano
Água de arrefecimento	126013,55	€/ano
Água	13665,14	€/ano
Manutenção das torres	240,46	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	185631,44	€/ano
Custo Anual de investimento	216545,71	€/ano

CONFIGURAÇÃO 2

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	6	
Diâmetro	0,34	m
Diâmetro	1,12	ft
Altura	2,91	m
Altura	9,55	ft
Área Superficial	35,53	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	4637,50	\$
Custo da Torre - 2021	9406,02	\$
Custo da Torre	7807,00	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	531,74	€
CAPEX_{Torre}	8338,74	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	4	
Diâmetro	0,38	m
Diâmetro	1,23	ft
Altura	1,94	m
Altura	6,36	ft
Área Superficial	26,98	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	3522,20	\$
Custo da Torre - 2021	7143,91	\$
Custo da Torre	5929,45	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	428,71	€
CAPEX_{Torre}	6358,16	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	6		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	4		
			Unidades
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,75	0,8	0,61
COMP3	16,81	0,8	1,77
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,61	m ²	7,26
Câmara Flash	6100,00	LBS	€
Câmara Flash	2,77	ton	3215,15
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	8,05	17636,70	0,63
Bomba2	13,11	24693,66	1,03
			m ³ /ano
Caudal de água de entrada no sistema	23,91	m ³ /h	191249,30
Caudal de água recirculado	23,33	m ³ /h	186659,32
Caudal de <i>fresh water</i>	0,57	m ³ /h	4589,98
Caudal de Ar	9,81	kmol/h	

ABSORVER	8338,74	€
STRIPPER	6358,16	€
Flash	3215,15	€
Bombas	42330,35	€
Compressores	196822,96	€
Permutadores	478,17	€
Custo Capital Total (CAPEX)	257543,53	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	32301,69	€/ano

		Unidades
Eletricidade	29590,33	€/ano
Água de arrefecimento	126570,24	€/ano
Água	11474,96	€/ano
Manutenção das torres	220,45	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	167855,98	€/ano
Custo Anual de investimento	198106,95	€/ano

CONFIGURAÇÃO 3

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	7	
Diâmetro	0,33	m
Diâmetro	1,08	ft
Altura	3,40	m
Altura	11,14	ft
Área Superficial	39,79	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	5193,05	\$
Custo da Torre - 2021	10532,83	\$
Custo da Torre	8742,25	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	582,40	€
CAPEX_{Torre}	9324,65	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	4	
Diâmetro	0,36	m
Diâmetro	1,18	ft
Altura	1,94	m
Altura	6,36	ft
Área Superficial	25,78	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	3364,37	\$
Custo da Torre - 2021	6823,80	\$
Custo da Torre	5663,75	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	394,02	€
CAPEX_{Torre}	6057,77	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	7		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	4		
			Unidades
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,71	0,8	0,61
COMP3	15,31	0,8	1,61
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,78	m ²	6,61
Câmara Flash	6000,00	LBS	€
Câmara Flash	2,72	ton	3162,45
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	5,63	13783,45	0,59
Bomba2	9,17	19295,91	0,96
			m ³ /ano
Caudal de água de entrada no sistema	21,97	m ³ /h	175762,29
Caudal de água recirculado	21,44	m ³ /h	171544,00
Caudal de <i>fresh water</i>	0,53	m ³ /h	4218,30
Caudal de Ar	8,93	kmol/h	

ABSORVER	9324,65	€
STRIPPER	6057,77	€
Flash	3162,45	€
Bombas	33079,36	€
Compressores	207602,68	€
Permutadores	528,26	€
Custo Capital Total (CAPEX)	242527,22	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	28487,16	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28769,35	€/ano
Água de arrefecimento	121378,45	€/ano
Água	10545,74	€/ano
Manutenção das torres	230,74	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	160924,27	€/ano
Custo Anual de investimento	189411,43	€/ano

CONFIGURAÇÃO 4

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	8	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,06	ft
Altura	3,88	m
Altura	12,73	ft
Área Superficial	44,21	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	5770,74	\$
Custo da Torre - 2021	11704,53	\$
Custo da Torre	9714,76	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	637,75	€
CAPEX_{Torre}	10352,51	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	4	
Diâmetro	0,35	m
Diâmetro	1,15	ft
Altura	1,94	m
Altura	6,36	ft
Área Superficial	24,98	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	3261,00	\$
Custo da Torre - 2021	6614,13	\$
Custo da Torre	5489,73	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	371,97	€
CAPEX_{Torre}	5861,69	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	8		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	4		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,68	0,8	0,59
COMP3	14,36	0,8	1,51
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,52	m ²	6,20
Câmara Flash	6000,00	LBS	€
Câmara Flash	2,72	ton	3162,45
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	5,39	13379,20	0,57
Bomba2	8,78	18727,82	0,92
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	20,74	m ³ /h	165911,23
Caudal de água recirculado	20,24	m ³ /h	161929,36
Caudal de <i>fresh water</i>	0,50	m ³ /h	3981,87
Caudal de Ar	8,38	kmol/h	

ABSORVER	10352,51	€
STRIPPER	5861,69	€
Flash	3162,45	€
Bombas	32107,02	€
Compressores	202988,21	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	238117,98	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	27969,25	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28163,27	€/ano
Água de arrefecimento	118092,20	€/ano
Água	9954,67	€/ano
Manutenção das torres	243,21	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	156453,36	€/ano
Custo Anual de investimento	184422,61	€/ano

CONFIGURAÇÃO 5

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	8	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,06	ft
Altura	3,88	m
Altura	12,73	ft
Área Superficial	44,21	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	5770,74	\$
Custo da Torre - 2021	11704,53	\$
Custo da Torre	9714,76	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	637,75	€
CAPEX_{Torre}	10352,51	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	8	
Diâmetro	0,33	m
Diâmetro	1,09	ft
Altura	3,88	m
Altura	12,73	ft
Área Superficial	45,52	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	5941,73	\$
Custo da Torre - 2021	12051,34	\$
Custo da Torre	10002,61	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	674,57	€
CAPEX_{Torre}	10677,18	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	8		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	8		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,67	0,8	0,59
COMP3	8,71	0,8	0,91
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,32	m ²	3,76
Câmara Flash	6000,00	LBS	€
Câmara Flash	2,72	ton	3162,45
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	5,33	13266,98	0,57
Bomba2	8,78	18727,82	0,92
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	20,74	m ³ /h	165911,23
Caudal de água recirculado	20,24	m ³ /h	161929,36
Caudal de <i>fresh water</i>	0,50	m ³ /h	3981,87
Caudal de Ar	5,08	kmol/h	

ABSORVER	10352,51	€
STRIPPER	10677,18	€
Flash	3162,45	€
Bombas	31994,81	€
Compressores	177206,23	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	216977,61	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	25486,11	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28163,27	€/ano
Água de arrefecimento	98576,26	€/ano
Água	9954,67	€/ano
Manutenção das torres	315,45	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	137009,65	€/ano
Custo Anual de investimento	162495,76	€/ano

CONFIGURAÇÃO 6

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	9	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,05	ft
Altura	4,37	m
Altura	14,32	ft
Área Superficial	48,76	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	6364,65	\$
Custo da Torre - 2021	12909,12	\$
Custo da Torre	10714,57	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	696,48	€
CAPEX_{Torre}	11411,05	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	9	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,07	ft
Altura	4,37	m
Altura	14,32	ft
Área Superficial	49,74	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	6492,54	\$
Custo da Torre - 2021	13168,52	\$
Custo da Torre	10929,87	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	723,77	€
CAPEX_{Torre}	11653,64	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	9		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	9		
			Unidades
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,66	0,8	0,59
COMP3	7,88	0,8	0,83
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,29	m ²	3,40
Câmara Flash	6000,00	LBS	€
Câmara Flash	2,72	ton	3162,45
		HP	€
Bomba1	5,23	13105,76	0,66
Bomba2	8,52	18343,40	0,89
			m ³ /ano
Caudal de água de entrada no sistema	19,92	m ³ /h	159354,80
Caudal de água recirculado	19,44	m ³ /h	155530,29
Caudal de <i>fresh water</i>	0,48	m ³ /h	3824,52
Caudal de Ar	4,59	kmol/h	

ABSORVER	11411,05	€
STRIPPER	11653,64	€
Flash	3162,45	€
Bombas	31449,16	€
Compressores	172797,73	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	214393,29	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	25182,56	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28711,74	€/ano
Água de arrefecimento	95707,78	€/ano
Água	9561,29	€/ano
Manutenção das torres	345,97	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	134326,78	€/ano
Custo Anual de investimento	159509,33	€/ano

CONFIGURAÇÃO 7

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	10	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,03	ft
Altura	4,85	m
Altura	15,91	ft
Área Superficial	53,41	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	6970,89	\$
Custo da Torre - 2021	14138,74	\$
Custo da Torre	11735,15	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	757,77	€
CAPEX_{Torre}	12492,92	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	10	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,05	ft
Altura	4,85	m
Altura	15,91	ft
Área Superficial	54,12	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	7063,86	\$
Custo da Torre - 2021	14327,30	\$
Custo da Torre	11891,66	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	777,48	€
CAPEX_{Torre}	12669,14	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	10		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	10		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,65	0,8	0,59
COMP3	7,31	0,8	0,77
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,27	m ²	3,15
Câmara Flash	4800,00	LBS	€
Câmara Flash	2,18	ton	2529,96
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	5,12	12915,42	0,65
Bomba2	8,34	18076,00	0,88
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	19,36	m ³ /h	154846,74
Caudal de água recirculado	18,89	m ³ /h	151130,41
Caudal de <i>fresh water</i>	0,46	m ³ /h	3716,32
Caudal de Ar	4,26	kmol/h	

ABSORVER	12492,92	€
STRIPPER	12669,14	€
Flash	2529,96	€
Bombas	30991,42	€
Compressores	172797,73	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	212597,62	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	24971,64	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28449,93	€/ano
Água de arrefecimento	93740,20	€/ano
Água	9290,80	€/ano
Manutenção das torres	377,43	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	131858,37	€/ano
Custo Anual de investimento	156830,01	€/ano

CONFIGURAÇÃO 8

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	11	
Diâmetro	0,31	m
Diâmetro	1,03	ft
Altura	5,34	m
Altura	17,50	ft
Área Superficial	58,14	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	7588,81	\$
Custo da Torre - 2021	15392,03	\$
Custo da Torre	12775,38	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	821,46	€
CAPEX_{Torre}	13596,84	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	11	
Diâmetro	0,32	m
Diâmetro	1,04	ft
Altura	5,34	m
Altura	17,50	ft
Área Superficial	58,63	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	7653,19	\$
Custo da Torre - 2021	15522,61	\$
Custo da Torre	12883,77	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	835,06	€
CAPEX_{Torre}	13718,83	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	11		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	11		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,63	0,8	0,58
COMP3	7,31	0,8	0,77
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,25	m ²	2,98
Câmara Flash	4600,00	LBS	€
Câmara Flash	2,09	ton	2424,54
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	5,05	12784,91	0,64
Bomba2	8,22	17892,63	0,86
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	18,97	m ³ /h	151780,57
Caudal de água recirculado	18,52	m ³ /h	148137,84
Caudal de <i>fresh water</i>	0,46	m ³ /h	3642,73
Caudal de Ar	4,03	kmol/h	

ABSORVER	13596,84	€
STRIPPER	13718,83	€
Flash	2424,54	€
Bombas	30677,54	€
Compressores	172797,73	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	214224,21	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	25162,69	€/ano

		Unidades
Eletricidade	28111,41	€/ano
Água de arrefecimento	92345,81	€/ano
Água	9106,83	€/ano
Manutenção das torres	409,74	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	129973,79	€/ano
Custo Anual de investimento	155136,49	€/ano

CONFIGURAÇÃO 9

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	12	
Diâmetro	0,31	m
Diâmetro	1,02	ft
Altura	5,82	m
Altura	19,09	ft
Área Superficial	62,95	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	8216,13	\$
Custo da Torre - 2021	16664,40	\$
Custo da Torre	13831,45	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	887,08	€
CAPEX_{Torre}	14718,54	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	12	
Diâmetro	0,31	m
Diâmetro	1,03	ft
Altura	5,82	m
Altura	19,09	ft
Área Superficial	63,26	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	8257,06	\$
Custo da Torre - 2021	16747,42	\$
Custo da Torre	13900,36	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	895,72	€
CAPEX_{Torre}	14796,08	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	12		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	12		
		Unidades	
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,62	0,8	0,58
COMP3	6,61	0,8	0,69
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m ²	5,95
Cooler2	0,36	m ²	2,61
Cooler3	0,24	m ²	2,85
Câmara Flash	4600,00	LBS	€
Câmara Flash	2,09	ton	2424,54
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	4,90	12524,02	0,63
Bomba2	8,13	17766,31	0,85
		m ³ /ano	
Caudal de água de entrada no sistema	18,71	m ³ /h	149680,36
Caudal de água recirculado	18,26	m ³ /h	146088,03
Caudal de <i>fresh water</i>	0,45	m ³ /h	3592,33
Caudal de Ar	3,86	kmol/h	

ABSORVER	14718,54	€
STRIPPER	14796,08	€
Flash	2424,54	€
Bombas	30290,33	€
Compressores	172797,73	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	212562,04	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	24967,46	€/ano

		Unidades
Eletricidade	27990,20	€/ano
Água de arrefecimento	91336,39	€/ano
Água	8980,82	€/ano
Manutenção das torres	442,72	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	128750,13	€/ano
Custo Anual de investimento	153717,59	€/ano

CONFIGURAÇÃO 10

ABSORVER		
Nº de Pratos Teóricos	13	
Diâmetro	0,31	m
Diâmetro	1,02	ft
Altura	6,31	m
Altura	20,69	ft
Área Superficial	67,81	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	8851,37	\$
Custo da Torre - 2021	17952,83	\$
Custo da Torre	14900,85	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	954,35	€
CAPEX_{Torre}	15855,19	€

STRIPPER		
Nº de Pratos Teóricos	13	
Diâmetro	0,31	m
Diâmetro	1,02	ft
Altura	6,31	m
Altura	20,69	ft
Área Superficial	67,97	ft
CF	1,14	
Custo da Torre - 1991	8871,72	\$
Custo da Torre - 2021	17994,10	\$
Custo da Torre	14935,10	€
FLEXIPAC-2Y	2000,00	€/m ³
FLEXIPAC-2Y	958,63	€
CAPEX_{Torre}	15893,74	€

Nº Pratos Teóricos ABSORVER	13		
Nº Pratos Teóricos STRIPPER	13		
			Unidades
Compressores	HP (kW)	η	Eletricidade €/h
COMP1	13,64	0,8	1,43
COMP2	5,6	0,8	0,58
COMP3	6,57	0,8	0,69
Permutadores	Área		Água €/h
Cooler1	0,62	m²	5,95
Cooler2	0,36	m²	2,61
Cooler3	0,23	m²	2,85
Câmara Flash	4600,00	LBS	€
Câmara Flash	2,09	ton	2424,54
	HP	€	Eletricidade €/h
Bomba1	4,88	12524,02	0,63
Bomba2	8,10	17766,31	0,85
			m³/ano
Caudal de água de entrada no sistema	18,53	m³/h	149680,36
Caudal de água recirculado	18,08	m³/h	146088,03
Caudal de <i>fresh water</i>	0,44	m³/h	3592,33
Caudal de Ar	3,73	kmol/h	

ABSORVER	15855,19	€
STRIPPPER	15893,74	€
Flash	2424,54	€
Bombas	30204,63	€
Compressores	172797,73	€
Permutadores	186,42	€
Custo Capital Total (CAPEX)	214012,46	€
Annual discount rate (%)	0,10	
Anos (n)	20,00	anos
Capex/(1-(1+i)^(-n))/i	25137,82	€/ano

		Unidades
Eletricidade	27680,94	€/ano
Água de arrefecimento	91149,08	€/ano
Água	8893,92	€/ano
Manutenção das torres	476,23	€/ano
Custo Operacional (OPEX)	128200,18	€/ano
Custo Anual de investimento	153338,00	€/ano

Permutadores

As tabelas que se seguem representam os cálculos das áreas totais dos permutadores de calor a partir das fórmulas supramencionadas na dissertação. Os caudais de água, temperaturas e pressão de cada foram fornecidos pelo software Aspen Plus®. Para todos os cálculos: $\Delta T = 5 \text{ K}$, $C_p \text{ água} = 1 \text{ kcal/kgK}$ e $U = 730,868 \text{ kcal/hm}^2\text{K}$.

Config_1:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
Atotal						0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
Atotal						0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	1,46	32,62	7320,61	0,31	4,35	3,61
2	131,16	5	1,47	32,62	7346,58	0,31	4,31	3,58
Atotal						0,62	Custo total (€/h)	7,19

Config_2:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
						Atotal	0,62	Custo total (€/h)
								5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
						Atotal	0,36	Custo total (€/h)
								2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	1,45	32,62	7273,89	0,31	4,36	3,62
2	131,16	5	1,46	32,62	7299,69	0,31	4,38	3,64
						Atotal	0,61	Custo total (€/h)
								7,26

Config_3:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
						Atotal	0,62	Custo total (€/h)
								5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
Atotal						0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	1,85	32,62	9260,67	0,39	3,97	3,30
2	131,16	5	1,86	32,62	9293,52	0,39	3,99	3,31
Atotal						0,78	Custo total (€/h)	6,61

Config_4:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
Atotal						0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
Atotal						0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
----	--	--	--	--	--	--	--	--

Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	1,24	32,62	6211,76	0,26	3,73	3,09
2	131,16	5	1,25	32,62	6233,80	0,26	3,74	3,10
					Atotal	0,52	Custo total (€/h)	6,20

Config_5:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
					Atotal	0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
					Atotal	0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,75	32,62	3766,81	0,16	2,26	1,88
2	131,16	5	0,76	32,62	3780,17	0,16	2,27	1,88
					Atotal	0,32	Custo total (€/h)	3,76

Config_6:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
						Atotal	0,62	Custo total (€/h)
								5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
						Atotal	0,36	Custo total (€/h)
								2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,68	32,62	3407,45	0,14	2,04	1,70
2	131,16	5	0,68	32,62	3419,53	0,14	2,05	1,70
						Atotal	0,29	Custo total (€/h)
								3,40

Config_7:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
						Atotal	0,62	Custo total (€/h)
								5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
					Atotal	0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,63	32,62	3160,95	0,13	1,90	1,57
2	131,16	5	0,63	32,62	3172,16	0,13	1,90	1,58
					Atotal	0,27	Custo total (€/h)	3,15

Config_8:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
					Atotal	0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
					Atotal	0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,60	32,62	2986,26	0,13	1,79	1,49
2	131,16	5	0,60	32,62	2996,85	0,13	1,80	1,49
Atotal						0,25	Custo total (€/h)	2,98

Config_9:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
Atotal						0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
Atotal						0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,57	32,62	2859,80	0,12	1,72	1,42
2	131,16	5	0,57	32,62	2869,95	0,12	1,72	1,43
Atotal						0,24	Custo total (€/h)	2,85

Config_10:

B1								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	104,21	2,25	1,19	26,28	5941,05	0,31	3,56	2,96
2	104,59	5	1,20	26,37	6015,11	0,31	3,61	3,00
Atotal						0,62	Custo total (€/h)	5,95

B2								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	93,76	10	1,05	19,85	5239,89	0,36	3,14	2,61
Atotal						0,36	Custo total (€/h)	2,61

B3								
Estágio	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Caudal água (ton/h)	DTML	Q (kcal/h)	A (m²)	Custo água (\$/h)	Custo água (€/h)
1	131,16	2,25	0,54	32,62	2709,80	0,11	1,70	1,41
2	131,16	5,00	0,54	32,62	2719,95	0,11	1,71	1,42
Atotal						0,23	Custo total (€/h)	2,83