



Análise Económica da Produção de Óleo a partir de Microalgas

MARIA JOÃO SANTOS DIAS DA MOTA E SILVA

Novembro de 2015

Análise Económica da Produção de Óleo a Partir de Microalgas

Maria João Santos Dias da Mota e Silva

Dissertação submetida para a obtenção do grau de Mestre em
Energias Sustentáveis

Instituto Superior de Engenharia do Porto
Departamento de Engenharia Mecânica

7 de novembro de 2015

Relatório da Unidade Curricular de Dissertação/Projeto/Estágio do 2º ano do Mestrado em
Energias Sustentáveis

Candidato: Maria João Santos Dias da Mota e Silva, Nº 1091312, 1091312@isep.ipp.pt

Orientação Científica: Luís Silva, lms@isep.ipp.pt

Coorientação Científica: Nídia Sá Caetano, nsc@isep.ipp.pt

Mestrado em Engenharia Energias Sustentáveis
Departamento de Engenharia Mecânica



7 de novembro de 2015

“As ideias, todos sabemos, não nascem na cabeça das pessoas. Começam num qualquer lado, são fumos soltos, tresvairados, rondando à procura de uma devida mente.”

Mia Couto

Agradecimentos

A concretização desta dissertação de mestrado contou com importantes apoios e incentivos sem os quais não se teria tornado uma realidade e aos quais estarei sempre grata.

Ao meu orientador, Doutor Luís Silva e à minha coorientadora Doutora Nídia Caetano pela oportunidade de desenvolver este trabalho, pela excelente orientação, pelo apoio prestado e pela constante disponibilidade.

Aos meus colegas de trabalho e amigos que sempre me apoiaram e ajudaram em tudo o que lhes era possível.

À minha família e ao meu namorado por me darem todo o carinho, toda a dedicação e todas as possibilidades para alcançar esta etapa e conseguir finalizá-la.

Resumo

Os biocombustíveis apresentam um interessante potencial de redução da dependência energética relativamente aos combustíveis fósseis. A produção de microalgas apresenta vários benefícios ambientais como sejam a utilização mais efetiva de terrenos, a captura de dióxido de carbono, a purificação de águas quando associada a um processo de tratamento de águas residuais e não provoca a disputa entre a produção de matéria-prima para alimentação e combustíveis. A cultura de microalgas para a produção de biodiesel tem recebido uma grande atenção nos últimos anos devido ao seu potencial. Neste trabalho pretende-se criar as etapas de processamento das microalgas em biodiesel onde são implementadas medidas de eficiência energética e aproveitamento de fontes poluidoras como o CO₂. Para isso, formulou-se um modelo no programa *Aspen Plus* para simulação do processo desde a produção, colheita até à extração de óleo das microalgas e posterior avaliação económica do mesmo. Concluiu-se que para o projeto fosse pago no tempo de vida útil seria preciso vender o óleo a 13 \$/kg. Aos preços atuais do óleo o projeto não é economicamente viável.

Palavras-Chave

Microalgas, Biodiesel, simulação *Aspen Plus*, *Chlorella Vulgaris*, Óleo.

Abstract

Biofuels today present an interesting potential for reducing energy dependence on fossil fuels. They offer several environmental benefits, such as effective land utilization, CO₂ sequestration, self-purification when coupled with waste-water treatment, and they also do not trigger opposition between food and fuel production. Microalgae cultivation for biodiesel production has received in the last years a lot of attention due to its potential. However, having all ‘theoretical’ advantages, a revision of the problems related with the energy balance is not being clearly addressed. This work aims to establish the steps of biodiesel production from microalgae where energy saving measures are implemented and taking advantage of polluting sources like CO₂. For this purpose, a model was developed in *Aspen Plus* software for process simulation of the culture, followed by harvest and ending in oil extraction from microalgae and subsequent economic assessment. It was concluded in this work that the breakeven of the project was accomplished selling the oil at 13€/kg. At the present oil prices this project is not economically viable.

Keywords

Microalgae, Biodiesel, *Aspen Plus* simulation, *Chlorella Vulgaris*, Oil.

Índice

AGRADECIMENTOS	II
RESUMO	III
ABSTRACT	V
ÍNDICE	IX
ÍNDICE DE FIGURAS	XI
ÍNDICE DE TABELAS	XIII
NOMENCLATURA	XV
1. INTRODUÇÃO	1
1.1. ENQUADRAMENTO E APRESENTAÇÃO DO PROJETO	1
1.2. CONTRIBUTOS DO TRABALHO	3
1.3. TAREFAS REALIZADAS	3
1.4. ORGANIZAÇÃO DO RELATÓRIO	3
2. ESTADO DE ARTE	5
2.1. ENQUADRAMENTO LEGAL	13
3. SIMULAÇÃO	15
3.1. COMPONENTES DA SIMULAÇÃO	15
3.2. RESUMO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÓLEO A PARTIR DA <i>CHLORELLA VULGARIS</i>	20
3.3. CARACTERÍSTICAS DE CORRENTES DE ENTRADA E DOS BLOCOS	23
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	28
5. AVALIAÇÃO ECONÓMICA	33
5.1. PRIMEIRO CENÁRIO	35
5.2. SEGUNDO CENÁRIO	39
6. CONCLUSÕES	45
REFERÊNCIAS DOCUMENTAIS	47
6.1. ANEXOS	51

Índice de Figuras

Figura 1 - Investimento adicional em formas renováveis de energia e poupança em energias convencionais.....	2
Figura 2 – Tecnologias de produção de biocombustíveis de terceira e quarta geração.....	6
Figura 3 - Processo de tratamento das microalgas	9
Figura 4 – Reação de transesterificação	12
Figura 5 – Diagrama de fluxo da simulação construído em <i>Aspen Plus</i>	19
Figura 6 - Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à Compressão...	20
Figura 7 – Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à Coluna de absorção “Absorver”	20
Figura 8 – Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à produção de algas e sua secagem.....	21
Figura 9 – Pormenor do diagrama de fluxo referente a extração do óleo e reciclagem do hexano	22
Figura 10 - Gráfico de custos totais do primeiro cenário	38
Figura 11 - Custos de matérias-primas	39
Figura 12 - Vendas dos produtos do primeiro cenário	39
Figura 13 - Custos totais do segundo cenário.....	43
Figura 14 - Custos matéria-prima segundo cenário.....	44
Figura 15 - Vendas dos produtos segundo cenário.....	44

Índice de Tabelas

Tabela 1 - Diferentes fontes de biomassa e eficiências fotossintéticas	7
Tabela 2 - Conteúdo e produção de Lípidos em diferentes microalgas.....	8
Tabela 3 - Técnicas para extração de lípidos de microalgas	9
Tabela 4 – Componentes selecionados para a simulação	16
Tabela 5 – Quadro resumo.....	17
Tabela 6 – Correntes de entrada	23
Tabela 7 – Blocos B1, B2, B3, B4.....	23
Tabela 8 – Bloco Q1, Q2, Q3, Q4	24
Tabela 9 – Bloco B10.....	24
Tabela 10 – Bloco Absorver.....	24
Tabela 11 – Bloco Fotobiorreator	24
Tabela 12 – Bloco Mix	25
Tabela 13 – Bloco Dryer	25
Tabela 14 – Bloco Purifoil	25
Tabela 15 – Bloco Extract	26
Tabela 16 – Bloco CT1.....	26
Tabela 17 – Bloco SLD2MXD	26
Tabela 18 – Preço das utilidades	27
Tabela 19 – Resultado das correntes de saída	28
Tabela 20 – Resultados do bloco Fotobiorreator.....	29
Tabela 21 – Resultados do bloco Absorver	30
Tabela 22 – Resultados do bloco Purifoil.....	31
Tabela 23 - Comparação do preço da biomassa produzida em fotobiorreator e Raceways	34

Tabela 24 – Preço das correntes de entrada e de saída.....	35
Tabela 25 - Excel <i>aspen plus economics</i>	36
Tabela 26 - Custo equipamentos	36
Tabela 27 – Custo utilidades	37
Tabela 28 – Custo matérias-primas	37
Tabela 29 – Venda dos produtos	38
Tabela 30 – Preço das correntes de entrada e de saída do segundo cenário	40
Tabela 31 - Custos e período de retorno relativos ao segundo cenário.....	41
Tabela 32 – Itens de caracterização do projeto	41
Tabela 33 – Custo de utilidades	42
Tabela 34 – Venda dos produtos	42

Nomenclatura

Abreviaturas

GEE's – Gases Efeito de Estufa

HTL – Liquefação Hidrotermal

MSC – Metanol Super Crítico

CO₂SC – Dióxido de Carbono Super Crítico

NRTL – *Non-Random-Two-Liquid*

1. Introdução

1.1. Enquadramento e apresentação do projeto

A sociedade em que vivemos é absolutamente energético-dependente. O problema não reside nessa dependência, mas sim no facto de esta depender do consumo constante de combustíveis de origem fóssil, que se tornaram na força motriz da geração de eletricidade de quase toda a indústria e, também, de todo o sistema de transportes global [1]. Assim, podemos assegurar que a nossa sociedade está assente numa dependência energética que não vamos conseguir satisfazer para sempre, muito menos de um ponto de vista sustentável [2]. A figura 1 demonstra que as poupanças obtidas em combustível devido à adoção de medidas de eficiência energética e fontes renováveis de energia compensam o investimento realizado nas mesmas. Se é possível a criação de biocombustível sem recurso a combustíveis fósseis para importação de matéria ou de uso de sementes destinadas a consumo humano ou animal é aconselhável um aprofundamento do objeto deste trabalho para futuramente esta via de produção de óleo ser uma mais-valia para a sustentabilidade e independência do país. O biodiesel produzido a partir de microalgas assenta nos três pilares da sustentabilidade, que são: social; ambiental e económico.

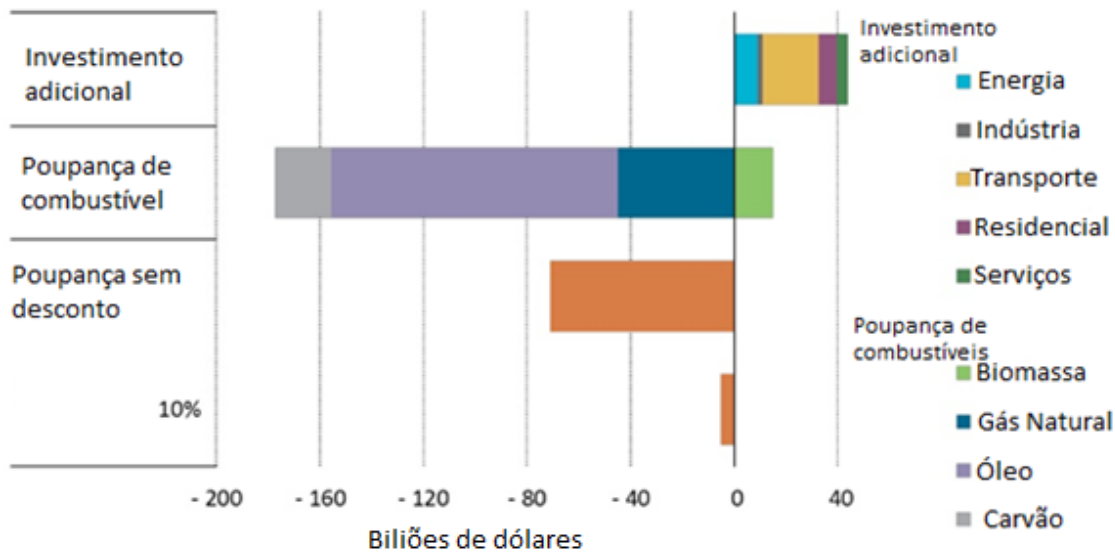


Figura 1 - Investimento adicional em formas renováveis de energia e poupança em energias convencionais [2]

Nas últimas décadas, os combustíveis fósseis têm-se tornado parte integrante do nosso quotidiano. A utilização de energia fóssil no sector dos transportes e na produção de eletricidade tem um papel importante na melhoria das condições de vida e na aceleração do avanço tecnológico. Porém, os combustíveis que utilizamos não são renováveis sendo o seu fornecimento limitado à duração das reservas existentes. A isto somam-se inúmeros problemas ambientais causados pela sua combustão, como por exemplo o aumento da concentração de gases de efeito de estufa (GEEs) na atmosfera e o contínuo aquecimento global [3], [4].

O consumo energético tem crescido em quase todo o mundo devido ao crescimento da industrialização e aumento populacional. Desta forma, a pesquisa por fontes de energia renováveis que suportem o aumento de procura tem surgido como o grande desafio. Fontes renováveis como hídrica, fotovoltaica, eólica, geotérmica e a biomassa terão sido usadas com sucesso por forma a limitar o uso dos combustíveis fósseis. Biocombustíveis como o biodiesel, bioetanol e o butanol terão um papel crucial num futuro próximo, propiciando uma maior diversidade das fontes energéticas [3] [4].

1.2. Contributos do trabalho

O objetivo principal deste projeto é a avaliação económica do biodiesel a partir das microalgas. Dada a complexidade inerente a este objetivo, sentiu-se a necessidade de o subdividir em múltiplas tarefas de realização mais simples, tais como:

- A reavaliação do processamento de extração de lípidos de microalgas;
- Criação de diagrama de fluxo do processo de fabrico do óleo recorrendo ao simulador *Aspen Plus*;
- O desenvolvimento de uma folha de cálculo para avaliação económica/*Aspen*;

1.3. Tarefas realizadas

A calendarização incluiu um conjunto de tarefas, como por exemplo: Estudo do processamento de microalgas; conhecimentos do biodiesel; conhecimentos e habilidade na utilização do programa *Aspen Plus*; realização da viabilidade económica e conclusões sobre os resultados. Entende-se por microalgas a investigação inicial feita para escolha de espécie e preparação do processo de tratamento seguindo-se o aperfeiçoamento de conhecimento do programa de simulação. A terceira fase é dedicada à análise da viabilidade económica do projeto e nas conclusões apresenta-se uma visão ambiental, social e económica sobre o assunto estudado.

1.4. Organização do relatório

No Capítulo 1 é apresentada uma introdução ao tema, os objetivos e as tarefas realizadas no mesmo. No capítulo seguinte, 2, fez-se uma pesquisa sobre o estado de arte, uma visão aprofundada do tema e de todos os trabalhos realizados. Segue-se o Capítulo 3, onde se apresenta a simulação desenvolvida no programa *Aspen Plus*. No Capítulo 4 faz-se a discussão dos resultados obtidos. De seguida o capítulo 5 é destinado à avaliação económica do processo do óleo. No último capítulo, o 6º, são reunidas as principais conclusões e perspetiva dos futuros desenvolvimentos.

2. Estado de Arte

O biodiesel é um combustível renovável e biodegradável, obtido habitualmente a partir da reação química de lipídios, óleos ou gorduras de origem animal ou vegetal, com um álcool na presença de um catalisador (transesterificação), podendo ser obtido também pelos processos de quebra de moléculas por aquecimento a altas temperaturas ou esterificação [5].

Dutta et al. [6] classificam a produção de biocombustíveis em primeira, segunda, terceira e quarta gerações. Sendo os de primeira geração biocombustíveis obtidos a partir de óleos provenientes de plantas oleaginosas (girassol, palma). Os biocombustíveis de primeira geração podem trazer alguns benefícios em termos de emissões de CO₂ e claramente contribuem para o aumento da segurança energética de cada país. Os biocombustíveis de segunda geração surgiram para fazer face a algumas das desvantagens dos biocombustíveis de primeira geração, isto porque usam matéria-prima não alimentar, que pode ser considerada como resíduo, ou proveniente de solos menos bons para a agricultura, não competindo assim com o setor alimentar. A matéria-prima destes combustíveis é por norma biomassa linho-celulósica. A terceira e quarta gerações consistem em biocombustível extraído de micro-organismos, sendo a quarta geração a melhor e mais recente técnica que permite a captura de CO₂ e produção de lípidos simultaneamente, como apresentado na Figura 2 [6]. Assim sendo, para que haja uma real melhoria no desempenho ambiental e económico, é

preferível que se usem novas alternativas mais eficientes fundamentadas tanto em matérias-primas renováveis, como no uso e desenvolvimento de novas tecnologias [7].

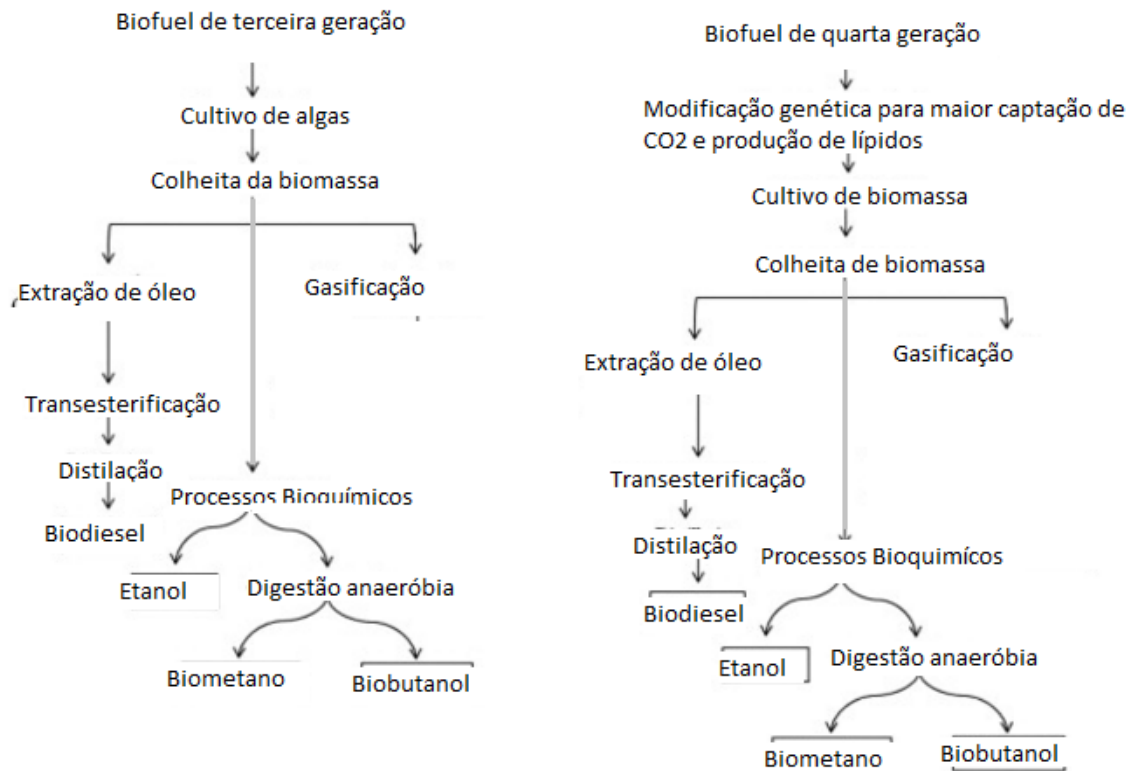


Figura 2 – Tecnologias de produção de biocombustíveis de terceira e quarta geração

As microalgas são dos microrganismos mais antigos do planeta, têm um rácio de crescimento elevado (que chega a ser 100 vezes superior ao das restantes plantas terrestres) podendo a quantidade de biomassa duplicar num período inferior a um dia. Algumas microalgas acumulam grandes quantidades de lípidos nas suas células o qual pode ser convertido em biodiesel. A produção de microalgas requer uma menor área de cultivo, o que se apresenta como uma melhor utilização efetiva dos terrenos. As microalgas têm ainda capacidade de fixar CO₂ atmosférico ou proveniente de gases de combustão. As microalgas são também uma matéria-prima possível para a produção de bioetanol pois algumas contêm hidratos de carbono que podem ser usados como fonte de carbono ou substrato para a fermentação. Baseando-se nas evidências anteriores, as microalgas têm-se posicionado com sucesso como uma das mais promissoras matérias-primas para a produção de biocombustíveis, abrindo uma nova dimensão na indústria das energias

renováveis [8]. A tabela 2 demonstra a elevada diferença de rendimento em biomassa a partir de microalgas, quando comparado com o das sementes de soja ou de girassol. Não tirando um alimento possível nem obrigando a um transporte em grande escala destas sementes.

Tabela 1 - Diferentes fontes de biomassa e eficiências fotossintéticas
(adaptado de Franco [9])

Fonte Biomassa	Produção primária (bep.ha⁻¹.ano⁻¹)	Eficiência fotossintética (%)
Soja	13 – 22	0,1 – 0,2
Girassol	8,7 – 16	0,1 – 0,2
Microalgas	390 – 700	4 – 7

A seleção da espécie de microalga apropriada é um fator crucial para o sucesso final de produção de biocombustíveis a partir de microalgas. A bibliografia aponta as seguintes características como as mais importantes para a seleção da espécie de microalga [10], [11]:

- Grande taxa de crescimento;
- Alto conteúdo lipídico;
- Nos sistemas de cultura fechados deve ser robusta, de forma a suportar situações de *stress* no interior dos fotobiorreatores;
- Em sistema aberto ser espécie dominante;
- Alta capacidade de reter CO₂;
- Baixo consumo de nutrientes;
- Ser tolerante a uma grande gama e variação de temperaturas resultantes dos ciclos diurnos e sazonais;
- Conseguir fornecer subprodutos valiosos;
- Apresentar características de auto-floculação.

Brennan e Owende [12] declaram que atualmente não é conhecida nenhuma espécie capaz de respeitar por completo todas as características anteriormente referidas. Os

fotobiorreatores são adequados para culturas de massa de algas devido à baixa acumulação de oxigénio dissolvido e à alta eficiência fotossintética alcançada, quando comparado com versões tubulares. Estes sistemas são mais apropriados para as espécies sensíveis e a configuração fechada faz com que o controlo da contaminação seja mais fácil [10]. Assim sendo, a microalga escolhida para simulação será *Chlorella vulgaris* que apresenta um conteúdo em lípidos mediano mas uma boa produção devido à rapidez de crescimento, é também a microalga que apresenta valores de maior captura de CO₂ e tem um baixo consumo de nutrientes [13].

Tabela 2 - Conteúdo e produção de Lípidos em diferentes microalgas
(adaptado de Caetano [5])

<i>Microalga</i>	Conteúdo Lípidos (%)	Produção Lípidos (mg.L ⁻¹ .d ⁻¹)
<i>Chlorella vulgaris</i>	5,0 – 58,0	11,2 – 40,0
<i>Skeletonema castatum</i>	13,5 – 51,3	17,4
<i>Dunaliella sp.</i>	17,5 – 67,0	33,5

Existe uma grande variedade de artigos e estudos sobre o cultivo de microalgas e o seu processo até extração de lípidos, com várias técnicas de colheita, secagem, rutura de células e extração. A Figura 3 representa o processo normalmente utilizado e a Tabela 3 algumas técnicas para a realização de cada fase.



Figura 3 - Processo de tratamento das microalgas

Tabela 3 - Técnicas para extração de Lípidos de microalgas [5]

Cultivo	Colheita	Secagem	Ruptura de células	Extração de Lípidos	
Aberto	Knuckey et al., 2006 Concentração através de floculação	Leach et al., 1998 Secagem por pulverização	Cravotto et al., Extração assistida com ultrasom e microondas	Extração co-solventes	Extração a altas temperaturas e pressão
Fechado	Poelman et al., 1997 Electro-Coagulação/floculação	Desmarioux and Decaen, 2005 Secagem por convecção	Mendes-Pinto et al., 2001 Autoclavagem	Bligh and Dyer, 1959 Chloroform/metanol/água	Cheung, 1999 Extração fluido supercritico
Contínuo	Heasman et al., 2000 Centrifugação	Cordero and Voltolina, 1997 Secagem em tambor, secagem em leite fluidizado, liofilização	Lee et al., 2010 Bead-beating	Hera and Rading, 1978 Hexano/isopropano	Denery et al., 2004 Extração fluido pressurizado
Lotes	Csordas and Wang, 2004 Espuma fracionamento	Nindo and Tang, 2007 Tecnologia de refração janela de desidratação	Pernet and Tremblay, 2003 Moagem células enquanto congeladas em nitrogênio líquido	Grima et al., 1994 Hexano/ 2 - propano/ chloroform	Eikani et al., 2007 Extração água subcritico
	Rossignol et al., 2000 Filtragem por membrana	Prakash et al., 1997 Auto-secagem de baixa pressão e secagem ao sol	Kleini and Middelberg, 1998 Homogeneização de alta pressão		
	Bosma et al., 2003 separação ultrasonica		You et al., 2011 Hidrólise enzimática		
	Levin et al., 1962 Flotação		Sommerfeld et al. 2010 electroparation or electropermeabilizatio		
	Benemann and Oswald, 1996 Centrifugação contínua trifásica		Benemann and Oswald, 1994 Centrifugação contínua trifásica Shepherel and Beilby, 1999 - Choque osmatico		

- Colheita da biomassa

A colheita da biomassa é um processo de duas fases. A primeira envolve coagulação no meio de cultura com adição de coagulantes, seguida da sedimentação ou flotação [14]. A água decantada proveniente do processo deve ser reencaminhada para o meio de cultura. A floculação tem como principal objetivo agregar as células para que se formem flocos. As microalgas possuem uma carga negativa que previne a natural agregação das células, permitindo a sua flutuabilidade e evitando a sua sedimentação. A adição de flocculantes tem como principal objetivo neutralizar essas cargas e favorecer o processo de sedimentação. Os flocculantes mais utilizados são, o sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$), cloreto de ferro ($FeCl_3$) e sulfato de ferro ($Fe_2(SO_4)_3$). Para além destes flocculantes inorgânicos existe a possibilidade de se utilizarem flocculantes naturais (bioflocculantes), como Moringa oleífera

(Acácia branca) ou quitosano, um polissacárido catiónico produzido a partir da quitina. Após a floculação, a biomassa pode ser recolhida por decantação ou flotação. A flotação é um processo de separação sólido-liquido bastante utilizado no tratamento de águas e é conseguido através da dispersão de microbolhas que arrastam consigo a biomassa até à superfície, onde é posteriormente recolhida com o auxílio de uma ponte raspadora. Este processo não dispensa a adição de flocculantes e requer maiores contribuições energéticas, quer na utilização de ar, quer na ponte raspadora. A flotação é mencionada como um processo possível para a recolha da biomassa, contudo, por requerer maiores custos que a floculação e decantação, não é muito utilizado.

- Secagem

Esta fase do processo tem como objetivo remover a humidade presente na biomassa algal. A eficiência deste processo está dependente do destino da biomassa. Se for utilizado o processo de liquefação hidrotermal (HTL), a concentração final de biomassa necessita de se encontrar no intervalo 5-20% [15], por outro lado se for utilizado o processo clássico de transesterificação a concentração necessita de se encontrar nos 90%. Para atingir as concentrações pretendidas, pode ser utilizada a filtração por vácuo, filtração por membrana, centrifugação, filtro de prensas ou leitos de secagem. Esta fase do processo requer mais energia que a fase da colheita, exceto para os leitos de secagem [10], [14]. A energia despendida no processo de espessamento/secagem pode ser reduzida quando não se utiliza o processo clássico de transesterificação. A transesterificação direta e a HTL são processos que não necessitam de uma elevada concentração de sólidos e por isso podem dispensar o processo de secagem, pois a biomassa necessita apenas de ser espessada até determinada concentração.

- Extração de Lípidos

Esta etapa do processo de produção tem como objetivo a extração do conteúdo lipídico das células. Visto esta etapa ter uma influência direta na eficiência final de produção, os estudos acerca da extração dos óleos de microalgas para a produção de biodiesel têm suscitado cada vez maior interesse. No entanto, ainda se verifica alguma dificuldade na extrapolação dos dados laboratoriais para instalações industriais [10], [16]. A presença de membrana celular nas microalgas torna extremamente difícil a extração dos lípidos do seu interior, e por isso, antes de ser feita a extração, a biomassa precisa de passar por um processo que provoque a lise celular [10]. Quando ocorre a destruição dos tecidos, o

conteúdo lipídico da célula é libertado, ficando livre para reagir com o solvente. Quanto maior for a eficiência do processo de lise celular, maior será a eficiência da extração, pois esta já não se encontra restrita pela permeabilidade da membrana celular. De entre as várias metodologias possíveis para a destruição das células, deve-se referir a utilização de micro-ondas, ultrassons e campos eletromagnéticos (*Pulse electric field*), de grande eficiência [16], [17].

Conforme a escolha do processo de extração, a biomassa algal necessita de se encontrar moderadamente seca. Se for utilizado o método clássico de extração por solvente orgânico exige-se que a biomassa passe por um processo de secagem intensivo (cerca de 90% de concentração de biomassa). Se for utilizada a extração por fluido supercrítico, não é necessário uma secagem intensiva da biomassa. Dessa forma, é possível dividir a extração do conteúdo lipídico em dois grandes grupos. A extração seca (mecânica ou por solvente) ou extração húmida (CO₂ supercrítico). A extração mecânica não foi abordada no presente trabalho pois a sua utilização encontra-se direcionada para a extração de lípidos de oleaginosas terrestres.

1. Extração por solventes orgânicos

Após o processo de lise celular e secagem é realizada a extração por solvente orgânico. Neste processo, o solvente é misturado com a biomassa algal, ligando-se com os lípidos e arrastando-os consigo. Posteriormente à mistura, é feita uma separação sólido-líquido, de forma a retirar a fração não lipídica (resíduos que podem ser utilizados para produção energética através de fermentação). Após esta separação, é feita a separação do solvente dos lípidos, recolha dos mesmos e aproveitamento do solvente. Podem ser utilizados vários tipos de solventes para a extração do óleo, sendo o hexano e o etanol os mais utilizados [10], [16], [18]. A escolha do solvente a utilizar deve ser influenciada pelo seu preço, alta seletividade e impactos que tem no meio ambiente.

2. Extração por CO₂ supercrítico

A extração por fluido supercrítico é uma tecnologia emergente que tem potencialidade para substituir a tradicional extração por solventes orgânicos. Diz-se que um fluido se encontra na região supercrítica quando a sua pressão e temperatura são superiores aos valores críticos, adquirindo propriedades físicas enquadradas entre os valores para os estados gasoso e líquido. Embora a utilização de CO₂ em condições supercríticas (CO₂SC) como solvente exija uma pressão crítica moderada (72,9 atm) terá elevados custos de

compressão. Possui uma temperatura crítica baixa (31,1 °C), o que possibilita a extração dos lípidos sem que haja degradação térmica dos mesmos [16].

- Métodos de conversão do óleo em Biodiesel

Após a extração do conteúdo lipídico, é necessária a sua conversão a biodiesel. O processo mais utilizado industrialmente é a transesterificação e segue-se à extração (húmida ou seca) dos lípidos. Este processo consiste na reação de um triacilglicerol (TAG) com um álcool na presença de um ácido ou base forte (o catalisador pode também ser enzimático), produzindo uma mistura de ésteres metílicos de ácidos gordos e glicerol (Figura 5). Podem ser usados vários tipos de álcool, mas o mais comum é o metanol principalmente pelo seu baixo custo. Contudo, uma das desvantagens da utilização de metanol prende-se no facto de este, normalmente, derivar de combustíveis fósseis. A utilização de bioetanol como substituto do metanol pode reduzir a dependência do processo das fontes fósseis. O catalisador normalmente é uma base que torna o processo mais rápido. O uso de ácido como catalisador torna a reação mais lenta, obrigando a um maior aquecimento da mistura reacional [9]. No geral este processo é uma sequência de três reações, onde mono e diacilgliceróis são formados como intermediários. Para uma reação estequiometricamente completa é necessária uma proporção molar 1:3 (TAG:álcool). Devido ao caráter reversível desta reação, o agente transesterificante (álcool) é adicionado em excesso. Desta forma será aumentado o rendimento da reação [19], [20].

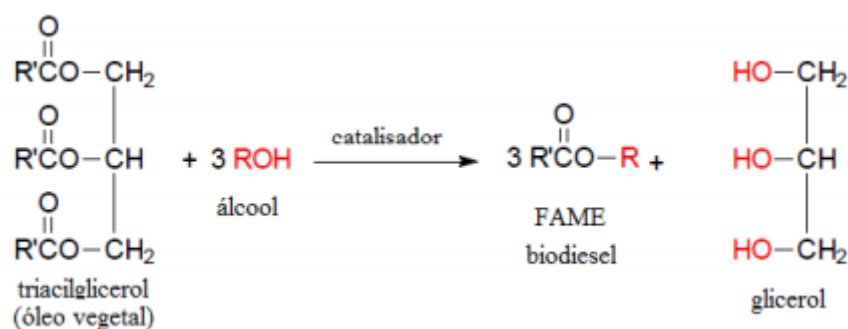


Figura 4 – Reação de transesterificação (Knothe 2001)

Para além do processo clássico de transesterificação, a conversão pode ser feita a partir de transesterificação direta ou *insitu*. Este processo é realizado através de metanol supercrítico (MSC) e à semelhança da extração por CO₂SC utiliza altas pressões e temperaturas. Neste

caso, para além se ser realizada a extração, é também realizada a transesterificação. Brentner et al. [21] declaram que a transesterificação direta através de MSC pode trazer vantagens. A sua aplicação é feita à biomassa húmida, e por isso é dispensado o processo de secagem sendo a extração lipídica feita simultaneamente com a reação química. O facto de este processo combinar as duas fases do processo traz claras vantagens na produção de biodiesel, nomeadamente na poupança de equipamentos. Este é também um processo mais seletivo e com menos produção de resíduos, quando comparado aos métodos convencionais. Porém, é referido pelos autores que esta tecnologia ainda não é utilizada a nível industrial, devido aos impactos energéticos relativamente elevados para se conseguir obter as elevadas pressões e temperaturas, de forma a atingir a zona supercrítica do metanol ($T_c=240\text{ °C}$; $P_c=80\text{ atm}$).

Relativamente ao simulador *Aspen Plus*, encontram-se muitos trabalhos na literatura que analisam o processo de fabrico de biocombustíveis a partir de óleos de diferentes fontes, como por exemplo óleo a partir de palha tratada [23] e diversas espécies de microalgas [17], [24], [26]. O presente trabalho aborda o problema a montante, até à extração de lípidos e na sua avaliação económica. *Aspen Plus* é um *software* de simulação de processos químicos, que pode ser utilizado na otimização das condições operatórias em indústrias bioquímicas. Desde a conceção, operação e otimização de segurança, o simulador é capaz de garantir instalações rentáveis e produtivas.

2.1. Enquadramento Legal

O Decreto-Lei n.º 62/2006, que transpõe para a ordem jurídica nacional a Diretiva n.º 2003/30/CE acima referida, veio estabelecer os mecanismos necessários para promover a colocação no mercado de quotas mínimas indicativas de biocombustíveis.

Muito recentemente, o Decreto-Lei n.º 117/2010, de 25 de Outubro, transpõe para a ordem jurídica nacional os artigos 17.º a 19.º e os anexos III e V da Diretiva 2009/28/CE, relativa à promoção da utilização de energia derivada de fontes renováveis, sendo este decreto-lei aplicável aos produtores de biocombustíveis e biolíquidos e aos comercializadores de combustíveis líquidos ou gasosos, utilizados nos transportes terrestres. De entre as matérias-primas consideradas para a produção de biodiesel encontram-se os óleos alimentares usados que, em termos de sustentabilidade, se apresentam muito melhor qualificados do que os óleos vegetais virgens tradicionalmente

utilizados para a produção de biodiesel. De forma a manter a produção nacional de biocombustíveis com um custo que seja admissível para o consumidor final, foi publicada a Portaria n.º 41/2011, de 19 de Janeiro, que veio estabelecer uma nova regra para o cálculo do preço máximo de venda de biodiesel pelos produtores de biocombustíveis às entidades obrigadas a efetuar a sua incorporação no gasóleo rodoviário, quando acompanhado pelos respetivos rótulos de biocombustíveis [22], [27], [28].

3. Simulação

Neste capítulo, são apresentadas as principais técnicas físico-químicas de produção de óleo a partir de microalgas, aprofundando as etapas de processo.

O *software Aspen Plus (AspenTech)* é usado para simular processos globais de fabrico desde a matéria-prima bruta até ao produto final purificado. Este aplicativo informático formula e resolve os balanços de massa e de energia, bem como as relações de equilíbrio entre fases de uma forma sequencial ou, em alternativa, orientada pelas equações. Neste exercício os equilíbrios entre fases foram criados baseando-se no método NRTL que prevê coeficientes de atividade na fase líquida e da equação Hayden-O'Connell, que prevê o comportamento da fase gasosa. É de salientar que todos os parâmetros em falta foram calculados e ajustados pelo *Aspen Plus*.

3.1. Componentes da simulação

Alguns componentes da simulação foram escolhidos de acordo com a modelação feita no trabalho de Cardona [24], enquanto outros foram escolhidos tendo em conta o necessário para o crescimento das microalgas como o ião amónia (NH_4^+) e a água carbonatada. As equações químicas usadas no funcionamento do fotobiorreator [29] tiveram em conta os componentes escolhidos para um correto funcionamento da simulação.

Tabela 4 – Componentes selecionados para a simulação

Componente	Tipo	Nome	Fórmula química
Água	Convencional	Água	H ₂ O
Trioleína	Convencional	Trioleína	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆
CO ₂	Convencional	Dióxido de Carbono	CO ₂
O ₂	Convencional	Oxigénio	O ₂
C	Convencional	Carbono	C
H ₂	Convencional	Hidrogénio	H ₂
Hexano	Convencional	Hexano	C ₆ H ₁₄
N ₂	Convencional	Azoto	N ₂
CO	Convencional	Monóxido de Carbono	CO
Alga	Sólido	Alga	C ₆ H _{11,5} O _{2,9} N
Fonte Carbono	Convencional	Carbono	C
Fonte Hidrogénio	Convencional	Hidrogénio	H ₂
Fonte Oxigénio	Convencional	Oxigénio	O ₂
Fonte Azoto	Convencional	Azoto	N ₂
NH ₄ ⁺	Convencional	Ião amónia	NH ₄ ⁺
Dextr-01	Convencional	Glicose	C ₆ H ₁₂ O ₆

Para uma melhor compreensão da simulação e antes da sua explicação é apresentada uma tabela, Tabela 5, com breve descrição dos blocos e quais os seus fins.

Tabela 5 – Quadro resumo

Nome	Bloco <i>Aspen Plus</i>	Finalidade
B1; B2; B3; B4	<i>Compress</i>	Comprimir o gás de escape
Q1; Q2; Q3; Q4	<i>Heater</i>	Arrefecer o gás entre compressões
Absorver	<i>Radfrac</i>	Gerar água carbonatada a partir da absorção do CO ₂
B10	<i>Pump</i>	Bombear a água carbonatada
Mix	<i>Mixer</i>	Juntar água carbonatada com nutriente
Fotobiorreator	<i>RStoic</i>	Crescimento da <i>Chlorella Vulgaris</i>
B6	<i>Fsplit</i>	Reciclagem de microalgas
CT1	<i>Sep</i>	Separar água da alga (pré-secagem)
Dryer	<i>Dryer</i>	Secagem do sólido húmido através de ar quente
Sld2Mxd	<i>Rstoic</i>	Mudança de <i>sub-stream</i> da trioleína de <i>CSolid</i> para <i>Mixed</i>
Extract	<i>Sep</i>	Extrair o óleo da pasta com hexano (solvente)
Purifoil	<i>Radfrac</i>	Separar o óleo do hexano (solvente) por destilação

MistHexa	<i>Mixer</i>	Juntar o hexano fresco com o recuperado pelo Purifoil
QMix	<i>Mixer</i>	Aproveita todo o calor gerado nos refrigeradores e reintroduz no dryer.

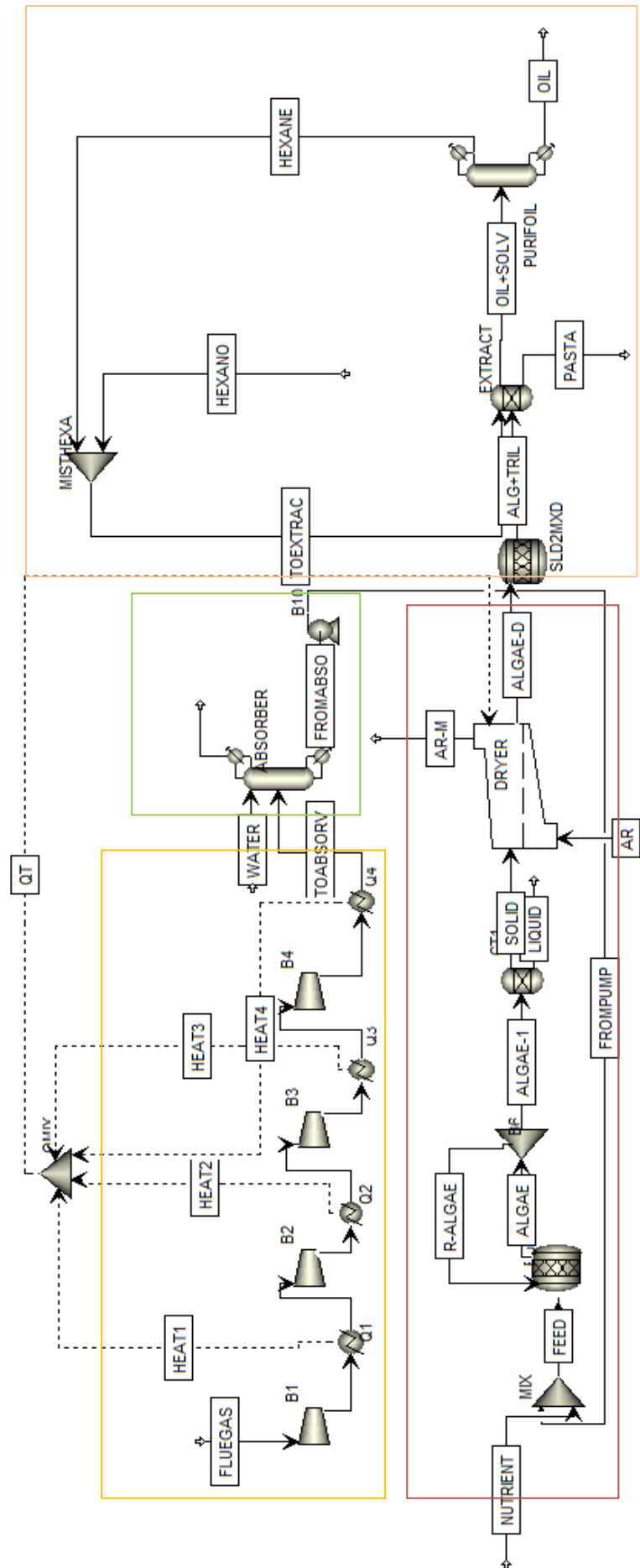


Figura 5 – Diagrama de fluxo da simulação construído em Aspen Plus

3.2. Resumo do processo de produção do óleo a partir da *Chlorella vulgaris*

A fase de compressão foi modelada de acordo com Cardona [24]. Neste modelo, um gás de escape rico em CO₂, proveniente, por exemplo, de uma central térmica, é comprimido numa sequência de quatro etapas de compressão e arrefecimento intermédios, como representado na Figura 6. Assim, é obtida uma maior pressão do gás de escape.

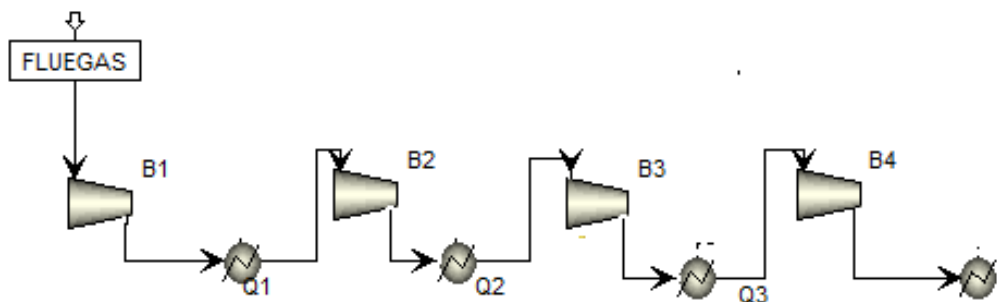


Figura 6 - Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à Compressão

O gás comprimido proveniente da fase anterior alimenta um absorvedor onde entra em contacto com água originando água carbonatada (Figura 7) que por sua vez é bombeada a uma misturadora juntamente com nutriente amoniacal, NH₄⁺.

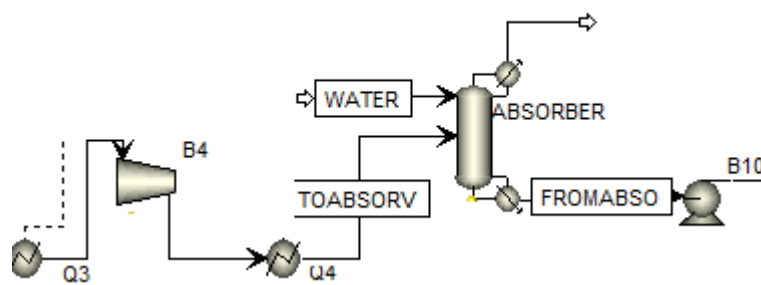
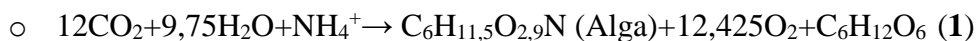


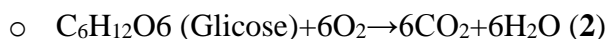
Figura 7 – Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à coluna de absorção “Absorver”

As microalgas são desenvolvidas num fotobiorreator onde se aplica um modelo cinético simplificado, inspirado em Küçük [29] composto por 3 etapas a saber:

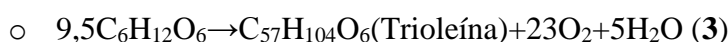
Fotossíntese



Respiração



Formação de lípidos



O fotobiorreator é modelado a partir do bloco *RStoic*, que calcula o caudal e composição da corrente de produto com base nas estequiometrias de reação, especificadas pelo utilizador e extensões da reação ou conversões de um componente chave. Com o objetivo de aumentar o rendimento em alga, parte do efluente ao reator é separado no bloco B6, sendo reciclado de volta à entrada do fotobiorreator. A alga final (ALGAE-1) é seca em duas fases para que o processo de secagem não seja muito agressivo, garantindo que as propriedades da alga são mantidas, neste caso, o óleo, o produto final. O Dryer simula qualquer tipo de secador contínuo. Para lidar com uma grande variedade de tipos de equipamento de secagem, este calcula a necessidade de condições e fluxos de entrada de calor a partir da especificação de um teor de humidade de saída.

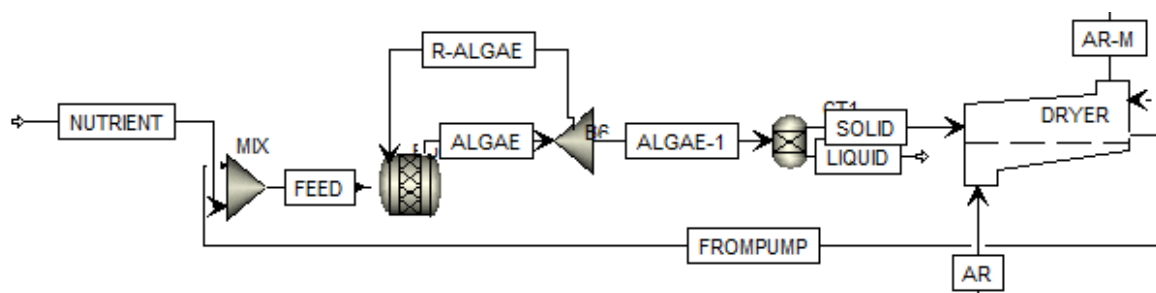


Figura 8 – Pormenor do diagrama de fluxo da simulação correspondente à produção de algas e sua secagem.

Para extrair o óleo da alga é utilizado um bloco *Sep* em que se recorre ao hexano como solvente. À saída do extrator obtêm-se duas correntes: uma líquida (OIL+SOLV) e outra sólida (PASTA). A pasta será usada como composto fertilizante. O óleo com hexano, é alimentado a um bloco *RadFrac* (PURIFOIL) para serem separados por destilação fracionada. O bloco Purifoil é o último e mais importante estágio do processo, porque é a partir deste que se obtém o óleo proveniente da *Chlorella vulgaris*. Posteriormente, o hexano é reutilizado no Extract onde se mistura com hexano fresco, conforme se ilustra na Figura 9.

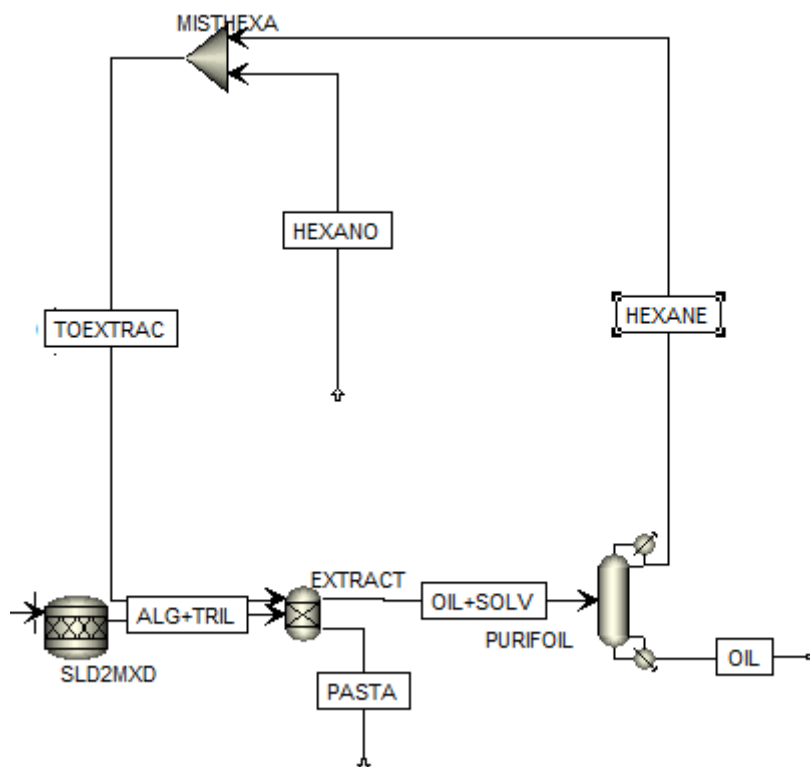


Figura 9 – Pormenor do diagrama de fluxo referente à extração do óleo e reciclagem do hexano

O *RStoic* (SLD2MXD) transforma o estado da trioleína sólida para líquida, de forma a esta poder estar habilitada a ser separada no bloco *Sep* (EXTRACT).

O modelo contempla o aproveitamento do calor libertado nos arrefecedores para ser reutilizado no Dryer, reduzindo assim o consumo de utilidades. Na Figura 5, a linha a tracejado é referente a esse aproveitamento, com os nomes de HEAT 1; HEAT 2; HEAT 3 e HEAT 4, que representam o fluxo de calor produzido e reutilizado no equipamento com maiores gastos de consumo, o Dryer.

3.3. Características de correntes de entrada e especificações dos blocos

Nesta secção são indicadas as especificações introduzidas nas correntes de entrada e nos blocos para o funcionamento do diagrama em estudo. Na tabela seguinte apresentam-se os valores dos caudais molares dos componentes utilizados nas correntes de entrada do processo.

Tabela 6 – Correntes de entrada

FLUEGAS (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ H₂O – 18,18445 ➤ CO₂ – 45,44606 ➤ N₂ – 224,6536
WATER (kmol/hr)	➤ H ₂ O - 9500
HEXANO (kmol/hr)	➤ Hexano – 0,0142875
AR (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ O₂ – 728,1523 ➤ N₂ – 2737,968
NUTRIENT (kmol/hr))	➤ NH ₄ ⁺ – 6,929834

Nas tabelas seguintes indicam-se as especificações dos blocos da simulação.

- B1; B2; B3; B4 (*Compress*)

Tabela 7 – Blocos B1, B2, B3, B4

Aumento da pressão	2 bar
Tipo	Isentrópico (eficiência=0,72)

- Q1; Q2; Q3; Q4 (*Heater*)

Tabela 8 – Bloco Q1, Q2, Q3, Q4

Temperatura	25°C
Pressão	1 bar

- B10 (*Pump*)

Tabela 9 – Bloco B10

Aumento da pressão	1 bar
Eficiência	1

- Absorver (*RadFrac*)

Tabela 10 – Bloco Absorver

Tipo de cálculo	Equilíbrio
Número de estágios	5

- Fotobioreactor (*RStoic*)

Tabela 11 – Bloco Fotobioreactor

Temperatura	25°C
Pressão	1 bar

- $12\text{CO}_2 + 9.75\text{H}_2\text{O} + \text{NH}_4^+ \rightarrow \text{Alga} + 12.425\text{O}_2 + \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ (2) com uma conversão fracional de 0,992 do componente CO_2

- $C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O$ (2) com uma conversão fracional de 1 do componente glicose
- $9.5C_6H_{12}O_6 \rightarrow \text{Triolein} + 23O_2 + 5H_2O$ (3) com uma conversão fracional de 1 do componente glicose

- Mix (*Mixer*)

Tabela 12 – Bloco Mix

Temperatura	25°C
Pressão	1 bar

- Dryer (*Dryer*)

Tabela 13 – Bloco Dryer

Temperatura	25°C
Pressão	1 bar
Componente Humidade	Trioleína
Fração mássica	0,18

- Purifoil (*Radfrac*)

Tabela 14 – Bloco Purifoil

Tipo de cálculo	Equilíbrio
Número de estágios	3
Razão de refluxo	2
Razão caudal de destilado por alimentação	0.96 mol ⁻¹

- Extract (*Sep*)

Tabela 15 – Bloco Extract

Fração de divisão na corrente OIL+SOLV	
Trioleína 1	Hexano 1

- CT1 (*Sep*)

Tabela 16 – Bloco CT1

Fração de divisão na corrente LIQUID	
Água	0,9
Trioleína	0
CO ₂	1
O ₂	1
N ₂	1

- Solid to Mixed (*RStoic*)

Depois da necessidade de transformar a trioleína em componente *CISolid* para que a corrente sólida ALGAE-D pudesse conter trioleína, foi criado um bloco *RStoic* antes da extração para voltar a colocar a trioleína em corrente *Mixed*. Para o efeito utilizou-se a equação (4) com conversão completa como artifício usado para esta alteração.

Trioleína(*CISolid*) → Trioleína(*Mixed*) (4)

Tabela 17 – Bloco SLD2MXD

Queda de pressão	0 bar
Utilidade térmica	0 cal/sec

Os blocos dimensionados com utilidades, foram os compressores (B1, B2, B3, B4) e a bomba (B10) com recurso à eletricidade; o fotobiorreator que usa vapor; o *Sep* (CT1) com consumo de eletricidade e por fim o Purifoil que utiliza água fria no compressor e vapor no reebulidor.

Os arrefecedores como são integrados numa rede de troca de calor não necessitam de qualquer tipo de energia. Na Tabela 18 apresentam-se os custos unitários das diferentes utilidades energéticas [30].

Tabela 18 – Preço das utilidades [30]

Utilidades	Preço \$/kg
Eletricidade	0,10
Água	0,0003
Vapor	0,02

4. Resultados e discussão

As principais correntes de saída bem como os resultados dos blocos da simulação apresentam-se nas Tabelas 19, 20, 21 e 22.

Tabela 19 – Resultado das correntes de saída

OIL (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none">➤ Trioleína – 0,07689➤ Hexano – 0,142629➤ Caudal mássico – 80,3934 kg/hr
PASTA (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none">➤ Alga – 2,22738➤ Caudal mássico – 320,519 kg/hr
ALGAE-1 (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none">➤ Alga – 2,227➤ Caudal mássico – 320,52➤ H₂O – 9500,4➤ Trioleína – 0,0781➤ CO₂ – 2,335

	<ul style="list-style-type: none"> ➤ O₂ – 25,018 ➤ N₂ – 7,68 ➤ NH₄⁺ - 4,702 ➤ Glicose – 0,7424 ➤ Caudal mássico – 172559 kg/hr
ALGAE-D (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Alga – 2,22738 ➤ Trioleína – 0,0768856 ➤ Caudal mássico – 388,598 kg/hr
AR-M (kmol/hr)	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Trioleína – 0,00127 ➤ O₂ – 728,152 ➤ N₂ – 2737,97 ➤ Glicose – 0,74245 ➤ Caudal mássico – 117250 kg/hr

A água que segue juntamente com a corrente ALGAE-1 é de grande quantidade e é rejeitada numa fração de 0,9 no equipamento CT1 podendo ser tratada e aproveitada para outro fim. Há uma porção muito pequena de trioleína que sai juntamente com a corrente Ar-M devido à especificação de 0,18 de fração mássica da componente de humidade no bloco Dryer.

- Fotobiorreator

Tabela 20 – Resultados do bloco Fotobiorreator

Temperatura de saída	25°C
Pressão de saída	1 bar

Utilidade térmica	3379,4 kW
Fração vapor	0,0024
Extensão das reações	1. 2,227 kmol/hr 2. 0,742 kmol/hr 3. 0,0781 kmol/hr

Há uma diminuição significativa de produtividade no fotobiorreator no decorrer das reações. A terceira reação da sequência, formação de lípidos, é a que apresenta menor extensão entre os reagentes.

- Absorver

Tabela 21 – Resultados do bloco Absorver

Caudal de corrente de fundo	9549,56 kmol/hr	
Caudal de reciclo de fundo	281,257 kmol/hr	
Razão de reciclo de fundo	0,0294	
Fração de divisão		
	FG-R	FROMABSO
Água	9,57046442E-05	0,999904295
CO₂	0,458502309	0,541497691
N₂	0,965814085	0,0341859152

Os resultados de fração de divisão que resultam da absorção do CO₂ são medianamente satisfatórios sendo a maior quantidade inicial de CO₂ aproveitada para a produção de microalgas (~54%). A perda de água na corrente gasosa é desprezável.

- Purifoil

Tabela 22 – Resultados do bloco Purifoil

Condensador		
Temperatura	68,735 °C	
Temperatura de arrefecimento	68,735 °C	
Utilidade térmica	126,361 kW	
Razão de destilação	5,27 kmol/hr	
Razão de refluxo	10,54 kmol/hr	
Rebulidor		
Temperatura	82,37 °C	
Utilidade térmica	132,64 kW	
Caudal de corrente de fundo	0,22 kmol/hr	
Caudal de reciclo de fundo	15,3 kmol/hr	
Razão de reciclo de fundo	69,64	
Razão caudal de fundo versus alimentação	0,04	
Fração de divisão		
	HEXANE	OIL
Trioleína	0,00056	0,9994
Hexano	0,974	0,026

As necessidades energéticas para o sub-arrefecimento do condensador são de 0 kW, devido à especificação no condensador do bloco Purifoil de 0°C de sub-arrefecimento. Verifica-se

que na coluna de destilação Purifoil a separação entre óleo e solvente é praticamente completa com apenas 0,06% do solvente alimentado a aparecer na corrente final OIL.

5. Avaliação económica

A avaliação económica integrada no simulador *Aspen Plus* disponibilizado pela *AspenTech* permite a incorporação dos custos fixos e de operação nos projetos. Uma das vantagens deste *software* (*Aspen Process Economic Analyzer*) é a possibilidade de utilizar uma ferramenta que relaciona custos de capital e de operação com parâmetros técnicos. Este módulo permite que o engenheiro de processo tenha um acesso rápido aos custos relativos de um determinado processo, proporcionando os meios para procurar a melhor alternativa baseada no equilíbrio entre fatores ambientais, técnicos, económicos e de segurança. [31]. O simulador *Aspen Plus*, no modo *Economics*, coloca à disposição a avaliação económica em formato *Excel*, com o cálculo de investimentos, gastos pormenorizados e mapa de *cash-flows* [32].

O biodiesel produzido através de óleo de microalgas pode assumir diferentes valores, consoante os métodos utilizados para a sua produção. *Chisti* [18] refere que a recuperação de óleo a partir da biomassa de microalgas e a conversão do óleo em biodiesel não são afetadas pelo facto de a biomassa ser produzida em *raceways* ou fotobiorreatores. Assim, o custo de produção da biomassa é o único fator relevante para uma avaliação comparativa dos fotobiorreatores e *raceways* para a produção de biodiesel a partir de microalgas.

Segundo *Chisti* [18], o preço do óleo extraído da biomassa microalgal produzida nos fotobiorreatores ronda os \$ 2,80/L. Em comparação com isto, ao longo de 2013 (de janeiro a junho), o óleo de palma, que é provavelmente o óleo vegetal mais barato [18] foi vendido por um preço médio de \$ 770,61/t ou cerca de \$ 0,86/L.

Tabela 23 - Comparação do preço da biomassa produzida em fotobioreactor e Raceways [18]

	Fotobioreactor	Raceway
Preço do kg de biomassa de microalgas	\$ 2,95	\$ 3,80
(Aumento de produção para 10 000t)	Devido à economia de escala o preço desce;	
Preço do kg de biomassa de microalgas	\$ 0,47	\$ 0,60
Biomassa para fornecer 1 litro de óleo.	Assumindo que a biomassa contém 30% de óleo em peso;	
	\$ 1,40	\$ 1,81

Comparando o preço do óleo, podemos constatar que a produção de biodiesel através de microalgas é bastante mais cara do que a produção de biodiesel convencional.

Para que o óleo de microalgas possa substituir o petróleo como fonte de hidrocarbonetos para a indústria petroquímica, o óleo terá que ser obtido a um preço que é aproximadamente relacionado com o preço do petróleo bruto, através da equação (4).

$$C_{\text{óleo de algas}} = 6,9 \times 10^{-3} \times C_{\text{petróleo}} \quad (4)$$

Onde $C_{\text{óleo de algas}}$ (\$ por litro) é o preço do óleo de microalgas e $C_{\text{petróleo}}$ é o preço do petróleo, em \$ por barril. A equação (4) assume que o óleo de algas tem cerca de 80% do conteúdo energético do petróleo. [18].

A avaliação será composta por dois cenários distintos para ser possível fazer uma análise de sensibilidade. Um cenário será realizado considerando o preço máximo de venda do óleo produzido a partir de microalgas. Não sendo este satisfatório a nível de rentabilidade, será criado um outro cenário onde se estabelece o preço de venda, de forma a igualar os custos de investimento.

5.1. Primeiro cenário

O primeiro cenário da avaliação económica do processo de produção de óleo a partir da *Chlorella vulgaris* está longe de ser satisfatório. O preço das correntes de entrada e de saída, Tabela 24, teve em conta o presente preço no mercado. A nível de investimento a vida do projeto será de 10 anos e demora 1 ano a começar a laborar. O preço admitido na água é de 0,0003 \$/kg [30], nutriente 0,0344 \$/kg [33], hexano 0,81732 \$/kg [34], óleo 2,80 \$/kg [18] e pasta para adubo 0,1 \$/kg.

Tabela 24 – Preço das correntes de entrada e de saída

Corrente	Fonte	Destino	Preço (\$/Kg)
AR		Dryer	0
FLUEGAS		B1	0
WATER		Absorver	0,0003
NUTRIENT		Mix	0,0344
HEXANO		MistHex	0,81739
AR-M	Dryer		0
FG-R	Absorver		0
LIQUID	CT1		0
OIL	Purifoil		2,80
PASTA	Extract		0,1

Sumário Executivo	
Nome do projeto	<i>Simulation _Microalgae2Cost</i>
Capacidade	704730 KG/Year OIL @ 2.800 EUR/KG
Local	<i>Rotterdam</i>

Tabela 25 - Excel *aspen plus economics*

Investimento	1	EUR/EUROPEAN EURO
Custo total do projeto Capital	1,37E+07	EUR
Custo total de operação	4,52E+06	EUR/Ano
Custo total de matérias-primas	575995	EUR/Ano
Custo total de utilidades	1,27E+06	EUR/Ano
Produtos	2,25E+06	EUR/Ano
Taxa de retorno	20	Porcento/'Ano
<i>Pay back</i>	0	Ano

Não existe retorno no período de vida do projeto, sendo o custo do projeto capital e o custo total de operação, indicado na Tabela 25, superior à venda dos produtos conseguida. Na Tabela 26 indicam-se os custos dos equipamentos usados na simulação, somando um total de 4.540.300,00 euros.

Tabela 26 - Custo equipamentos

Nome da área	Nome do bloco	Tipo do bloco	Custos diretos	Custo do equipamento	Peso do equipamento
Fluxograma	B1	<i>DGC CENTRIF</i>	1,17E+06	1,01E+06	7900
Fluxograma	B10	<i>DCP CENTRIF</i>	71500	14200	430
Fluxograma	B2	<i>DGC CENTRIF</i>	1,17E+06	1,01E+06	7900
Fluxograma	B3	<i>DGC CENTRIF</i>	1,17E+06	1,01E+06	7900
Fluxograma	B4	<i>DGC CENTRIF</i>	1,17E+06	1,01E+06	7900
Fluxograma	B6	<i>C</i>	0	0	0
Fluxograma	CT1	<i>DVT</i>	214400	43900	5600

<i>CYLINDER</i>					
Fluxograma	EXTRACT	<i>DVT CYLINDER</i>	134800	22200	1900
Fluxograma	FOTOBIOR	<i>DAT REACTOR</i>	549200	346400	27100
Fluxograma	MISTHEXA	<i>C</i>	0	0	0
Fluxograma	MIX	<i>C</i>	0	0	0
Fluxograma	Q1	<i>DHE TEMA EXCH</i>	75100	13300	1100
Fluxograma	Q2	<i>DHE TEMA EXCH</i>	75100	13300	1100
Fluxograma	Q3	<i>DHE TEMA EXCH</i>	75100	13300	1100
Fluxograma	Q4	<i>DHE TEMA EXCH</i>	75100	13300	1100
Fluxograma	QMIX	<i>C</i>	0	0	0
Fluxograma	SLD2MXD	<i>DAT REACTOR</i>	178000	40000	860

O custo unitário das utilidades e seu consumo, os custos das matérias-primas e o caudal produzido, as vendas dos produtos e respetivos caudais apresentam-se nas Tabela 27 Tabela 28 e 29 respetivamente. Há uma excelente utilização do gás de escape, a custo 0, que traz um grande benefício ambiental e económico mas não é suficiente para se sobrepor ao consumo de água. Para uma melhor compreensão de valores serão apresentados também em gráficos, Figura 10, 11 e 12.

Tabela 27 – Custo utilidades

Descrição	Fluido	Consumo	Unidades	Custo por hora	
Eletricidade		1422,733	kW	142,2733	EUR/H
Água de arrefecimento	Água	98,38272	M3/H	3,118732	EUR/H
Vapor	Vapor	3515,04	kW	11,2	EUR/H

Tabela 28 – Custo matérias-primas

Descrição	Especificação	Caudal	Unidades	Custo por hora
Fluegas	Massa	8621,015205	KG/H	0
Hexano	Massa	1,231264	KG/H	1,006423
Nutriente	Massa	125,00022	KG/H	4,300008
Água	Massa	171145,4619	KG/H	51,343639

Tabela 29 – Venda dos produtos

Descrição	Especificação	Caudal	Unidades	Venda por hora
Óleo	Massa	80,393582	KG/H	225,10203
FG-R	Massa	7011,647486	KG/H	0
Liquido	Massa	155240,7168	KG/H	0
Pasta	Massa	320,519947	KG/H	32,051995

É possível concluir que o projeto não é rentável e que no período de vida, 10 anos, não vai existir retorno do investimento feito. O gráfico de consumo, Figura 10, dá uma elevada relevância aos custos de investimento, seguido pelos custos de operação, os proveitos obtidos, custos de utilidades e por fim custos de matérias-primas. O custo das matérias-primas, Figura 11, é maioritariamente composto pelo custo de água e uma pequena quantidade de hexano e nutriente. Relativamente às vendas dos produtos, o proveito do óleo no primeiro cenário é substancialmente bom e superior à pasta apesar desta apresentar um caudal muito superior ao do óleo, Figura 12.

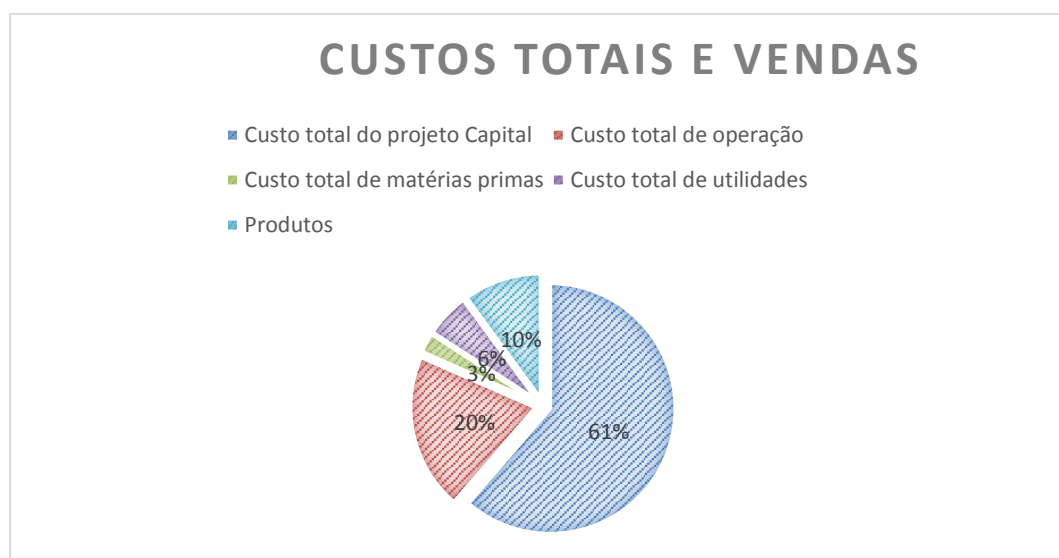


Figura 10 - Gráfico de custos totais do primeiro cenário

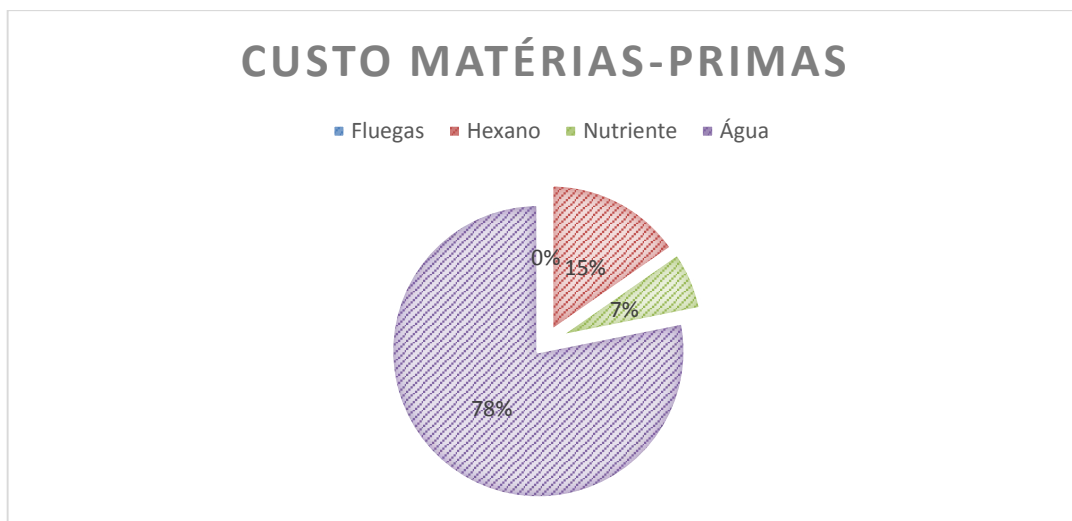


Figura 11 - Custos de matérias-primas

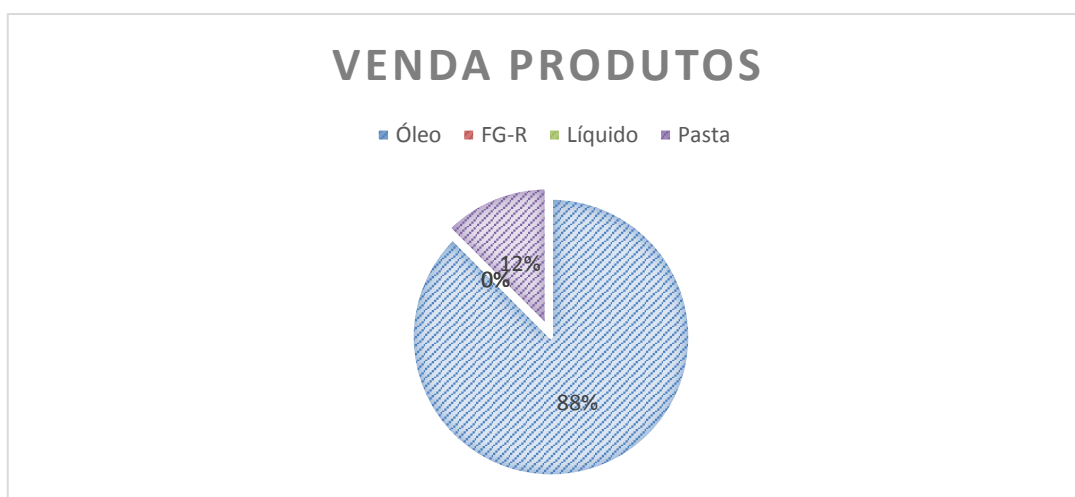


Figura 12 - Vendas dos produtos do primeiro cenário

5.2. Segundo cenário

No segundo cenário há uma alteração de valor do óleo para que exista um retorno do investimento feito em cerca de 9 anos, ou seja, o preço mínimo para que o projeto seja pago no final da sua vida útil. O preço necessário para se obter o ponto de equilíbrio entre custos e proveitos é de 13\$/kg.

Tabela 30 – Preço das correntes de entrada e de saída do segundo cenário

Corrente	Fonte	Destino	Preço (\$/Kg)
AR		Dryer	0
FLUEGAS		B1	0
WATER		Absorver	0,0003
NUTRIENT		Mix	0,0344
HEXANO		MistHex	0,81739
AR-M	Dryer		0
FG-R	Absorver		0
LIQUID	CT1		0
OIL	Purifoil		13
PASTA	Extract		0,1

Os resultados deste cenário são similares aos do primeiro cenário, havendo um elevado aumento de vendas, como é demonstrado na Tabela 31.

Sumário executivo	
Nome do projecto	<i>Simulation _Microalgae2Cost</i>
Capacidade	704730 KG/Year OIL @ 13.000 EUR/KG
Local	<i>Rotterdam</i>

Tabela 31 - Custos e período de retorno relativos ao segundo cenário

Investimento		EUR/EUROPEAN EURO
	1	
Custo total do projeto Capital	1,37E+07	EUR
Custo total de operação	4,52E+06	EUR/Ano
Custo total de matérias-primas	575995	EUR/Ano
Custo total de utilidades	1,27E+06	EUR/Ano
Produtos	9,44E+06	EUR/Ano
Taxa de retorno	20	Porcento/'Ano
<i>Pay back</i>	9,23895	Ano

Como os custos de equipamento são iguais aos do primeiro cenário, apresenta-se a Tabela 32, referente a todos os parâmetros considerados no investimento, percentagens de taxas, horas de laboração e encargos admitidos por um *template* criado em euros e produzido no *Aspen process economic analyzer*, comuns aos dois cenários.

Tabela 32 – Itens de caracterização do projeto

ITEM	Unidades	
TW (Número de semanas por período)	Semanas/período	52
T (Número de períodos em análise)	Período	20
DTEPC (Duração da fase de execução)	Período	0,480769
DT (Duração de fase de execução e iniciação)	Período	0,980769
WORKP (Percentagem de capital de trabalho)	Porcento/período	5
OPCHG (Encargos de operação)	Porcento/período	25
PLANTOVH (Despesas Instalação)	Porcento/período	50
CAPT (Custo total do projeto)	Custo	1,37E+07
RAWT (Custo total de matéria-prima)	Custo/período	496595
PRODT (Total de vendas)	Custo/período	9,29E+06
OPMT (Custo total de operação e de manutenção)	Custo/período	1,36E+06
UTILT (Custo total das utilidades)	Custo/período	1,27E+06
ROR (Taxa de juro)	Porcento/período	20
AF (Anuidades da taxa de juro)		5
TAXR (Imposto)	Porcento/período	40
IF (ROR Interest Factor)		1,2
ECONLIFE (Vida económica do projeto)	Período	10
SALVAL (Custo inicial de Capital)	Porcento	20
DEPMETH (Método de depreciação)	Straight Line	
DEPMETHN (Identificação do método de depreciação)		1
ESCAP (Aumento de capital do projeto)	Porcento/período	5

ESPROD (Aumento dos produtos)	Porcento/período	5
ESRAW (Aumento das matérias-primas)	Porcento/período	3,5
ESLAB (Aumento de operação)	Porcento/período	3
ESUT (Aumento das utilidades)	Porcento/período	3
START (Início do período)	Período	1
DESRET (Retorno desejado sobre o projeto de previsão de vendas)	Porcento/Período	10,5
END (Fim de vida do projeto)	Período	10
GA (Gastos administrativos)	Porcento/Período	8
DTEP (Duração da fase de execução antes da construção)	Período	0,192308
OP (Custo total de laboração)	Custo/período	1,18E+06
MT (Custo total de manutenção)	Custo/período	175320

Os custos das utilidades e matérias-primas mantêm-se iguais ao primeiro caso, Tabela 33. Na Tabela 34 apresenta-se o novo valor de produção por hora do óleo.

Tabela 33 – Custo de utilidades

Descrição	Fluido	Caudal	Unidades	Custo por hora	
Eletricidade		1715,846	kW	142,2733	EUR/H
Água de refrigeração	Água	98,38272	M3/H	3,118732	EUR/H
Vapor	Vapor	3515,04	kW	11,2	EUR/H

Tabela 34 – Venda dos produtos

Descrição	Especificação	Caudal	Unidades	Venda por hora
Óleo	Massa	80,393582	KG	1045,116566
FG-R	Massa	7011,647486	KG	0
Liquido	Massa	155240,7168	KG	0
Pasta	Massa	320,519947	KG	32,051995

Mantendo-se os custos inalterados para este cenário verifica-se que, da análise da Figura 10 e Figura 13, as vendas têm que passar de 10% do total de custos e receitas para mais do triplo (32%). Este cenário, como foi referido anteriormente representa o mínimo de condições para o projeto estudado ser economicamente aceitável.

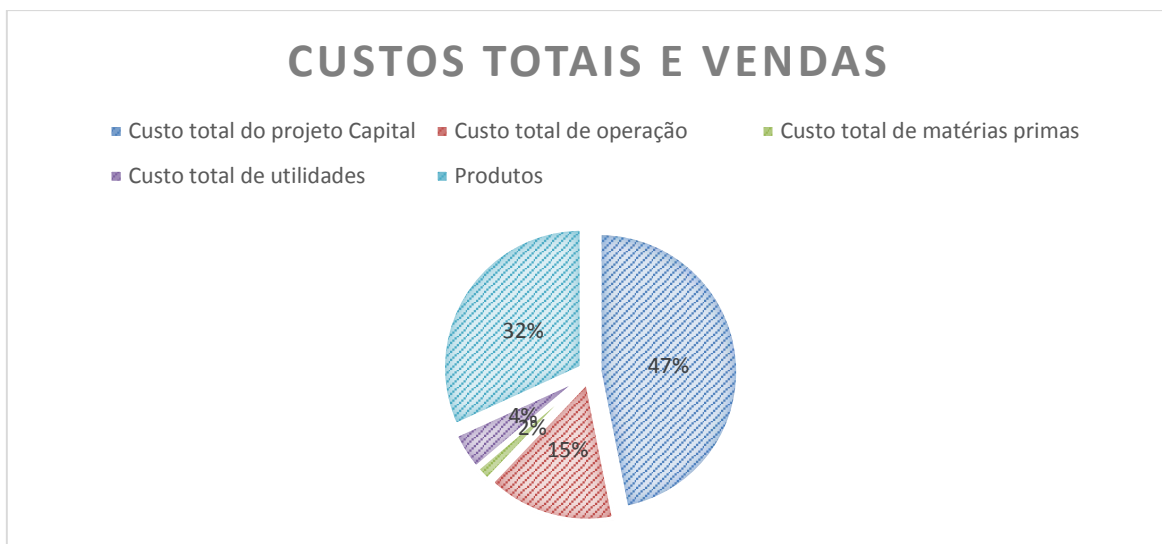


Figura 13 - Custos totais do segundo cenário

A nível de consumos de matérias-primas, Figura 14, o cenário continua igual ao primeiro caso, excessivo no consumo de água o que resulta em desperdício desta depois de sair do equipamento CT1. As vendas alteram-se, passam a ser então dominadas pelo óleo produzido e uma mínima quantia pela pasta, Figura 15.

CUSTOS DE MATÉRIAS-PRIMAS

■ Fluegas ■ Hexano ■ Nutriente ■ Água

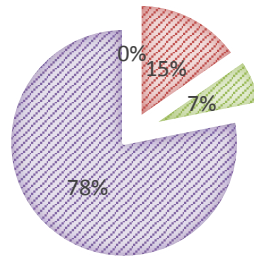


Figura 14 - Custos de matéria-prima no segundo cenário

VENDAS DE PRODUTO

■ Óleo ■ FG-R ■ Líquido ■ Pasta

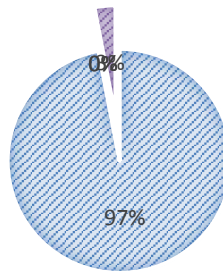


Figura 15 - Vendas dos produtos no segundo cenário

6. Conclusões

Os problemas energéticos atuais levam a uma procura por opções ecológicas e provenientes de fontes renováveis. O biodiesel apresenta-se assim como uma alternativa verde para o gásóleo utilizado no setor dos transportes. No entanto, a sua proveniência é motivo de discussão quando a matéria-prima utilizada concorre com o uso para fins alimentares. As microalgas surgem como uma matéria-prima sem interferências na alimentação mundial e com potencial para produção de biodiesel de qualidade e que cumpre com a norma europeia que estipula os requisitos que o biodiesel deve cumprir.

O biodiesel de microalgas é um produto que não depende de fontes esgotáveis e cuja matéria-prima comporta a capacidade de captação de CO₂ atmosférico, entre outras vantagens. No entanto, o processo de fabrico é algo complexo uma vez que todas as etapas envolvem o dispêndio de energia. O gasto total de energia acarreta consigo os respetivos custos. Os gastos económicos com o sistema global englobam também a aquisição dos equipamentos e respetiva manutenção, a aquisição de consumíveis, a aquisição da instalação e os custos salariais dos trabalhadores. Deste modo, a abordagem energética e económica realizada ao problema foi necessária para concluir quais as etapas de processamento que representam maiores custos e consumos energéticos.

Conclui-se, também, que a cultura de microalgas traz vantagens na mitigação da emissão de GEE, contudo depende dos processos utilizados na cultura e no processamento da

biomassa, pois estes têm um impacto direto na mitigação, podendo até aumentar a emissão de GEE. A capacidade de remoção de CO₂ está intrinsecamente ligada com a produtividade, e quanto maior esta for, maior será a fixação de CO₂. Para o sector dos transportes, o uso de biocombustíveis, neste caso o biodiesel, a partir do óleo extraído da microalga *Chlorella vulgaris* será uma mais-valia para o país e um passo à frente em matéria de sustentabilidade.

Neste trabalho concluiu-se que, aos preços atuais do óleo, o processo de fabrico a partir das microalgas produzidas em fotobiorreator não é economicamente viável sendo necessário vender o óleo a 13 \$/kg para o projeto ser pago num período de pouco mais de 9 anos.

Em trabalhos futuros será possível otimizar e minimizar, principalmente, os consumos de água e tentar aumentar a produção de óleo, mantendo o mínimo do consumo de nutrientes.

A nível ambiental e social o projeto desenvolvido apresenta bom desempenho na captura de CO₂, aproveitamento de calor para utilização permanente noutros equipamentos e criação de postos de trabalho. A questão de sustentabilidade, formada pelos três pilares ambiental, social e económico não fica longe de estar completa, faltando só ser economicamente viável e apresentar bons indicadores financeiros.

Referências Documentais

- [1] P. de Almeida and P. D. Silva, “The peak of oil production—Timings and market recognition,” *Energy Policy*, vol. 37, no. 4, pp. 1267–1276, Apr. 2009.
- [2] M. van der Hoeven, “Energy Technology Perspectives 2014 : Harnessing Electricity ’ s Potential Carbon Intensity of supply is stuck,” 2014.
- [3] A. Pandey, D.-J. Lee, Y. Chisti, and C. R. Soccol, *Biofuels from Algae*. Newnes, 2013, p. 348.
- [4] A. Demirbas and M. F. Demirbas, *Algae Energy: Algae as a New Source of Biodiesel*, vol. 3. Springer Science & Business Media, 2010, p. 200.
- [5] N. S. Caetano, T. M. Mata, and A. a. Martins, “Microalgae for biodiesel production and other applications: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, pp. 217–232, 2010.
- [6] K. Dutta, A. Daverey, and J.-G. Lin, “Evolution retrospective for alternative fuels: First to fourth generation,” *Renew. Energy*, vol. 69, pp. 114–122, Sep. 2014.
- [7] S. N. Naik, V. V. Goud, P. K. Rout, and A. K. Dalai, “Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, no. 2, pp. 578–597, 2010.
- [8] R. Halim, B. Gladman, M. K. Danquah, and P. A. Webley, “Oil extraction from microalgae for biodiesel production,” *Bioresour. Technol.*, vol. 102, no. 1, pp. 178–85, Jan. 2011.
- [9] A. C. Franco, I. Lobo, and R. Cruz, “Biodiesel de microalgas:Avanços de Desafios,” 2013.
- [10] L. Brennan and P. Owende, “Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, no. 2, pp. 557–577, Feb. 2010.
- [11] X. Sun, C. Wang, Z. Li, W. Wang, Y. Tong, and J. Wei, “Microalgal cultivation in wastewater from the fermentation effluent in Riboflavin (B2) manufacturing for biodiesel production,” *Bioresour. Technol.*, vol. 143, pp. 499–504, Sep. 2013.
- [12] L. Brennan and P. Owende, “Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products,” 2010.

- [13] É. C. Francisco, D. B. Neves, E. Jacob-Lopes, and T. T. Franco, "Microalgae as feedstock for biodiesel production: Carbon dioxide sequestration, lipid production and biofuel quality," *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, vol. 85, no. 3, pp. 395–403, Jan. 2010.
- [14] I. B. H. Z. Udom, T. Halfhide, B. Gillie, O. Dalrymple, Q. Zhang, and S. J. Ergas, "Harvesting microalgae grown on wastewater," 2013.
- [15] D. López Barreiro, W. Prins, F. Ronsse, and W. Brilman, "Hydrothermal liquefaction (HTL) of microalgae for biofuel production: State of the art review and future prospects," *Biomass and Bioenergy*, vol. 53, pp. 113–127, Jun. 2013.
- [16] R. Halim, M. K. Danquah, and P. A. Webley, "Extraction of oil from microalgae for biodiesel production: A review.," *Biotechnol. Adv.*, vol. 30, no. 3, pp. 709–32, Jan. 2012.
- [17] Y. Peralta-Ruiz, A.-D. González-Delgado, and V. Kafarov, "Evaluation of alternatives for microalgae oil extraction based on exergy analysis," *Appl. Energy*, vol. 101, pp. 226–236, Jan. 2013.
- [18] Y. Chisti, "Biodiesel from microalgae," *Biotechnol. Adv.*, vol. 25, no. 3, pp. 294–306, May 2007.
- [19] G. Knothe, "Historical perspectives on vegetable oil-based diesel fuels," 2001.
- [20] R. Geris, N. Santos, B. Amaral, I. Maia, V. Castro, and J. Carvalho, "BIODIESEL DE SOJA – REAÇÃO DE TRANSESTERIFICAÇÃO PARA AULAS PRÁTICAS DE QUÍMICA ORGÂNICA," 2007.
- [21] L. B. Brentner, M. J. Eckelman, and J. B. Zimmerman, "Combinatorial Life Cycle Assessment to Inform Process Design of Industrial Production of Algal Biodiesel," 2011.
- [22] *Decreto-Lei n.º 49/2009 MINISTÉRIO DA ECONOMIA E DA INOVAÇÃO*. 2009.
- [23] R. Nilsson, F. Bauer, S. Mesfun, C. Hulteberg, J. Lundgren, S. Wännström, U. Rova, and K. A. Berglund, "Techno-economics of carbon preserving butanol production using a combined fermentative and catalytic approach.," *Bioresour. Technol.*, vol. 161, pp. 263–9, Jun. 2014.
- [24] C. a. Cardona, J. M. Naranjo, and J. J. Jaramillo, "Growth and oil extraction from *Chlorella vulgaris*: A techno-economic and environmental assessment," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 51, pp. 10503–10508, 2012.
- [25] M. J. Haas, A. J. McAloon, W. C. Yee, and T. A. Foglia, "A process model to estimate biodiesel production costs.," *Bioresour. Technol.*, vol. 97, no. 4, pp. 671–8, Mar. 2006.
- [26] J. Gong and F. You, "Value-Added Chemicals from Microalgae: Greener, More Economical, or Both?," 2014.

- [27] *Diário da República, 1.ª série — N.º 207 — 25 de Outubro de 2010 Ministério da economia e inovação.* .
- [28] “Legislação.” [Online]. Available: <http://www.dre.pt/pdfs%5C1988%5C05%5C12300%5C22892296.pdf>. [Accessed: 29-May-2014].
- [29] K. Küçük, R. Tevatia, E. Sorgüven, Y. Demirel, and M. Özilgen, “Bioenergetics of growth and lipid production in *Chlamydomonas reinhardtii*,” *Energy*, vol. 83, pp. 503–510, 2015.
- [30] N. Qureshi, B. C. Saha, M. a. Cotta, and V. Singh, “An economic evaluation of biological conversion of wheat straw to butanol: A biofuel,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 65, pp. 456–462, 2013.
- [31] B. D. Tremblay, D. Mccarthy, R. Beck, and I. Technology Aspen, “Getting Started with Relative Economics in Aspen Plus ®,” *Prod. Mark.*, 2011.
- [32] I. Aspen Technology, “Aspen Capital Cost Estimator User ’ s Guide.” Burlington, p. 738, 2012.
- [33] J. R. Bartels, *A feasibility study of implementing an Ammonia Economy*. 2008.
- [34] T. Ribeiro, “Viabilidade económica e energética do biodiesel produzido a partir de *Chlorella vulgaris* Viabilidade económica e energética do biodiesel produzido a partir de *Chlorella vulgaris* Tiago Joel Pinto Ribeiro,” 2013.

6.1. Anexos

Características da Simulação

Selection | Petroleum | Nonconventional | Enterprise Database | Information

Select components:

Component ID	Type	Component name	Alias
▶ WATER	Conventional	WATER	H2O
▶ TRIOLEIN	Conventional	TRIOLEIN	C57H104O6
▶ CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
▶ O2	Conventional	OXYGEN	O2
▶ C	Conventional	CARBON-GRAPHITE	C
▶ H2	Conventional	HYDROGEN	H2
▶ HEXANO	Conventional	N-HEXANE	C6H14-1
▶ N2	Conventional	NITROGEN	N2
▶ CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
▶ ALGA	Solid		C6H11.5O2.9N
▶ CARBONSO	Conventional	CARBON-GRAPHITE	C
▶ HYDROGSO	Conventional	HYDROGEN	H2
▶ NITROGSO	Conventional	NITROGEN	N2
▶ OXYGENSO	Conventional	OXYGEN	O2
▶ NH4+	Conventional	NH4+	NH4+
▶ DEXTR-01	Conventional	DEXTROSE	C6H12O6

Find | Elec Wizard | User Defined | Reorder | Review

Energy | Economics

Utility Cost: 0% | GHG Cost: 0%

Capital Cost: 13,686,200 EUR | Utility Cost: 1,274,500 EUR/Year

Setup - Specifications | Main Flowsheet | FOTOBOR (RStoic) - Results | FOTOBOR (RStoic) | FG-R (MATERIAL) | FLU...

Global | Description | Accounting | Diagnostics | Information

Title: _____

Global unit set: METCBAR

Global settings:

- Input mode: Steady-State
- Stream class: MIXCISLD
- Flow basis: Mole
- Ambient pressure: 1,01325 bar
- Ambient temp.: 10 C
- Valid phases: Vapor-Liquid
- Free water: No
- Operational year: 8766 hr

Property methods & options

Method filter: **COMMON**

Base method: **NRTL**

Henry components:

Petroleum calculation options

Free-water method: **STEAM-TA**

Water solubility: **3**

Electrolyte calculation options

Chemistry ID:

Use true components

Method name: **NRTL** Methods Assistant...

Modify

Vapor EOS: **ESIG**

Data set: **1**

Liquid gamma: **GMRENON**

Data set: **1**

Liquid molar enthalpy: **HLMX86**

Liquid molar volume: **VLMX01**

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

OIL (MATERIAL) - Results x Options x Control Panel x Main Flowsheet x Start Page x Stream Price x Setup - Costing Options x **Solids** x

Solid Characterization PSD Mesh Substreams

Stream class: **MIXCISLD**

Moisture components

Available		Selected
CO2	<input type="button" value=">"/> <input type="button" value=">>"/> <input type="button" value="<"/> <input type="button" value="<<"/>	TRIOLEIN
O2		WATER
C		
H2		
HEXANO		
N2		
CO		
CARBONSO		
HYDROGSO		
NITROGSO		
OXYGENSO		
DEXTR-01		

OIL (MATERIAL) - Results x Options x Control Panel x Main Flowsheet x Start Page x Stream Price x Setup - Costing Options x **Setup - Calculation Options** x

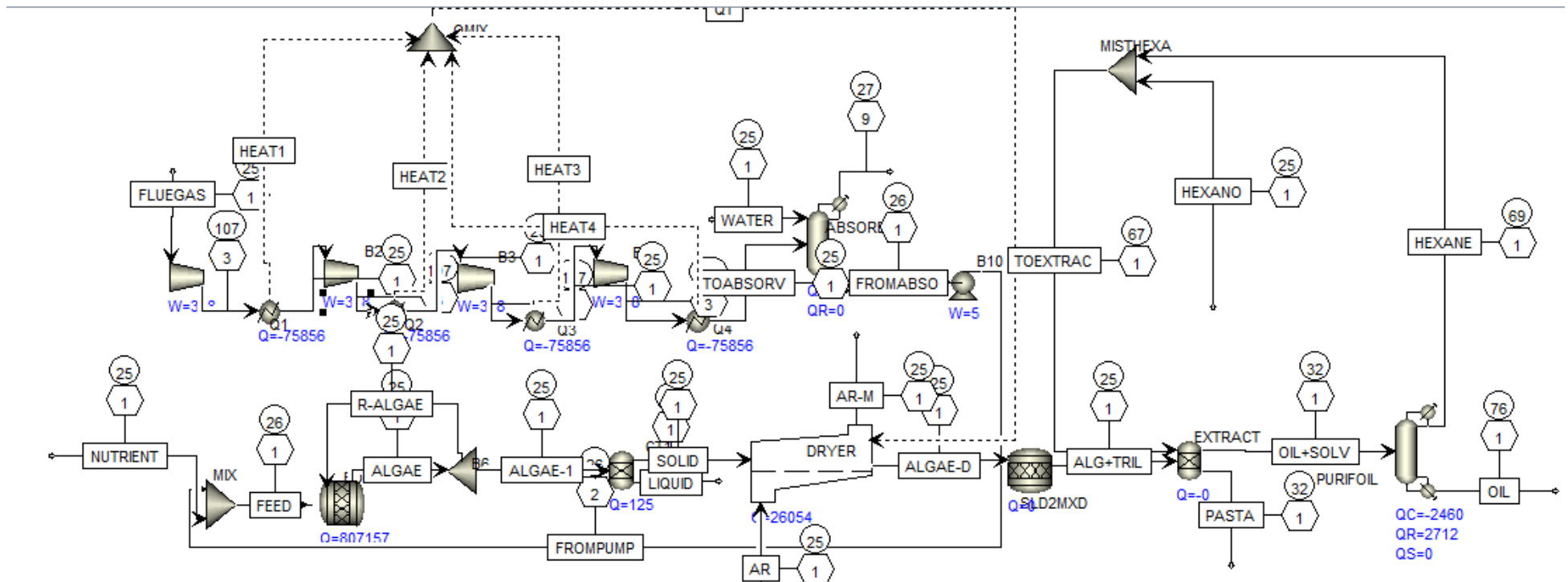
Calculations Flash Convergence Check Results System Limits Reactions

Calculations options

- Perform heat balance calculations
- Calculate component molecular weight from atomic formula
- Use results from previous convergence pass
- Bypass Prop set calculations if flash fails
- Use analytical property derivatives
- Require calculations of molar flow derivatives
- Require calculations of molar fraction derivatives
- Require calculations of derivatives for solid properties
- Require Engine to use special parameters for electrolyte method
- Generate XML results file when using an input file or in a batch submit from the GUI

Minimum of water composition in water phase: **0,98**

Packing database for column sizing/rating: **Latest**



Correntes de entrada e de saída

	Alg+Tril	Algae	Algae-1	Ar	Ar-M	Feed	Fg-R	Fluegas	Frompump	Hexane	Hexano	Liquid	Nutrient	Oil	Oil+Solv
Substream: MIXED															
Mole Flow kmol/hr															
WATER	0	19000,8	9500,402	0	950,0402	9517,274	0,910935	18,18445	9517,27	0	0	8550,362	0	0	0
TRIOLEIN	0,0768856	0,1563076	0,0781537	0	0,00126815	0	0	0	0	1,86E-06	0	0	0	0,0768868	0,0769298
CO2	0	4,670383	2,335192	0	0	24,60894	20,83712	45,44606	24,6089	0	0	2,335192	0	0	0
O2	0	50,03583	25,01792	728,1523	728,1523	0	0	0	0	0	0	25,01792	0	0	0
C	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HEXANO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,430054	0,014288	0	0	0,1428928	5,417559
N2	0	15,35998	7,67999	2737,968	2737,968	7,67999	216,9736	224,6536	7,67999	0	0	7,67999	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ALGA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CARBONSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HYDROGSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OXYGENSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH4+	0	9,404916	4,702458	0	0	6,929834	0	0	0	0	0	4,702458	6,929834	0	0
DEXTR-01	0	1,484908	0,742454	0	0,742454	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	0,0768856	19081,92	9540,958	3466,12	4416,904	9556,492	238,7217	288,2841	9549,56	0,430055	0,014288	8590,097	6,929834	0,2197796	5,494489
Total Flow kg/hr	68,07832	345117	172559	100000	117250	172880	7011,635	8621	172755	37,06244	1,231262	155240	125	80,39344	534,9873
Total Flow l/min	1,25004	24603,97	12302,05	1432040	1478720	2910,017	11021,27	115223	2896,44	1,004313	0,031204	12500,83	15,2141	2,482552	15,05865

	R-Algae	Solid	Toabsorv	Tocomp3	Tocompre	Tocool2	Tocool3	Tocoller	Toextrac	Water
Substream: MIXED										
Mole Flow kmol/hr										
WATER	9500,402	950,0402	18,18445		18,18445			18,18445	0	9500

TRIOLEIN	0,078153	0,078154	0	0	0	1,86E-06	0
CO2	2,335173	0	45,44606	45,44606	45,44606	0	0
O2	25,01791	0	0	0	0	0	0
C	0	0	0	0	0	0	0
H2	0	0	0	0	0	0	0
HEXANO	0	0	0	0	0	0,444341	0
N2	7,67999	0	224,6536	224,6536	224,6536	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	0
ALGA	0	0	0	0	0	0	0
CARBONSO	0	0	0	0	0	0	0
HYDROGSO	0	0	0	0	0	0	0
NITROGSO	0	0	0	0	0	0	0
OXYGENSO	0	0	0	0	0	0	0
NH4+	4,702462	0	0	0	0	0	0
DEXTR-01	0,742472	0,742454	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	9540,958	950,8608	288,2841	288,2841	288,2841	0,444343	9500
Total Flow kg/hr	172559	17318,2	8621	8621	8621	38,29371	171145
Total Flow l/min	12302,05	290,874	115223	115223	50599,53	1,035395	2869,761

	Alg+Tril	Algae	Algae-1	Algae-D	R-Algae	Solid
Substream: CISOLID						
Mole Flow kmol/hr						
WATER	0	0	0	0	0	0
TRIOLEIN	0	0	0	0,0768856	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0
O2	0	0	0	0	0	0

C	0	0	0	0	0	0
H2	0	0	0	0	0	0
HEXANO	0	0	0	0	0	0
N2	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0
ALGA	2,227376	4,454752	2,227376	2,227376	2,227372	2,227376
CARBONSO	0	0	0	0	0	0
HYDROGSO	0	0	0	0	0	0
NITROGSO	0	0	0	0	0	0
OXYGENSO	0	0	0	0	0	0
NH4+	0	0	0	0	0	0
DEXTR-01	0	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	2,227376	4,454752	2,227376	2,304261	2,227372	2,227376
Total Flow kg/hr	320,5194	641,0388	320,5194	388,5977	320,5188	320,5194
Total Flow l/min	5,345702	10,6914	5,345702	6,595742	5,345693	5,345702

Correntes de calor

	HEAT1	HEAT2	HEAT3	HEAT4	QT
QCALC cal/sec	75855,96	75855,96	75855,96	75855,96	303423,8
TBEGIN C	106,8389	106,8389	106,8389	106,8389	
TEND C	25	25	25	25	

