

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE CIÊNCIAS RURAIS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA
DOS ALIMENTOS

Rodrigo Stefanello Bizello Barrios

**DESENVOLVIMENTO, PROJETO E ANÁLISE DE
FOTOBIORREATORES HÍBRIDOS EM ESCALA PILOTO**

Santa Maria, RS
2019

Rodrigo Stefanello Bizello Barrios

**DESENVOLVIMENTO, PROJETO E ANÁLISE DE FOTOBIOREATORES
HÍBRIDOS EM ESCALA PILOTO**

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia dos Alimentos, Área de Concentração em Qualidade de Alimentos, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), como requisito parcial para obtenção do grau de **Mestre em Ciência e Tecnologia dos Alimentos**

Orientador: Dr. Prof. Eduardo Jacob Lopes

Santa Maria, RS
2019

Rodrigo Stefanello Bizello Barrios

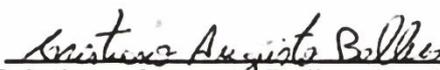
**DESENVOLVIMENTO, PROJETO E ANÁLISE DE FOTOBIORREATORES
HÍBRIDOS EM ESCALA PILOTO**

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia dos Alimentos, Área de Concentração em Qualidade de Alimentos, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), como requisito parcial para obtenção do grau de **Mestre em Ciência e Tecnologia dos Alimentos**

Aprovado em 22 de março de 2019:



Eduardo Jacob Lopes, Dr. (UFSM)
(Presidente/Orientador)



Cristiano Augusto Ballus, Dr. (UFSM)



Reinaldo Gaspar Bastos, Dr. (UFSCar)

Santa Maria, RS
2019

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus por iluminar o meu caminho e sempre me amparar e acolher em todos os momentos da vida, mostrando que nunca devemos perder a fé nas pessoas e na vida.

Ao meu orientador professor Eduardo Jacob Lopes, por orientar, ensinar, incentivar, e acreditar no meu potencial dando oportunidades de crescimento profissional e pessoal, aconselhando sempre de forma ética e amigável.

A professora Leila Queiroz Zepka pela oportunidade de iniciação científica.

Ao meu co-orientador professor Roger Wagner, pela orientação, aconselhamentos, amizade e ensinamentos.

Ao Luis Guilherme por todos os ensinamentos laboratoriais, científicos, sempre com muita paciência e dedicação, sendo professor e amigo.

A todos os colegas de laboratório pela amizade, companheirismo, ensinamentos, conselhos e oportunidades de trabalhar em conjunto.

A minha mãe Madalena por ter me dado a vida.

A minha tia/mãe Ana Maria por toda a criação, estudos, amor, carinho, afeto, por sempre acreditar e nunca desistir de mim, eternamente grato.

Ao Sergio Goldemberg, sua esposa Glyn, e todos os colegas da empresa ALGAE Biotecnologia, pelo acolhimento, ensinamentos, oportunidades de crescimento, companheirismo, amizade e pela confiança no meu trabalho.

A INTERCEMENT Brasil S/A, Suzuki e Mariana, pela confiança, e por sempre acreditar no trabalho ao qual foi realizado.

A minha esposa Natalia pelo amor incondicional, companheirismo, apoio e dedicação, meu sogro Marcelo e minha sogra Cida, fizeram parte dessa jornada sempre com muito amor, ajuda, acolhimento, conselhos, mostrando que com Deus no coração e na alma tudo é possível, basta acreditar, obrigado por devolverem minha fé.

A todos os professores do curso pelos ensinamentos e dedicação em sala de aula.

Aos programas de ensino FAPERGS e CAPES/CNPQ pela bolsa de iniciação científica e mestrado.

Aos membros da banca e todos que de alguma forma fizeram parte dessa jornada o meu mais sincero muito obrigado, deixo a vocês a minha gratidão e meu comprometimento de um dia poder retribuir.

Para mim viver é estar continuamente motivado. O significado da vida não é simplesmente existir, sobreviver, mas sim crescer, alcançar e conquistar.

(Arnold Schwarzenegger)

RESUMO

DESENVOLVIMENTO, PROJETO E ANÁLISE DE FOTOBIORREADORES HÍBRIDOS EM ESCALA PILOTO

DISCENTE: Rodrigo Stefanello Bizello Barrios
ORIENTADOR: Eduardo Jacob Lopes

O desenvolvimento tecnológico para produção de biomassa microalgal, configura a busca por tecnologias que sejam energeticamente eficientes e economicamente viáveis. O fotobiorreator híbrido é a combinação de dois tipos de reatores buscando a melhor configuração do sistema, sobressaem por apresentar maior produtividade em biomassa microalgal, menor consumo de energia, eficiente controle de variações físico-químicas quando comparados reatores abertos do tipo raceway ou fechados do tipo tubulares. Em face disto, o trabalho teve por objetivos: (I) realizar o aumento de escala de um fotobiorreator híbrido, (II) avaliar a cinética de crescimento da microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) em fotobiorreator híbrido, (III) operar o fotobiorreator híbrido nas quatro estações do ano, (IV) aplicar a análise técnico econômica em fotobiorreator híbrido, (V) estabelecer a análise do ciclo de vida em fotobiorreator híbrido, (VI) extrapolar a operação descontínua para contínua. Em termos de condições operacionais do processo, definiu-se concentração inicial de 100mg/L e temperaturas de 25°C, aeração de 1 VVM (Volume de ar por volume de meio por minuto), 15% de CO₂ e meio de cultura M-8a, como ideais para o cultivo da microalga. A microalga *Scenedesmus obliquus* apresentou desempenho cinético com concentração celular máxima de 1775mg/L, na estação do inverno, em temperatura de cultivo na faixa de 22,3°C a 26,2°C. Concomitantemente, a pegada hídrica do sistema foi de 73% de retorno da água utilizada na produção de biomassa. O custo necessário para construção, operação e manutenção do sistema é estimado em 886,08R\$/m³. Finalmente, os resultados evidenciaram que o fotobiorreator híbrido tem potencial de aplicação para produção de biomassa de microalgas de forma sustentável e eficiente.

Palavras-chave: *Scenedesmus obliquus*, fotobiorreator híbrido, biomassa, aumento de escala, análise econômica, análise de ciclo de vida.

ABSTRACT

DEVELOPMENT, DESIGN AND ANALYSIS OF HYBRID PHOTOBIOREACTORS IN PILOT SCALE

AUTHOR: Rodrigo Stefanello Bizello Barrios
ADVISOR: Eduardo Jacob Lopes

The technological development for the production of microalgal biomass, configures the search for technologies that are energy efficient and economically viable. The hybrid photobioreactor is the combination of two types of reactors seeking the best configuration of the system, stand out for having greater productivity in microalgal biomass, lower energy consumption, efficient control of physicochemical variations when compared to open type raceway or closed type reactors tubular. The objective of this work was to: (I) perform the scaling up of a hybrid photobioreactor, (II) evaluate the growth kinetics of *Scenedesmus obliquus* microalgae (CPCC05) in hybrid photobioreactor, (III) operate the hybrid photobioreactor in (IV) to apply the economic technical analysis in hybrid photobioreactor, (V) to establish the life cycle analysis in hybrid photobioreactor, (VI) to extrapolate the discontinuous operation to continuous. In terms of process operating conditions, initial concentration of 100 mg/L and temperatures of 25°C, aeration of 1VVM (Air volume per volume of medium per minute), 15%CO₂ and M-8a culture medium were set a ideal for growing of the microalga. The microalga *Scenedesmus obliquus* presented kinetic performance with maximum cellular concentration of 1775mg/L, in the winter season, at a temperature of 22,3°C a 26,2°C. Concomitantly, the water footprint of the system was 73% return of water used in the production of biomass. The cost required for the construction, operation and maintenance of the system is estimated at 886.08R\$/m³. Finally, the results showed that the hybrid photobioreactor has potential of application for the production of microalgae biomass in a sustainable and efficient way.

Keywords: *Scenedesmus obliquus*, hybrid photobioreactor, biomass, scale up, economic analysis, life cycle analysis.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Adaptada conforme patente (PCT/BR2014/000333, JACOB-LOPES et al., (2014), onde: (1) Biorreator de coluna de bolhas; (2) Sistema de dispersão de gases; (3) Bomba centrífuga; (4) Plataforma de iluminação; (5) sensor (pH, temperatura, CO ₂).	27
Figura 2 – Esquema representativo do fotobiorreator híbrido de escala piloto. Reator de coluna de bolhas (1); Difusor circular de ar (2); Rotâmetro (3); Bomba centrífuga (4); Plataforma de iluminação (5); Sensores de pH e temperatura (6).	28
Figura 3 – Fotobiorreator híbrido em escala piloto em operação. (ALGAE Biotecnologia Ltda., Piracicaba – SP).	29
Figura 4 – Detalhamento dimensional do biorreator de escala piloto ($V_1=0,47m^3$). Representação frontal (L=0,52m, D=1,00m), com abertura superior (0,60m).	36
Figura 5 – Detalhamento do sistema de aeração do biorreator de escala piloto.	36
Figura 6 – Detalhamento dimensional do biorreator de escala industrial ($V_2=20.000L$). (A) – Representação frontal (L=1,50m, D=2,44m). (B) – Representação lateral ($V_A=4.000L$, $V_B=8.000$, $V_C=8.000L$. Cada compartimento apresenta abertura superior (escotilha de 0,60m).	36
Figura 7 – Detalhamento do sistema de aeração do biorreator em escala industrial	37
Figura 8 –Fotobiorreator híbrido escala industrial em operação. (ALGAE Biotecnologia Ltda., Holambra – SP).	37
Figura 9 – Complexo experimental de bioprocessos para produção de microalgas (ALGAE Biotecnologia Ltda., Holambra – SP).	37
Figura 10 – Intensidade luminosa máxima nas quatro estações do ano. Os dados foram obtidos através do Handbook Solar Electricity Editon (2017).	39
Figura 11 – Variação média de temperatura mensal nas quatro estações do ano. Os dados da temperatura ambiente foram retirados da base de dados do Posto Meteorológico de Piracicaba - SP, Base de Dados da Estação Automática, Área de Física e Meteorologia–LEB-ESALQ-USP.	40
Figura 12 – Concentração de biomassa em escala piloto nos meses correspondentes às estações do outono, inverno, primavera e verão, em função do tempo.	41
Figura 13 – Dados da faixa média de temperatura ambiente e faixa média de temperatura no líquido do cultivo da microalga.	42

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Indicadores de potencial de sustentabilidade ambiental (razão de energia (RE) e potencial de aquecimento global) para as quatro estações do ano.	43
Tabela 2 – Custos de equipamentos utilizados no processo.....	45
Tabela 3 – Investimento de capital fixo do processo.....	46
Tabela 4 – Custo do processo.....	47
Tabela 5 – Detalhamento do fotobiorreator híbrido para produção de biomassa em escala industrial.....	50

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO	13
OBJETIVOS	15
Objetivo Geral	15
Objetivos Específicos	15
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
Microalgas	17
Sistemas comerciais de cultivo microalgal	18
Fotobiorreatores	19
Ampliação de biorreatores	20
Análise econômica de bioprocessos	22
Avaliação do ciclo de vida	24
MATERIAL E MÉTODOS	26
Microorganismo e meio de cultura	27
Fotobiorreator híbrido	27
Obtenção dos dados cinéticos	29
Métodos analíticos	30
Parâmetros cinéticos	30
Ferramentas de sustentabilidade ambiental	31
Análise do ciclo de vida	31
Balanço energético	31
Balanço de água	31
Potencial de aquecimento global	32
Análise de custos	32
Análise de viabilidade do processo	33
Extrapolação da operação descontínua para operação contínua	34
Aumento de escala do fotobiorreator híbrido	34

RESULTADOS E DISCUSSÃO	38
Condições climáticas.....	39
Efeito das condições climáticas e sazonalidades nos parâmetros cinéticos .	41
Análise de sustentabilidade	43
Análise de custos.....	44
Extrapolação da operação descontínua para contínua	48
Aumento de escala do fotobiorreator híbrido microalgal para produção de biomassa.....	48
CONCLUSÃO GERAL	51
REFERÊNCIAS.....	53

INTRODUÇÃO

Devido ao acelerado crescimento populacional, o mundo tem se deparado com o uso desordenado dos recursos energéticos e alimentares, em paralelo ao esgotamento dos recursos fósseis. Atualmente, estes recursos não são considerados sustentáveis e seu consumo contínuo está causando sérios problemas ambientais. Simultaneamente, uma questão de grande preocupação é o elevado nível de gases de efeito estufa (GEE) na atmosfera, especialmente o dióxido de carbono (CO₂), a partir da combustão de combustíveis fósseis, os quais são um dos responsáveis pela mudança climática global (WU et al., 2018).

Hoje, o setor industrial é responsável pela maior parcela das emissões de efluentes gasosos. Especificamente para a indústria de alimentos, a utilização de energia é elevada, o que impacta diretamente na maior geração de CO₂ durante a produção e processamento de produtos. De fato, os dados disponibilizados pela FAO (*Food and Agriculture Organization*) indicam que a atividade do setor de alimentos contribui aproximadamente com 20% da emissão mundial de gases poluentes, o que corresponde a 263,7 milhões de toneladas/ano (FAO, 2012).

Diante desse cenário, inúmeras pesquisas têm sido projetadas com o propósito de reduzir a pegada de carbono, seja através do sequestro biológico ou não biológico. Ao mesmo tempo, os desafios existentes nesse campo, destacam a necessidade de desenvolver e avaliar projetos capazes de capturar e usar substanciais concentrações de CO₂ (KHOO et al., 2017).

Assim, os bioprocessos mediados por microalgas surgem como uma alternativa potencial para capturar e utilizar carbono. Estes processos são desenvolvidos em sistemas denominados de fotobiorreatores, os quais são projetados na tentativa de alcançar uma eficiente bioconversão de CO₂ em produtos de valor agregado (HOSSEINI et al., 2018).

A maioria dos estudos de fotobiorreatores sobre dimensionamento e otimização conduzidos em escala laboratorial geralmente são caracterizados por reduzidos volumes de trabalho. No entanto, no que se refere à processos industriais, é imperativo realizar a transposição dos resultados obtidos em escala de bancada para uma escala piloto e industrial (CUELLO et al., 2016).

Fotobiorreatores híbridos surgem em um cenário promissor devido ao seu baixo custo de construção, fácil manutenção, controle eficiente de pH, temperatura e injeção

de CO₂, sendo a combinação de dois tipos de reatores responsável por caracterizar o sistema do fotobiorreator híbrido. Estudos de (KUMAR et al., 2011), demonstram que este tipo de fotobiorreator apresenta maior produtividade em termos de biomassa microalgal, menor consumo de energia para o funcionamento do sistema e também um bom desempenho biológico da cultura.

Finalmente, o desenvolvimento, projeto e análise de fotobiorreatores híbridos em escala piloto, aplicáveis à conversão de dióxido de carbono em bioprodutos microalgais, fornece informações úteis referentes a viabilidade a nível industrial.

OBJETIVOS

Objetivo Geral

Desenvolvimento, projeto e análise de fotobiorreatores híbridos em escala piloto.

Objetivos Específicos

Realizar o aumento de escala do fotobiorreator híbrido;

Avaliar a cinética de crescimento da microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) em fotobiorreator híbrido;

Operar o fotobiorreator híbrido durante quatro estações do ano;

Aplicar a análise técnico econômica em fotobiorreator híbrido;

Estabelecer a análise do ciclo de vida em fotobiorreator híbrido;

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Microalgas

As microalgas possuem altas taxas de crescimento e eficiência fotossintética quando cultivadas em ambientes específicos, sendo caracterizadas através da natureza química dos produtos de reserva, pigmentação, parede celular e ainda conforme sua citologia e morfologia. Estes microrganismos são considerados uma das formas de vida mais antigas da terra (BLANKEN et al., 2016).

A denominação microalgas inclui organismos de estrutura celular procariótica, como a *Cyanophyta* e *Prochlorophyta*, e também de estrutura celular eucariótica, como *Chlorophyta*, *Euglenophyta*, *Rhodophyta*, *Haptophyta*, *Heterokontophyta*, *Cryptophyta* e *Dinophyta* (SUGANYA et al., 2016).

Estes microrganismos são de vital importância para o ecossistema, pois produzem quase metade do oxigênio atmosférico, através do metabolismo fotossintético e, portanto, importantes para o ciclo global do carbono, sequestrando o dióxido de carbono (CO₂) dissolvido na atmosfera e na água (SHARMA & SINGH, 2017). No entanto, alguns desses microrganismos possuem versatilidade no que se refere a manutenção de suas estruturas celulares e apresentam metabolismo de respiração e fixação de nitrogênio (CARVALHO et al., 2011).

O mecanismo da fotossíntese caracteriza-se em duas etapas: uma reação fotoquímica e uma reação de fixação de carbono. Na qual, ocorre a incorporação do CO₂ na ribulose 1,5 bifostato (RuBisCO) requerendo energia durante a reação catalítica da enzima primária RuBisCO carboxilase. O produto da reação é quebrado em duas moléculas de três carbonos, ácido fosfoglicérico (PGA), e a redução do PGA, provocado pelo transportador de elétrons NADPH (nicotinamida adenina dinucleotídeo fosfato) que conduz a açúcares fosforados intermediários e finalmente a glicose. Esta sequência de transformações metabólicas é conhecida como ciclo de Calvin-Benson-Bashan (WILLIAMS & LAUREN, 2010).

Microalgas são capazes de assimilar carbono inorgânico por três vias diferentes: (I) absorção direta do CO₂ através da membrana celular; (II) utilização de bicarbonato através da indução da enzima anidrase carbônica, que converte os íons de bicarbonato em dióxido de carbono; (III) o transporte de HCO₃⁻ diretamente através da membrana plasmática (GUO et al., 2017). A enzima anidrase carbônica catalisa a reação de conversão do bicarbonato em dióxido de carbono, além disso o RuBisCO usa o CO₂ como substrato para formar fosfoglicerato. A velocidade da reação pode

ser lenta devido a limitações de dióxido de carbono. Assim, a anidrase carbônica é uma enzima muito eficiente podendo gerar elevadas concentrações de CO₂ (SWARNALATHA et al., 2015).

A espécie de microalga *Scenedesmus obliquus* apresenta célula fusiforme-alongada, extremidades celulares gradualmente atenuados, é de água doce sendo amplamente aplicada na biorremediação de poluentes ambientais, apresenta potencial exploratório, produtividade elevada em biomassa, capaz de acumular uma quantidade considerável de lipídeos (QIAO-HUI et al., 2015).

Em alguns estudos, este microrganismo foi capaz de contribuir para remoção dos poluentes orgânicos de águas residuária através da biodegradação e ou na utilização de compostos orgânicos, mostrando promissora capacidade de conversão de carbono (CHEAH et al., 2015). Segundo (DE MARCHIN et al., 2015), a microalga *Scenedesmus obliquus* apresentou elevado crescimento celular em meio de cultura com níveis de pH superiores, com valores ao qual outros microrganismos não crescem rapidamente.

Sistemas comerciais de cultivo microalgal

Microalgas são fonte produtora de pigmentos, como β -caroteno, astaxantina, clorofila e ficocianina, e também vitaminas de interesse comercial, como a vitamina B12 e vitamina E, relacionadas diretamente com a síntese celular. Os carotenoides são os mais demandados pelo mercado e as ficobilinas azuis conhecidas como ficocianinas podem ser utilizadas como corantes naturais, tanto em alimentos, como em cosméticos, o que garante a procura desses elementos no mercado é o fato de apresentarem qualidade nutracêutica e antioxidante (POOJARY et al., 2016 PATIAS et al., 2017).

A grande diversidade de componentes que constituem a biomassa microalgal, como proteínas, carboidratos e lipídios, possibilita o emprego amplo na sua comercialização, sendo exploradas pelas indústrias química, farmacêutica, alimentícia e de ração animal (RAMIREZ et al., 2013; VALVERDE et al., 2016; QUEIROZ et al., 2017). Sendo, a comercialização de pigmentos uma boa alternativa para a viabilidade de cultivos comerciais visto o seu alto valor agregado.

Devida a elevada produção de alimentos industrializados, processados e ultraprocessados que almeja um menor custo e posicionamento no mercado, muito dos ingredientes utilizados, como no caso dos ácidos graxos são gorduras saturadas

e ou hidrogenadas. As microalgas são excelente fonte de ácidos graxos, entre eles os mais procurados são: o ácido linolênico, ácido araquidônico, ácido eicosapentaenóico e o ácido docosaexaenóico, principalmente utilizados em suplementos nutricionais, leites artificiais e na aquicultura (PEREIRA et al., 2018; SAJJADI et al., 2018).

As microalgas são capazes de produzir diversas substâncias de elevada atividade biológica. Tais substâncias possuem aplicações clínicas por apresentarem atividades antibiótica, anti-inflamatória, antiviral, anticarcinogênica, redutoras de colesterol, entre outras. Substâncias com forte capacidade citotóxica são candidatas naturais a compostos terapêuticos. Novos antibióticos, extraídos de microalgas veem se mostrando promissores e são produzidos por algumas cianobactérias (MANIRAFASHA et al., 2016; SATHASIVAM et., 2017).

Desta forma, as aplicações comerciais baseadas em cultivos microalgais dependem da produção de culturas com altas densidades celulares, em grandes volumes. A base fisiológica das microalgas e os estudos em escala laboratorial fornecem os princípios básicos da demanda exigida pelas espécies de interesse. Contudo, as dificuldades técnicas enfrentadas pela diferença da dimensão dos cultivos, bem como a forma com que a biomassa de algas formada pode ser aproveitada, podem determinar a viabilidade ou não dos cultivos em escala comercial (SPOLAORE et al., 2006).

Fotobiorreatores

Fotobiorreatores são definidos como dispositivo composto por um recipiente de cultura onde o mesmo recebe iluminação, concebida para controlar a biotransformação de dióxido de carbono em biomassa e bioprodutos. Os fotobiorreatores subdividem-se em abertos e fechados. Sistemas abertos são mais fáceis de construir, econômicos e de controle simples em relação aos sistemas fechados. Dentre os sistemas abertos mais comumente utilizados: (i) tanques circulares agitados, (ii) tanques raceway, sendo este o sistema aberto de maior aplicabilidade industrial (JACOB-LOPES et al., 2014b).

Fotobiorreatores classificados como sistemas fechados são caracterizados por elevada eficiência fotossintética associado a precisão no controle das variáveis operacionais, pois há menor risco de contaminação do microrganismo a ser explorado no sistema, minimiza perdas de água por evaporação, que são significantes neste tipo de sistema. Todavia, a construção de sistemas fechados tem alto custo, uma vez que

necessitam de materiais transparentes, sendo complexos operacionalmente e difíceis de escalar (LEHR & POSTEN, 2009).

Sistemas abertos trazem vantagens, sendo de fácil limpeza, exposição direta ao sol, menor acúmulo de oxigênio, liberando-o para a atmosfera. No lado negativo, são dependentes do clima, apresentam risco maior de contaminação, e altas perdas de CO₂, requer grandes extensões de terra disponíveis, para elevados volumes de produção. No entanto, o custo de construção é mais baixo que dos sistemas fechados (YOUN et al., 2018).

Portanto, o projeto de fotobiorreatores para o tratamento de compostos poluentes, produção de biomassa e bioprodutos de interesse, são baseados em sistemas que permitam elevada eficiência de penetração de luz, adequado sistema de mistura, facilidade de controle das condições da reação, suprimento eficiente de fontes de carbono, reduzido estresse hidrodinâmico das células e facilidade no aumento de escala (IFRIM et al., 2016).

Segundo (KUMAR et al., 2011) fotobiorreatores híbridos caracterizam pela combinação de dois tipos de reatores, buscando assim as vantagens de cada sistema para suprir as desvantagens que possam apresentar. Fotobiorreatores híbridos sobressaem pois apresentam melhor controle de variações físico-químicas, gerando maior produtividade em biomassa microalgal, menor consumo de energia, e bom desempenho biológico da cultura.

Ampliação de biorreatores

No desenvolvimento de processos microalgais, quando o viés econômico adequado de operação é encontrado em escala de bancada, as quais correspondem à obtenção elevada da performance microalgal para valores de produtividade e rendimento em biomassa, na geração de produtos de interesse, sob o ponto de vista econômico, há a necessidade de se ampliar a escala de produção até uma escala industrial (SCHREIBER et al., 2017).

Na grande maioria dos processos de ampliação de escala de reatores, naturalmente o desenvolvimento de uma escala parte de menores volumes de produção para uma escala de maiores volumes de produção. Nesse sentido, a variação de escala é conhecida como aumento de escala ou "scale-up". Caso contrário, ou seja, quando a operação industrial já está em funcionamento e surge a

necessidade de elaboração de ensaios em escala menor, a fim de verificar aspectos operacionais, ocorre redução de escala ou "scale-down" (XU et al., 2009).

Dessa forma, entende-se que a ampliação de escala de reatores microalgais explora os problemas agregados com a transposição de dados obtidos em reatores de escalas laboratoriais e piloto, para volumes produtivos de reatores industriais, e também o inverso das escalas. Compreendem-se por biorreatores convencionais tanques equipados de dispersores de gás e agitador mecânico, constituído de motor, eixo e impulsores (GROBBELAAR, 2012).

Assim, o aumento de escala de biorreatores é usualmente executado em três estágios: escala de bancada (I), escala piloto (II), escala industrial (III).

Escala de bancada (I), menor custo operacional e maior flexibilidade na realização experimental do processo, os dados básicos são obtidos no maior nível de detalhamento possível. Nessa escala, realizam-se a seleção do microrganismo e o desenvolvimento do meio de cultura ideal e são também escolhidas as condições de temperatura e pH para o processo, assim como a forma de operar o biorreator. Caso o processo seja aeróbio, deve-se conhecer a velocidade de consumo de gases, a fim de que se possa dimensionar o sistema de transferência de gases (KARAM et al., 2017).

Escala piloto (II), operação com gasto elevado, deve-se manter constante as variáveis de temperatura, pH, meio de cultura, e forma operacional. Sobre esse conhecimento acumulado, define-se um determinado critério para ampliação de escala, ou seja, uma determinada grandeza que deverá ser a mesma na escala piloto em relação à empregada na escala de bancada (I). No caso, do uso de células filamentosas pode-se pensar em manter constante o cisalhamento no reator, e no caso de cultivo de células aeróbias mantem-se constante o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (KLa). Assim, opera-se a escala piloto, com o objetivo de obter desempenho igual observado na escala de bancada (REN et al., 2017).

Escala industrial (III), devido ao próprio volume de operação, relacionado a grande dimensão do reator, visa o lado econômico do processo, ou seja, produção em alta escala. Nesta escala, prioriza operar o reator sob condições de similaridade às ajustadas na escala piloto (II), as quais comportaram a obtenção do desempenho adequado do processo. Em alguns casos, surgem escalas intermediárias entre a escala piloto e industrial, e esse tipo de ampliação intermediária é empregada no preparo de inóculo para o reator principal, ou para ensaiar o uso de um novo microrganismo (QUINN et al., 2011).

O grande problema da ampliação da escala de biorreatores está em reproduzir, na escala industrial (III), condições ambientais responsáveis pelo desempenho do sistema, obtidas nas escalas de bancada (I) e piloto (II) (GRIMA et al., 1999; JANSSEN et al., 2003).

Em face disto, o procedimento de ampliação de escala utiliza-se de critérios que se baseiam, em manter semelhança geométrica na escala de maior volume, ou seja, operar a nova escala reproduzindo as condições encontradas na escala de menor volume. Os critérios de ampliação de escala seriam: taxa volumétrica de transferência de oxigênio constante (KLa), potência por unidade de volume constante (Pg/V), tempo de mistura iguais (tm), número de Reynolds constante (NRe) (XU et al., 2017).

Análise econômica de bioprocessos

O fundamento de qualquer empreendimento comercial baseia-se na compra e venda. A diferença entre, compra e venda, representa o lucro que é o estímulo para realização desse tipo de empreendimento. Na indústria também ocorre a compra e venda, porém existe uma diferença que é o fator transformação, isto é, os produtos comprados são modificados ou compostos antes de serem vendidos (HITOMI, 1996).

Todo o empreendimento requer uma despesa inicial e em uma indústria, tornam-se mais significativas dependendo do porte industrial: construção civil, equipamentos de processo, veículos, equipamentos de laboratório, e muitas outras despesas que são realizadas antes do funcionamento da indústria. Toda a despesa relacionada à construção e colocação em funcionamento é conhecida como investimento (ι) (GNANSOUNOU & DAURIAT, 2010).

Toda a planta de bioprocessos tem um tempo de vida, praticamente todo o seu valor é perdido, restando apenas um valor conhecido como residual, que é uma pequena porcentagem do investimento inicial. Deve-se então subdividir as parcelas do investimento ao longo dos anos de funcionamento, como sendo uma despesa relativa ao capital. Essa parcela é conhecida como depreciação (D), representando a perda do valor investido, ao longo do tempo, portanto, um custo de transformação. Sendo a avaliação econômica de um projeto definida como a análise dos dados, que tem por finalidade o conhecimento da viabilidade econômica (TERCERO et al., 2014).

A análise de viabilidade econômica, determina o montante de investimentos necessários para a comercialização de um empreendimento atrelando-se a vários

fatores, entre os quais, tamanho da planta de bioprocessos, processo selecionado, localização (PETERS & TIMMERHAUS, 2003). Dado que, alguns itens compõem os investimentos: terreno (custo, limpeza, medição, terraplanagem, impostos), construção (edificações, equipamentos principais e auxiliares, veículos, utilidades, instalações, montagens, tubulações), engenharia (projeto, supervisão). Outro item de custo são os recursos necessários empregados no capital de giro inicial (RICHARDSON et al., 2010).

O capital de giro é o valor representado pelo estoque de matéria-prima, embalagens e produtos terminados, necessário para iniciar as atividades da empresa. Esse valor é calculado através de critérios técnicos tais como: sazonalidade da matéria-prima, racionalização do sistema de compra e venda (XIANG et al., 2014).

A operação da unidade gera gastos, aos quais são custos de produção, sendo a soma dos custos variáveis (CV) e os custos fixos (CF). Nos custos variáveis (CV) estão todas as despesas que dependem diretamente da produção, sendo composto por: salários, encargos sociais, matérias-primas, produtos auxiliares, juros sobre o capital de giro e manutenção. Entretanto, os custos fixos (CF), agrupam as despesas que dependem exclusivamente da organização administrativa, esses componentes não se alteram com variações na escala de produção, associam-se: salários, encargos sociais, depreciação, seguros, juros sobre o capital investido (BARRETO, 1996).

Segundo (LIU, 2016), em uma análise econômica de bioprocessos deve-se buscar vários objetivos básicos para o sucesso do desenvolvimento do projeto:

Os equipamentos projetados para a unidade industrial, devem ser projetados em maiores escalas possíveis, devido à economia de escala. Existe uma relação empírica entre o tamanho de uma instalação e o seu custo. Este estudo é fundamental para facilitar a ampliação do tamanho de uma planta de bioprocessos.

O microrganismo deve atuar nas temperaturas mais variáveis possíveis, buscando reduzir problemas de aquecimento ou resfriamento do reator, apresentar alta velocidade de crescimento, constância fisiológica, rendimento e produtividade elevada, não formar toxinas, serem de fácil cultivo e conservação, e também utilizar o meio de cultura eficientemente.

O meio de cultura que satisfazer as condições nutricionais do microrganismo, proporcionando condições ideais para a formação de bioprodutos, tendo o menor custo, pode ser usado como meio industrial de bioprocessos.

Avaliação do ciclo de vida

Especificamente, a avaliação do ciclo de vida, otimiza métodos, para compreender e minimizar impactos ambientais relacionados com a produção e o consumo de produtos, quantificando os usos e liberações de energia e materiais para o meio ambiente, visando implementar melhorias. Todavia, busca abranger todo o ciclo de vida do processo, os materiais de processamento, fabricação, transporte e distribuição, utilização, manutenção e reciclagem (MACENO et al., 2018; DEPRÁ et al., 2018).

Além disso, segundo (DEPRÁ et al., 2018), o estudo de avaliação da análise do ciclo de vida é separado em etapas, as quais estão divididas em: (I) objetivo e escopo, (II) inventário do ciclo de vida, (III) avaliação do impacto do ciclo de vida, (IV) interpretação.

Objetivo e escopo (I), o objetivo representa as razões do estudo e identifica os pontos críticos com aplicação direcionada a um público-alvo específico. Como exemplo, a comparação entre diferentes produtos realizando a mesma função e a identificação de etapas, possibilitando melhorias e novas possibilidades no desenvolvimento de processos ou novos produtos. O escopo abrange em sua totalidade a definição do sistema a ser estudado, caracterizando o desempenho do processo e a quantificação das funções desempenhadas, ou seja, sua unidade funcional, a qual estabelece limites do sistema especificando requisitos de qualidade e critérios aos dados utilizados como informação de entrada e saída (WULF et al., 2018).

Inventário do ciclo de vida (II), é a etapa da aplicação da avaliação do ciclo de vida, englobando os procedimentos de coleta e cálculo de dados. Basicamente, as informações obtidas, associadas aos fluxos de entrada e saída, devem estar relacionadas à unidade funcional estabelecida na etapa (I). Esta fase, depende exclusivamente da confiabilidade dos dados obtidos nas demais etapas (HAUPT et al., 2018).

Avaliação do impacto do ciclo de vida (III), é considerada a terceira etapa da ferramenta de análise do ciclo de vida, têm como fundamentos normativas ISO. Neste estágio, os fluxos de entradas e saídas de energia são convertidos em resultados de impactos ambientais. Para a implementação da avaliação de impacto do ciclo de vida, existe três etapas obrigatórias: seleção das categorias de impacto, classificação das categorias de produtos em diferentes categorias de impacto e a caracterização de

possíveis impactos, estimando e usando alguns fatores científicos. Entretanto, há elementos opcionais como padronização, agregação e ponderação que podem ser aplicados para fornecer informações, garantindo maior precisão de análise (LAURIN & DHALIWAL, 2017).

Interpretação (IV), é a última etapa, conhecida por ser uma das etapas mais sensíveis, uma vez que as suposições e ajustes feitos nas etapas (I), (II) e (III), podem afetar o resultado final do projeto. É responsável por formular recomendações e conclusões a serem apresentadas através de relatórios finais. Em face disto, o relatório final deve descrever de forma que possibilita a utilização dos dados e interpretações com os objetivos estabelecidos para o estudo. Deve assim consistir, etapas de questões significativas, avaliação, verificação, recomendações e conclusões (DEPRÁ et al., 2018).

Finalmente, a avaliação do ciclo de vida é uma ferramenta padronizada do método ISO, usada para comparação do desempenho ambiental de sistemas de processos industriais, para identificar pontos críticos ao longo da cadeia sistêmica. Com isso, o desenvolvimento contínuo desta ferramenta e a harmonização é necessária para aumentar a comparabilidade e a consistência dos dados obtidos através da avaliação do ciclo de vida (XU et al., 2019).

MATERIAL E MÉTODOS

Microrganismo e meio de cultura

A espécie utilizada foi a *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) obtida da Coleção de Culturas de Algas e Cianobactérias (CPCC) da Universidade de Toronto, Canadá. As culturas estoque foram propagadas e mantidas em meio de cultura adaptado M-8a: Ureia (1,800g/L), MKP (1,000g/L), $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ (0,400g/L), $CaCl_2 \cdot 2H_2O$ (0,013g/L), EDTA Férrico (0,116g/L); KSC Mix (0,050g/L); $NaHCO_3$ (0,100g/L) (KLIPHUIS et al., 2010), e pH 7,6. As condições de incubação foram: temperatura de 25°C, intensidade luminosa de $67 \mu mol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$, fotoperíodo de 12h e agitação constante de 1VVM (volume de ar por volume de cultura por minuto).

Fotobiorreator híbrido

O cultivo da microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) foi realizado no fotobiorreator híbrido em escala piloto, conforme estudos realizados em escala laboratorial por (JACOB-LOPES et al., 2014), representado na Figura (1).

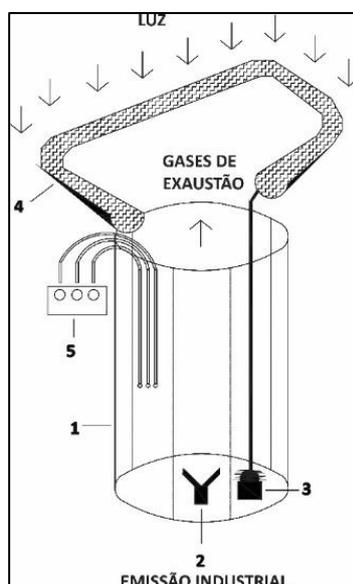


Figura 1 – Adaptada conforme patente (PCT/BR2014/000333, JACOB-LOPES et al., (2014), onde: (1) Biorreator de coluna de bolhas; (2) Sistema de dispersão de gases; (3) Bomba centrífuga; (4) Plataforma de iluminação; (5) sensor (pH, temperatura, CO_2).

O fotobiorreator híbrido em escala piloto, contém duas unidades principais de reação: um reator de coluna de bolhas acoplado a uma plataforma de iluminação, conforme Figura (2).

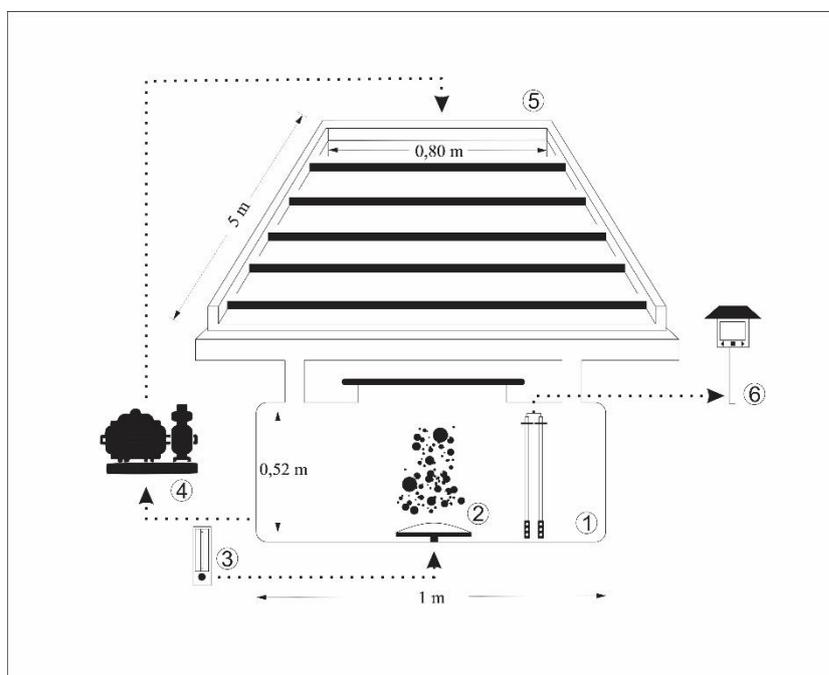


Figura 2 – Esquema representativo do fotobiorreator híbrido de escala piloto. Reator de coluna de bolhas (1); Difusor circular de ar (2); Rotâmetro (3); Bomba centrífuga (4); Plataforma de iluminação (5); Sensores de pH e temperatura (6).

A unidade de cultivo (1) consiste em uma estrutura cilíndrica fechada não transparente construído de polietileno (PE), diâmetro 1 m, altura de 0,52m (relação geométrica altura (L) e diâmetro (D) do projeto inicial será $L/D=0,52$), perfazendo 310L de volume útil de trabalho. O sistema de dispersão de gases é formado por um difusor de ar circular (2) de 0,022m membrana de bolha fina (B&Fdias, Vinhedos-SP, Brasil) localizado no centro da base da coluna. A injeção de fluxo de ar enriquecida com dióxido de carbono é controlada e medida por um rotâmetro (3) (KI-Key Instruments®, Trevoze-PA, USA).

A unidade correspondente à plataforma de iluminação (5) é uma placa de policarbonato alveolar 2mm de espessura, comprimento de 5m, com subdivisões a cada 0,80m de altura 0,04m, com 160L de volume útil de trabalho. A base da estrutura em todo o seu comprimento possui superfície lisa, com $1^{\circ}25'55''$ de inclinação.

A plataforma de iluminação (5) foi conectada na estrutura cilíndrica através de tubulações e bomba centrífuga (4) e o pH e a temperatura medidos através de sensores (6).

A Figura 3, demonstra o fotobiorreator híbrido em escala piloto em operação, podendo observar a plataforma de iluminação (5) conectada a unidade (1).



Figura 3 – Fotobiorreator híbrido em escala piloto em operação. (ALGAE Biotecnologia Ltda., Piracicaba – SP).

Obtenção dos dados cinéticos

Os experimentos foram realizados em fotobiorreator híbrido localizado na cidade de Piracicaba - SP (22° 43' 30"Latitude, 47° 38' 56"Longitude), na empresa ALGAE BIOTECNOLOGIA Ltda.

O sistema foi operado no regime descontínuo com volume de 0,470m³ de meio de cultura. As condições experimentais foram as seguintes: concentração inicial do inóculo de 100mg/L, temperatura diária ambiente, ficando exposto às quatro estações do ano, pH ajustado para 7,6, aeração de 1VVM (volume de ar por volume de cultura por minuto), o regime claro/escuro sendo 12h, somando as 24h/dia, vazão de 0,65L/min realizou-se através de uma bomba centrífuga KSB-Megabloc 1,5CV ligada no inversor de frequência.

O processo foi controlado através do painel de controle (RL-CONTROL), onde os ajustes de pH, vazão do líquido, injeção de ar e CO₂ foram programados automaticamente conforme as necessidades experimentais.

Métodos analíticos

A concentração da biomassa celular foi determinada gravimetricamente através da filtração de um volume conhecido de meio de cultura em membrana de 0,45µm de diâmetro (Millex FG, Billerica-MA, USA) e secada a 60°C por 24h (precisão de ± 10%).

A temperatura foi monitorada mediante sensor de temperatura, na faixa de temperatura (-10 a +100°C) (Mettler-Toledo, São Paulo -SP, Brasil).

A vazão de ar injetada foi através de um soprador da marca (ASTEN- Modelo-CRC431026TS, São Paulo -SP, Brasil), onde a mistura de ar enriquecido com CO₂ foi determinada utilizando rotômetros (KI-Key Instruments®, Trevoze-PA, USA, precisão de ± 5%).

A dinâmica do pH foi monitorada através do sensor de potencial hidrogeniônico, na faixa de medida de (0 a 14) (Mettler-Toledo, São Paulo -SP, Brasil).

Parâmetros cinéticos

Dados de biomassa foram utilizados para determinar a produtividade em biomassa (Px) conforme indica a Equação (1) e a velocidade máxima específica de crescimento conforme Equação (2), respectivamente:

$$P_x = \frac{(X_i - X_{i-1})}{(t_i - t_{i-1})} \quad (1)$$

$$\ln\left(\frac{X_i}{X_0}\right) = \mu_{\max} \cdot t \quad (2)$$

onde, Px é a produtividade em biomassa (mg/L.h), X é a concentração de biomassa em (mg/L), t é o tempo de residência celular (h) e µ_{máx} é a velocidade máxima específica de crescimento (h⁻¹).

Ferramentas de sustentabilidade ambiental

Análise do ciclo de vida

A avaliação do ciclo de vida é uma ferramenta fundamental para avaliar a utilização dos recursos e encargos ambientais relacionados com os processos. Além disso, foi utilizada para quantificar os fluxos de entrada e saída ao longo do sistema.

Balanço energético

A razão de energia (RE) foi calculada de acordo com JORQUERA et al., (2010), através da Equação (3):

$$RE = \frac{ERS}{EFE} \quad (3)$$

onde, ERS é a energia renovável de saída e EFE é a energia fóssil de entrada, sendo estimados em megajoules (MJ).

Balanço de água

A pegada de água (WF) de um espaço confinado ou processo é determinada pela soma das pegadas de água. A soma de todos os processos é determinada pela Equação (4), sendo expresso em volume de água (HOEKSTRA & MEKONNEN, 2012).

$$WF = \sum WF_{\text{azul}} + WF_{\text{verde}} + WF_{\text{cinza}} \quad (4)$$

onde, WF_{azul} corresponde a quantidade de água incorporada ao produto, WF_{verde} é determinado pelo volume de água consumida no processo de produção e WF_{cinza} refere-se ao volume de água o qual não pode ser mais reutilizado.

Potencial de aquecimento global

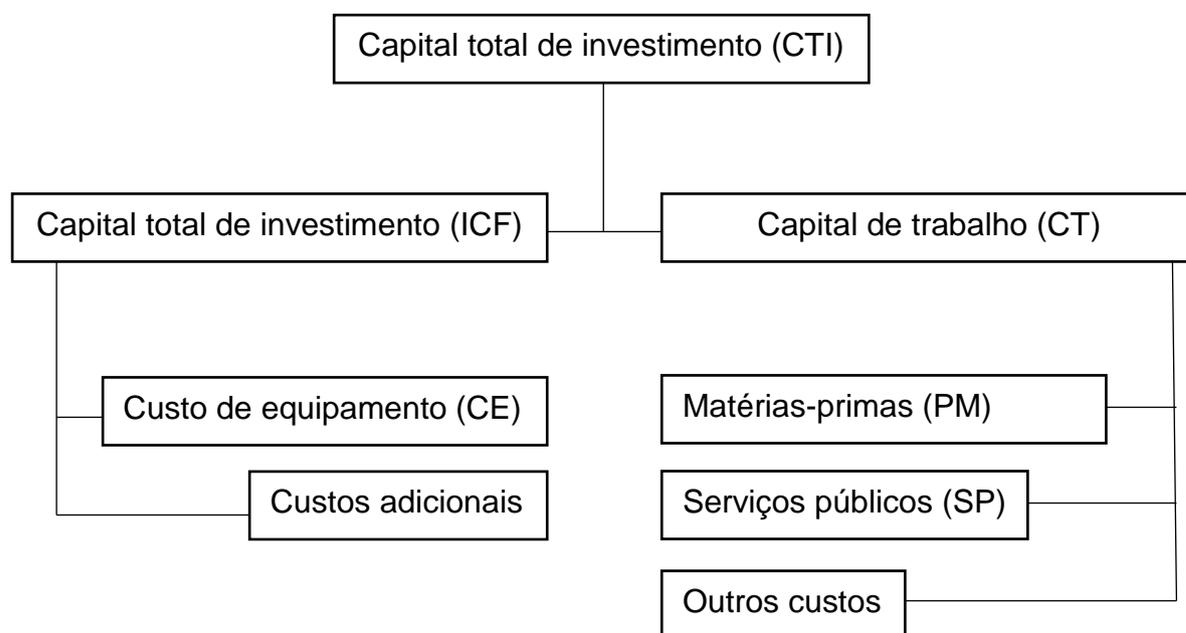
O potencial de aquecimento global é um indicador baseado nos fatores de caracterização do Painel Internacional sobre Mudanças Climáticas (IPCC), calculados de acordo com a Equação (5) (LARATTE et al., 2014; DEPRÁ et al., 2018).

$$E = \sum_i M_i \times P_i \quad (5)$$

onde, M_i representa as massas de substâncias i que contribuem para impactar E ; P_i são os fatores de caracterização de substâncias que contribuem para impactar E , sendo expressos em $\text{KgCO}_2\text{-eq}$.

Análise de custos

A análise de custos do fotobiorreator híbrido e a produção de biomassa da microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) descrita no Fluxograma (1), incluindo uma lista de equipamentos, e os consumíveis utilizados no processo.



Fluxograma 1 - Metodologia adaptada. (SANTOS, A. M. et al., 2017).

A metodologia utilizada para determinar o capital total de investimento (CTI) é demonstrada conforme equação 6. Onde, o CTI é a soma do investimento em capital fixo (ICF) e o capital de trabalho (CT), conforme (PETERS & TIMMERHAUS, 2003).

$$CTI = ICF + CT \quad (6)$$

O ICF de produção de biomassa representa o capital necessário para o equipamento de processo instalado para operação completa. De acordo, com a prática padrão de engenharia de bioprocessos, os custos fixos são estimados como principais fatores sendo custos de equipamentos (CE).

O capital fixo total foi calculado após determinar os valores de CE, utilizando os fatores Lang, multiplicando o fator com o item. O custo de cada item do projeto foi estimado conforme valores de venda determinados pelas empresas ao qual foram obtidos.

O CG consiste no montante investido em matérias-primas, serviços públicos, suprimentos e outros (supervisão, encargos de folha de pagamento, suprimentos operacionais, impostos). A quantidade de matérias-primas foi determinada conforme necessário para operar o volume de 0,470m³ do fotobiorreator híbrido no período de 330 dias, os valores relatados estão de acordo com o atual mercado, enquanto os serviços públicos utilizados: energia e água, seguem os valores estabelecidos pelo estado de São Paulo.

Os custos de mão-de-obra direta foram estabelecidos com base nos valores fixados para o estado de São Paulo ofertados pelo órgão de fomento ao desenvolvimento de pesquisa.

Análise de viabilidade do processo

Para determinar a viabilidade técnico-econômica do processo, uma análise econômica global foi realizada com base em relação ao custo / benefício, representada pela viabilidade de indicadores como CB (CB = custo fixo total / margem de contribuição do índice), margem de contribuição do índice (MCI = receita total – [custo variável total / receita total]), rentabilidade (R = lucro líquido / investimento total), rentabilidade (R = lucro líquido / receita total), e o período de retorno do investimento (PRI = investimento total / lucro líquido) (SANTOS, A. M. et al., 2017).

Extrapolação da operação descontínua para operação contínua

A extrapolação da operação descontínua para a operação contínua do fotobiorreator híbrido foi determinada com base nos dados cinéticos obtidos descontinuamente, associados com o balanço de massa da operação contínua, de acordo com metodologia proposta por MULLER-FEUGA et al., (2003).

Neste sentido, o balanço de células em um biorreator contínuo é representado pela Equação (7):

$$F_0 \cdot X_0 - F \cdot X + r_x \cdot V = \frac{d(XV)}{dt} \quad (7)$$

Considerando variação de densidade desprezível, volume constante e estado estacionário, a Equação (7) pode ser simplificada de acordo com a Equação (8):

$$\frac{F}{V} = \mu \quad (8)$$

Adicionalmente, considerando que a taxa de diluição equivale ao inverso do tempo de residência celular (X), na Equação (9) é possível correlacionar as Equações (7) e (8) para definir os parâmetros do projeto do biorreator contínuo.

$$\frac{F}{V} = \mu \therefore D = \frac{F}{V} \quad (9)$$

Aumento de escala do fotobiorreator híbrido

O método baseado na constância do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (KLa), envolvendo o cálculo de vazão requerida de ar a partir das relações de aeração por borbulhamento (sem agitação mecânica). As equações (10) e (11) de aeração por borbulhamento desenvolvidas por ECKENFELDER (1989).

$$KL = \frac{B \cdot V_B}{H^{1/3}} \cdot \frac{1}{N_{sc}^{V_2}} \quad (10)$$

$$a = \frac{Q.H}{100d_B.V_B.V} + B' \frac{1}{H} \quad (11)$$

onde, V_B é a velocidade terminal do ar, H é a altura da coluna d'água, d_B é o diâmetro da bolha, N_{sc} é o número de SCHIMDT, B' ; B são constantes.

Combinando as duas equações e desprezando o termo $B'1/H'$ (normalmente pequeno, tem-se a equação (12):

$$KLa = \frac{BH^{2/3}.Q}{10.Vd_B.N_{SC}^{V2}} \quad (12)$$

Se as propriedades físicas do líquido são constantes, equação (13).

$$KLa \propto \frac{Q}{V}.H^{2/3} \frac{1}{d_B} \quad (13)$$

Para o aumento de escala do fotobiorreator híbrido foi feito com base no critério do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (KLa) constante, segundo metodologia proposta por BAILEY & OLLIS, (1986), representada pela Equação (14):

$$\frac{d_1}{H_1} = \frac{d_2}{H_2} \quad (14)$$

A manutenção das taxas de transferência de oxigênio na escala industrial a partir do estabelecimento da vazão de ar requerida durante o borbulhamento Equação (15) definirá o projeto do biorreator (BAILEY & OLLIS, 1986):

$$\frac{Q_2}{V_2} = \frac{Q_1}{V_1} \left(\frac{H_1}{H_2} \right)^{2/3} \quad (15)$$

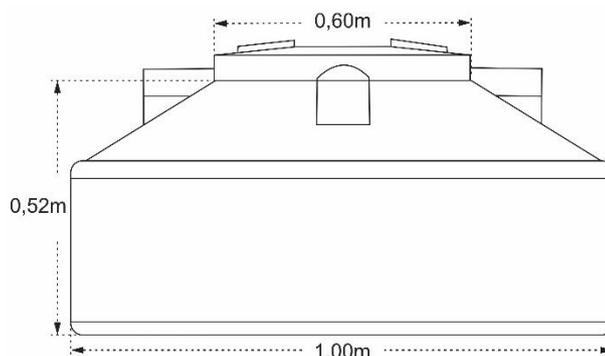


Figura 4 – Detalhamento dimensional do biorreator de escala piloto ($V_1=0,47m^3$). Representação frontal ($L=0,52m$, $D=1,00m$), com abertura superior (0,60m).

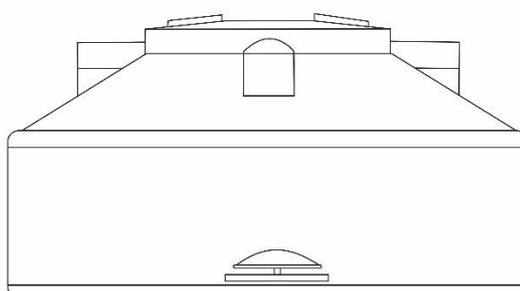


Figura 5 – Detalhamento do sistema de aeração do biorreator de escala piloto.

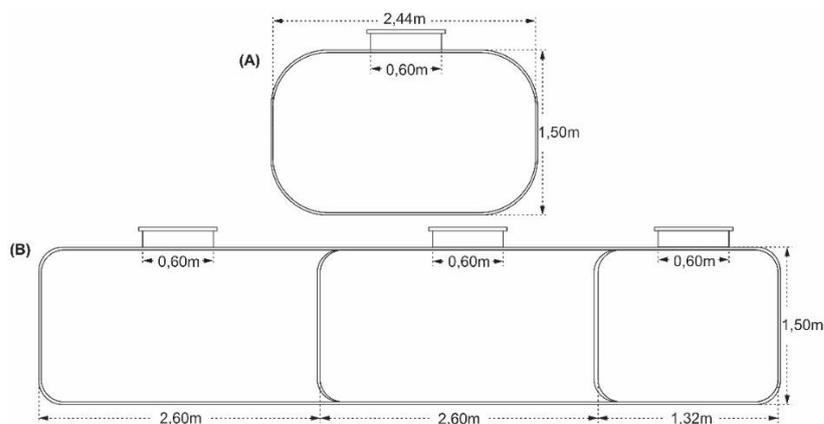


Figura 6 – Detalhamento dimensional do biorreator de escala industrial ($V_2=20.000L$). (A) – Representação frontal ($L=1,50m$, $D=2,44m$). (B) – Representação lateral ($V_A=4.000L$, $V_B=8.000$, $V_C=8.000L$. Cada compartimento apresenta abertura superior (escotilha de 0,60m).

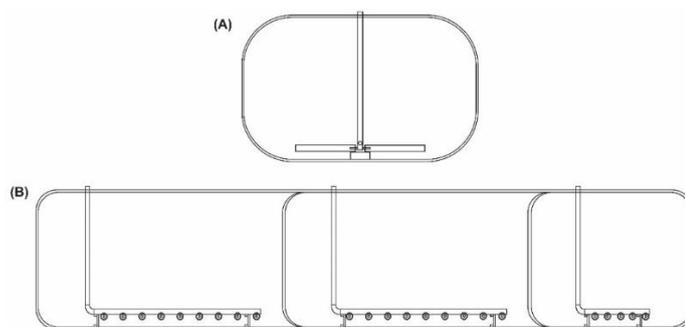


Figura 7 – Detalhamento do sistema de aeração do biorreator em escala industrial
(A) – Representação frontal. (B) – Representação lateral.



Figura 8 – Fotobiorreator híbrido escala industrial em operação. (ALGAE Biotecnologia Ltda., Holambra – SP).



Figura 9 – Complexo experimental de bioprocessos para produção de microalgas
(ALGAE Biotecnologia Ltda., Holambra – SP).

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Condições climáticas

Os valores de temperatura e radiação solar que foram medidos durante doze meses, nas quatro estações do ano no cultivo de microalgas *Scenedesmus obliquus* (CPCC05), na cidade de (Piracicaba-SP-22° 43' 30"Lat., 47° 38' 56"Long.), Brasil, estão apresentados nas Figuras (10) e (11).

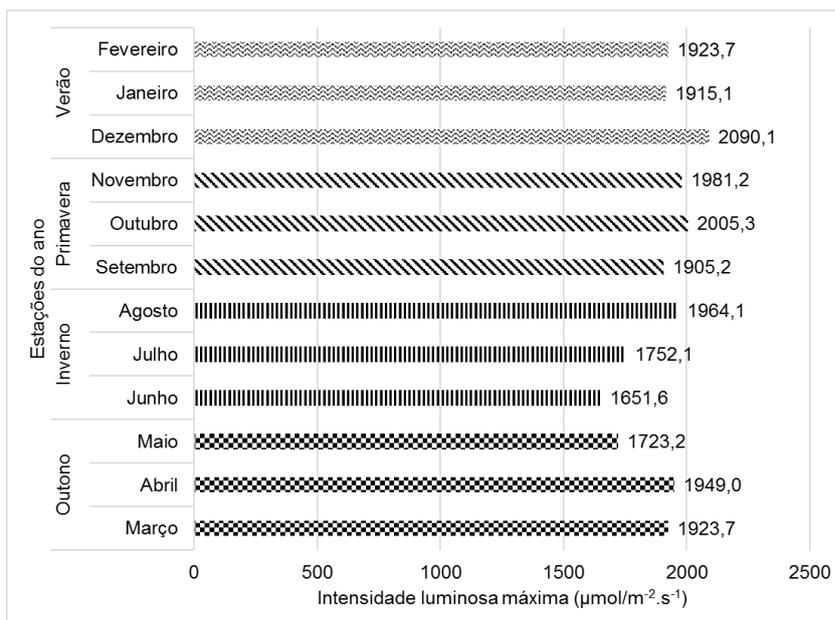


Figura 10 – Intensidade luminosa máxima nas quatro estações do ano. Os dados foram obtidos através do Handbook Solar Electricity Editon (2017).

A Figura (10), apresenta valor mínimo de 1651,6μmol/m².s⁻¹ e máximo de 2090,1 μmol/m².s⁻¹, de intensidade luminosa nas diferentes estações e meses.

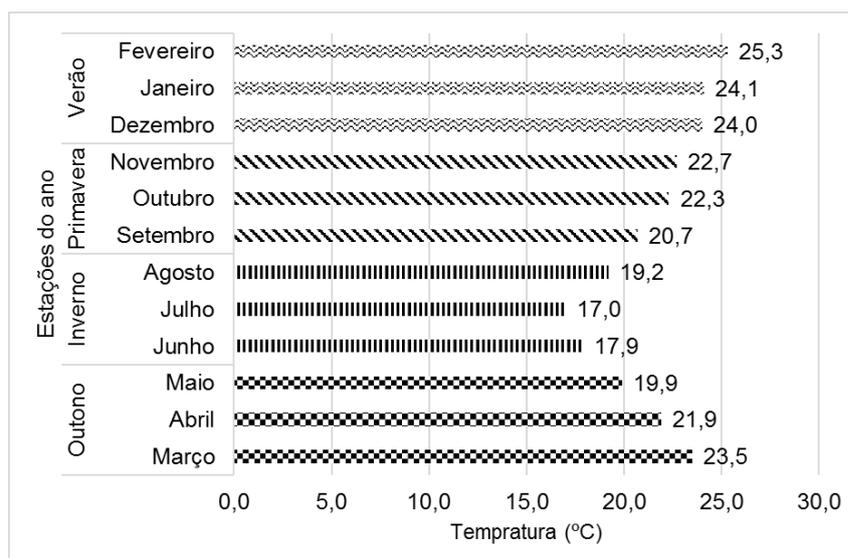


Figura 11 – Variação média de temperatura mensal nas quatro estações do ano. Os dados da temperatura ambiente foram retirados da base de dados do Posto Meteorológico de Piracicaba - SP, Base de Dados da Estação Automática, Área de Física e Meteorologia–LEB-ESALQ-USP.

A Figura (11), demonstra que a variação para as diferentes estações e meses foi na mínima de 17°C e máxima de 25,3°C, sendo os valores fixados através da média de cada mês.

Estudo apresentados por JESUS et al., (2018), avaliaram dois sistemas de produção microalgal em escala piloto da espécie *Spirulina* sp. LEB-18, em duas regiões do Brasil, e evidenciaram que mudanças nas condições ambientais afetam significativamente a produtividade de biomassa do sistema. O estudo indicou potencial de produtividade maior em variações térmica de 27,1°C a 37,3°C e intensidade luminosa variando de 75,85 $\mu\text{mol.m}^{-2}/\text{s}^{-1}$ a 1840,75 $\mu\text{mol.m}^{-2}/\text{s}^{-1}$, quando comparado com variações térmica de 19,05°C a 25,15°C e intensidade luminosa de 22,29 $\mu\text{mol.m}^{-2}/\text{s}^{-1}$ a 558,70 $\mu\text{mol.m}^{-2}/\text{s}^{-1}$. Para tanto, é notório que o rendimento de biomassa é dependente do perfil climático da região, que varia de acordo com a latitude e a sazonalidade.

Ainda, de acordo com EL SHEKH et al., (2017), a temperatura tem efeito expressivo na taxa de crescimento celular, uma vez que afeta os processos metabólicos, capacidade fotossintética e respiração das microalgas. Estes autores, avaliaram o efeito da variação de temperatura na produtividade de *Scenedesmus acutus* e encontraram taxa máxima de crescimento de 0,41-0,42g.L⁻¹/d⁻¹ em

temperaturas de 25°C a 30°C, enquanto o menor crescimento registrado foi de 0,28g.L⁻¹/d⁻¹ na faixa de 15°C.

As melhores áreas para cultivo de microalgas, são as áreas tropicais sendo melhores localizadas que as zonas temperadas, e apresentam variações sazonais de temperaturas mais estáveis com maior período de luz anualmente (FRANZ et al., 2012). Levando em consideração as exigências de luz e temperatura, para cultivos de microalgas, a região em estudo apresenta perfil climático adequado para a produção da espécie *Scenedesmus obliquus* ao longo das quatro estações do ano no fotobiorreator híbrido em escala piloto.

Efeito das condições climáticas e sazonalidades nos parâmetros cinéticos

A Figura (12), apresenta a concentração de biomassa (mg/L) da microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) em função do tempo (h), evidenciada nas diferentes sazonalidades.

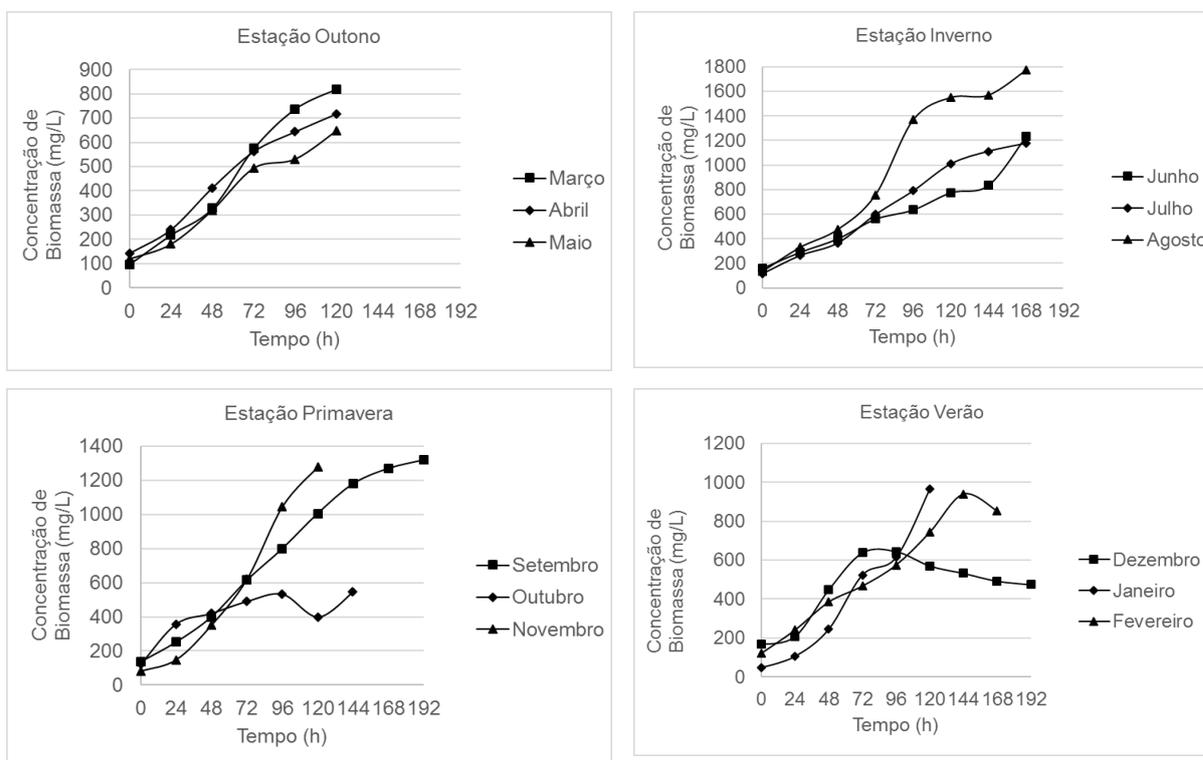


Figura 12 – Concentração de biomassa em escala piloto nos meses correspondentes às estações do outono, inverno, primavera e verão, em função do tempo.

Neste estudo, durante o cultivo da microalga, foram obtidas concentrações de biomassa de 820mg/L, 718mg/L e 647mg/L na estação do outono, 1235mg/L, 1178mg/L e 1775mg/L na estação do inverno, 1320mg/L, 546mg/L e 1280mg/L na estação da primavera e 644mg/L, 965mg/L e 940mg/L na estação do verão.

HO et al., (2013), realizaram estudos com a microalga indígena *Scenedesmus obliquus* CNW-N, simulando as quatro estações do ano na cidade de Taiwan, China, e observaram resultados de concentrações de biomassa de $459,1 \pm 32,8 \text{mg.L}^{-1}/\text{d}^{-1}$ na estação do inverno, $572,7 \pm 68,1 \text{mg.L}^{-1}/\text{d}^{-1}$ na primavera e outono, $588,8 \pm 34,5 \text{mg.L}^{-1}/\text{d}^{-1}$ no verão, sendo também relatados valores de $91,9 \pm 15,4 \text{mg.L}^{-1}/\text{d}^{-1}$ no pico do verão.

A Figura (13), apresenta a faixa de temperatura ambiente e a faixa de temperatura do líquido nas quatro estações.

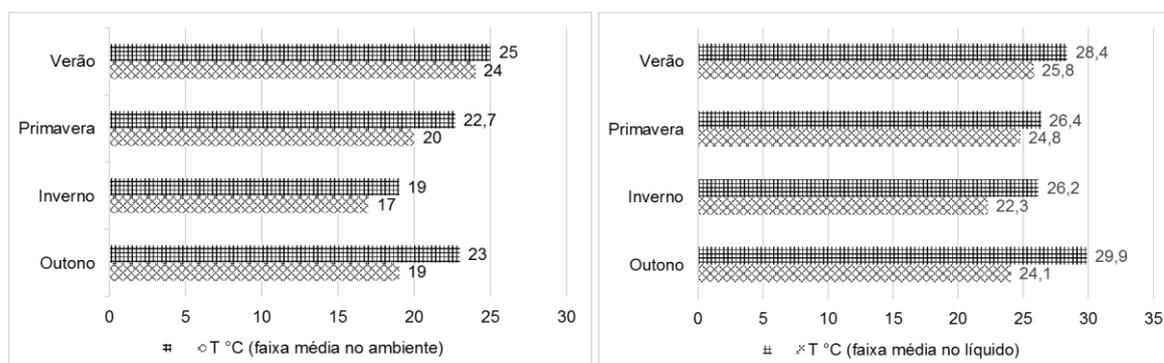


Figura 13 – Dados da faixa média de temperatura ambiente e faixa média de temperatura no líquido do cultivo da microalga.

Os dados apresentados, demonstram que a variação de temperatura do ambiente não equivale com a temperatura mensurada no líquido do fotobiorreator, sendo assim explicado pela intensidade de luz que incide sobre o sistema (RAS et al., 2013).

HO et al., (2013), demonstram temperaturas médias na faixa de 18°C a 19°C no inverno, 24°C a 26°C na primavera e outono, 28°C a 29°C no verão. O verão apresentou picos de variação da temperatura acima dos 33°C . Entretanto, registraram diferentes variações de temperatura no meio líquido do cultivo, 24°C no inverno, 29°C no outono e primavera, 34°C e até mesmo 39°C em dias quentes de verão. Todavia, os parâmetros cinéticos, taxa de crescimento específico $0,0709 \text{h}^{-1}$ e produtividade em biomassa $24,53 \text{mg/L.h}$, foram observados na faixa de temperatura de 29°C . Por fim, evidenciam que a microalga *Scenedesmus obliquus* CNW-N, cresce bem na maioria

das faixas de temperatura, com exceção das variações extremas de frio e calor, acima de 33°C e abaixo dos 18°C.

Neste estudo, o menor tempo de geração de 25,01h e a maior produtividade celular de 10mg/L.h, é observado nos meses de novembro e janeiro. A temperatura que melhor apresentou resultados no crescimento da microalga foi de 27,5°C, resultando em máximas densidades celulares 1280mg/L e velocidades máximas específicas de crescimento celular de 0,0274h⁻¹. Com isso, o resultado de menor expressividade em concentração celular máxima foi de 546mg/L, evidenciado no mês de novembro. Por fim, valores de crescimento celular máximo de 644mg/L e 940mg/L, produtividade em biomassa 1,59mg/L.h e 7,63mg/L.h, com crescimento específico 0,0158h⁻¹ e 0,0277h⁻¹ são demonstrados na estação do verão com temperatura de 24°C a 25°C.

Análise de sustentabilidade

O objetivo da análise de sustentabilidade foi demonstrar que o fotobiorreator híbrido é uma tecnologia ambientalmente sustentável para a produção de biomassa de microalga, e uma alternativa para captura do CO₂.

Tabela 1 – Indicadores de potencial de sustentabilidade ambiental (razão de energia (RE) e potencial de aquecimento global) para as quatro estações do ano.

	Cenário 1 (outono)	Cenário 2 (inverno)	Cenário 3 (primavera)	Cenário 4 (verão)
RE	11,97	18,50	12,04	14,08
Potencial de aquecimento global (KgCO ₂ -eq.)	101,78	142,50	162,86	101,78

Estudos realizados por JORQUERA et al., (2010), estabelece razão de energia (RE) maior do que 1 para sistema ambientalmente sustentável, os autores consideraram dois fotobiorreatores: placa plana e raceway. Por fim, evidenciam que os sistemas utilizados são viáveis para o cultivo de *Nannochloropsis* em larga escala para produção de biocombustível.

Neste estudo, os valores da razão de energia para o fotobiorreator híbrido são apresentados na Tabela (1), onde valores na ordem de 11,97, 18,50, 12,04 e 14,08

respectivamente para os cenários 1, 2, 3 e 4. Estes resultados corroboram com os estudos apresentados por JORQUERA et al., (2010). Dessa forma, os valores demonstram que a produção de biomassa de *Scenedesmus obliquus* no fotobiorreator híbrido possui uma energia de retorno superior à energia requerida para o funcionamento do processo e, portanto, ser potencialmente sustentável.

Em contrapartida, o potencial de aquecimento global para os cenários 1, 2, 3 e 4 apresentaram valores na ordem de 101,78KgCO₂-eq, 142,50KgCO₂-eq, 162,86KgCO₂-eq e 101,78KgCO₂-eq, respectivamente. VALENTE et al., (2017), apresenta valores padrão do potencial de aquecimento global para produção de eletricidade, na Europa 524gCO₂-eq.KWh⁻¹, EUA 670gCO₂-eq.KWh⁻¹, China e Índia 1015gCO₂-eq.KWh⁻¹. TOGARCHETI et al., (2017), demonstram estudos realizados em diferentes localizações geográficas, EUA e Índia. O impacto do processo em relação ao potencial de aquecimento global está diretamente relacionado à demanda de energia. Em qualquer produtividade de biomassa por área, a demanda de energia na Índia é maior em comparação com a dos EUA. O perfil do potencial de aquecimento global do processo difere em ambas as localizações geográficas.

Adicionalmente, o fotobiorreator híbrido apresentou uma pegada azul de 0,470m³. Considerando um ciclo de cultivo (em média 7 dias), o mesmo apresentou uma taxa de evaporação de 0,070m³. Ainda, como processo resulta em uma biomassa com um teor de umidade em média de 20%, valores de pegada verde foram encontrados na ordem de 0,0564m³. Além disso, como o processo não apresenta água cinza, isto é, o volume de água potável necessário para diluir determinada quantidade de água contaminada para sua disposição final, cerca de 73% de água pode ser recuperado.

Por fim, a produtividade de biomassa, fonte energética e localização geográfica do fotobiorreator são parâmetros importantes que influenciam os impactos ambientais do sistema.

Análise de custos

O objetivo da análise de custos apresentada abaixo, foi realizado com base na escala piloto do fotobiorreator híbrido, com volume de trabalho de 0,470m³. Demonstrando o quanto de capital seria necessário investir e a quantidade de biomassa que impacta para o sistema economicamente sustentável.

Tabela 2 – Custos de equipamentos utilizados no processo.

Item	Capacidade	Custo (R\$)	Unidades	Total do custo (R\$)
1.Estrutura metálica	(50,80mm)	3.196,00	1	3.196,00
2.Placas de policarbonato	(2mm-2,88kg/m ²)	665,00	1	665,00
3.Barreiras de polipropileno	(0,80m x 0,04m x 0,04m)	50,00	6	300,00
4.Filme plástico	(0,20mm)	100,00	1	100,00
5.Reservatório Biorreator	(0,310m ³)	350,00	1	350,00
6.Difusor de gases	(270mm-0,030m ³ /min)	89,00	2	178,00
7.Bomba centrífuga	(0,24Kwh-1,5 CV-6m ³ /h)	1.660,00	1	1.660,00
8.Soprador de ar	(0,94Kwh-1,3m ³ /min)	998,00	1	998,00
10.Solenóide	(0,30Kwh)	1.000,00	3	3.000,00
11.Painel operacional	(0,08Kwh)	35.000,00	1	35.000,00
Total				45.437,00

A estimativa de custos do fotobiorreator híbrido, foi determinada utilizando a descrição de base de cada equipamento e material utilizado conforme Tabela (2). O equipamento mais caro do sistema foi o painel operacional, responsável por operacionalizar o fotobiorreator automaticamente para determinados parâmetros específicos como injeção automática de CO₂ em função do pH através do acionamento automático de solenóides, vazão de circulação do líquido no sistema e energização de todos os equipamentos. O custo total dos equipamentos é de até R\$ 45.437,00.

Tabela 3 – Investimento de capital fixo do processo.

Item	Fator	Custo (R\$)
1.Maior equipamento adquirido (MEA)	1	45.437,00
2.Instalações	0.2	9.087,40
3.Instrumentação e controle	0.4	18.174,80
4.Tubulações	0.4	18.174,80
5.Elétrica	0.09	4.089,33
6.Construções	0.11	4.998,07
7.Serviços	0.14	6.361,18
8.Terra	0.06	2.726,22
9.Engenharia e supervisão	0.13	5.906,81
10.Taxa do contratante	0.05	2.271,85
11.Mão de obra	0.08	3.634,96
Capital Fixo Total		120.862,42
Depreciação (1-7, 9-11)/10 anos		11.586,43
Imposto Predial (0.01 Depreciação)	0.01	115,86
Imposto de compra (0.16, 1-10/10)	0.16	17.956,70
Capital Fixo total por ano (CF)		29.658,99

A Tabela (3), mostra os custos de instalação, instrumentação e controle, tubulações, elétrica e outros elementos necessários que resultou em um capital fixo de R\$ 120.862,42.

Considerando uma vida útil de 10 anos, o capital fixo total por ano, necessário para manter a operação do sistema de produção de biomassa microalgal, foi estimado em R\$ 29.658,99.

Tabela 4 – Custo do processo.

Matérias-primas	Quantidade total	Custo (R\$) (330dias)
1.Uréia	1,50/kg	415,80
2.MKP	5,60/kg	867,90
3.Sulfato de Magnésio	1,40/kg	85,80
4.Cloreto de Cálcio	18,80/kg	36,30
5.EDTA Férrico	14,30/kg	254,10
6.KSC MIX	40,00/kg	310,20
7.Bicarbonato de Sódio	2,80/kg	42,90
8.CO ₂ (cilindro) (18kg)	67,00/kg	6.317,14
Total de Matérias-primas (MP)		8.330,14
Serviços públicos		
9.Consumo de energia	R\$ 0,484 / 12.355,2Kwh	5.979,91
10.Consumo de água	R\$ 6,54 / 155,1m ³	1.014,35
Total de serviços públicos (SP)		6.994,26
Outros		
11.Funcionários (F)	2	130.800,00
12.Supervisão (S)	0.2 (F)	26.160,00
13.Custo de folha de pagamento	0.25 (F + S)	39.240,00
14.Manutenção (MEA)	0.1	4.243,70
15.Suprimentos operacionais (SO)	0.004 (MP)	33,32
16.Despesas gerais de instalação (F+S+MEA)	0.55	167.862,035
17.Imposto (MP, SP, MEA e SO)	0.16	3.136,22
Total para outros (TO)		371.475,275
Total capital de trabalho CT (CF Tabela (X), MP, SP, TO)		416.458,665

Dentro do custo do processo conforme Tabela (4), as principais entradas foram os custos diretos de produção, mão-de-obra. A quantidade total de matéria-prima foi totalizada em R\$ 8.330,14, em que o consumo de CO₂ foi o principal custo. Os custos estimados com base nos serviços públicos, foram de R\$ 6.994,26.

Finalmente, outros custos (funcionários, supervisão, custo de folha de pagamento, manutenção, suprimentos operacionais, despesas gerais de instalação, impostos, totalizam 790,37R\$/m³. Em face disto, o total do custo do processo foi estimado em 886,08R\$/m³.

Em conclusão a análise de custos, o montante de 886,08R\$/m³ é o valor necessário para o funcionamento do fotobiorreator híbrido em escala piloto dentro do período de 330 dias, obtendo os resultados necessários para o avanço do projeto em escala industrial.

Extrapolação da operação descontínua para contínua

O objetivo desta etapa foi extrapolar os dados do fotobiorreator híbrido em operação descontínua para a operação contínua, estabelecendo os parâmetros de projeto para o aumento de escala do sistema.

A operação contínua se baseia no conhecimento da cinética do bioprocessamento, ou seja, nas concentrações de substrato e células ao longo do tempo de residência, o que define as condições operacionais do processo (BARBOSA et al., 2003). Desta forma, a operação contínua se inicia com um período descontínuo, responsável pelo aumento das taxas de reação no sistema (LACERDA et al., 2011).

Desta forma, com base em um volume operacional de 0,470m³ (correspondente a unidade piloto considerada) e uma taxa de crescimento específico de 0,02h⁻¹ (definida pela cinética da operação descontínua), é possível a retirada de líquido e entrada de meio de cultura no fotobiorreator híbrido de 9,4L/h.

$$\mu = \frac{F}{V} \therefore 0,02h^{-1} = \frac{F}{470L} \therefore F = 9,4L/h$$

Em conclusão, a transposição da operação descontínua para operação contínua, indicou que o fotobiorreator híbrido em escala piloto de 0,470m³ de volume operacional, pode ser operado com remoção de 9,4L/h de líquido de cultivo e reposição de mesmo volume de meio de cultura para manutenção do microrganismo.

Aumento de escala do fotobiorreator híbrido microalgal para produção de biomassa

O objetivo desta etapa foi desenvolver o aumento de escala do fotobiorreator híbrido em escala piloto para escala industrial. O método de escalonamento adotado foi o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio constante (KLa), visando estabelecer os parâmetros de projeto para extrapolação da escala piloto para o fotobiorreator híbrido em escala industrial.

Neste sentido, o escalonamento considerou a manutenção da semelhança geométrica do biorreator e, a partir daí, fixou-se o critério do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (KLa) constante, encontrando as novas condições

operacionais, reproduzindo as condições encontradas nas diferentes escalas (BAILEY & OLLIS, 1986).

Desta forma, a partir da aplicação das Equações (16) e (17), considerando vazões por unidade de volume de 0,5VVM ou 1VVM, a serem definidas conforme viabilidade prática de construção, obtêm-se a vazão por unidade de volume na grande escala:

$$\frac{Q_2}{V_2} = 0,5VVM \left(\frac{0,52m}{1,50m} \right)^{2/3} = \frac{Q_2}{V_2} = 0,246VVM \quad (16)$$

$$\frac{Q_2}{V_2} = 1VVM \left(\frac{0,52m}{1,50m} \right)^{2/3} = \frac{Q_2}{V_2} = 0,492VVM \quad (17)$$

Finalmente, a partir da relação das Equações (16) e (17) com do volume do biorreator na escala industrial ($V_2=4m^3$, $V_2=8m^3$, $V_2=20m^3$), podemos estimar a vazão de gases necessárias para a operação deste biorreator, conforme Equações (18) e (19), (20) e (21), (22) e (23).

$$\frac{Q_2}{4m^3} = 0,246VVM \therefore Q_2 = 0,984m^3/\text{min} \quad (18)$$

$$\frac{Q_2}{4m^3} = 0,492VVM \therefore Q_2 = 1,96m^3/\text{min} \quad (19)$$

$$\frac{Q_2}{8m^3} = 0,246VVM \therefore Q_2 = 1,96m^3/\text{min} \quad (20)$$

$$\frac{Q_2}{8m^3} = 0,492VVM \therefore Q_2 = 3,93m^3/\text{min} \quad (21)$$

$$\frac{Q_2}{20m^3} = 0,246VVM \therefore Q_2 = 4,92m^3/\text{min} \quad (22)$$

$$\frac{Q_2}{20m^3} = 0,492VVM \therefore Q_2 = 9,84m^3/\text{min} \quad (23)$$

Portanto, para assegurarmos as condições otimizadas definidas em escala piloto, precisamos fornecer entre 0,984m³/min (0,14m³/min de CO₂) a 1,96m³/min (0,29m³/min de CO₂) de gases no fotobiorreator híbrido (V=4m³), 1,96m³/min (0,29m³/min de CO₂) a 3,93m³/min (0,58m³/min de CO₂) de gases no fotobiorreator híbrido (V=8m³), 4,92m³/min (0,73m³/min de CO₂) a 9,84m³/min (1,47m³/min de CO₂) de gases no fotobiorreator híbrido (V=20m³).

Estas especificações, juntamente com o detalhamento do equipamento podem ser melhor visualizados na Tabela (5), que apresenta o detalhamento geral do fotobiorreator híbrido em escala industrial projetado para a produção de biomassa microalgal.

Tabela 5 – Detalhamento do fotobiorreator híbrido para produção de biomassa em escala industrial.

Parâmetro	Descrição
Tipo de reator	coluna de bolhas
Tipo de aeração	difusor tubular de membrana (EPDM)
Fonte de aeração	2 sopradores de ar (Potência 0,94Kw, Vazão 1,3m ³ /min)
Volume total (m ³)	20m ³
Volume de trabalho (m ³)	20m ³
Razão L/D	0,614
Diâmetro (m)	2,44
Altura do líquido (m)	1,50
Q/V (VVM)	0,492
Q (m ³ /min)	9,84
Material de construção	fibra
Sensores e medidores	temperatura e pH
Transferência de inoculo	bomba centrífuga (1,5CV, vazão 8m ³ /h)
Sistema de tomada de amostra	manual
Sistema de inoculação	Pré-reator
Circulação do cultivo	2 bombas centrífugas (3,7KW, 5CV, vazão 50m ³ /h)
Injeção de CO ₂	motor gerador D229-4

O projeto conceitual do fotobiorreator híbrido de escala industrial, segue a demanda necessária de equipamentos para operar o sistema de forma otimizada.

CONCLUSÃO GERAL

A microalga *Scenedesmus obliquus* (CPCC05) demonstrou capacidade adaptativa às diferentes temperaturas e intensidades solar das quatro estações do ano, na cidade de Piracicaba -SP.

As condições operacionais definidas experimentalmente indicaram que o fotobiorreator híbrido deve operar em condições ótimas a partir de concentrações celulares iniciais de 100mg/L, pH 7,6 e temperatura de 25°C, aeração de 1VVM e intensidade luminosa de 67 $\mu\text{mol}/\text{m}^2\text{s}^{-1}$. Estas condições, conduziram o desenvolvimento do fotobiorreator híbrido em escala piloto, e posteriormente a escala industrial.

A operação na unidade piloto obteve resultados em concentração celular máxima de 1775mg/L em destaque ao mês de agosto na estação do inverno. Sendo, o inverno a estação com temperaturas na faixa de 17°C a 19°C, intensidade luminosa solar de 1651,6-1964,1 $\mu\text{mol}/\text{m}^2\text{s}^{-1}$, sendo o cultivo exposto ao longo do dia. Corroborando com os valores da temperatura do líquido com faixa de 22,3°C a 26,2°C.

Os cenários apresentaram valores positivos da razão de energia na média de 14,14, valores superiores aos apresentados por outros estudos, o que demonstra que o fotobiorreator híbrido é ambientalmente sustentável. Adicionalmente, o potencial de aquecimento global na média de 127,23 expressos em KgCO_{2-eq}, sendo valores diretamente relacionados com a demanda de energia da que difere de acordo com a localização geográfica da operação. Por fim, à pegada hídrica do sistema de 0,470m³, têm retorno de 0,3436m³ representando 73% da água utilizada na produção de biomassa.

Economicamente, o valor de 886,08R\$/m³ é o custo necessário para a construção, operação e manutenção do fotobiorreator híbrido para produção de biomassa microalga dentro do período de 330 dias.

A extrapolação do sistema descontínuo para o sistema contínuo foi definida com base nos dados de taxa de crescimento específico de 0,02h⁻¹, demonstrado que a manutenção do sistema contínuo é possível com a retirada de 9,4L/h do líquido de cultivo com adição simultânea de mesmo volume com o meio de cultura (M8-a), mantendo o microrganismo sempre em sua fase de crescimento exponencial.

Em conclusão, os dados obtidos neste estudo proporcionaram a obtenção de todos os parâmetros necessários para realização do aumento de escala do processo

piloto então estudado, para o processo industrial. A operação na maior escala apresentou desempenho cinético equivalente ao encontrado nas demais escalas.

REFERÊNCIAS

- BAILEY, J. E.; OLLIS, D. F. *Biochemical Engineering Fundamentals*. **McGraw-Hill**. 1986, 2^oed.
- BARBOSA, M. J.; HOOGAKKER, J.; WIJFFELS, R. H. Optimization of cultivation parameters in photobioreactors for microalgae cultivation using the A-stat technique. **Biomol. Eng.** 2003, v.20, p.115-123.
- BARRETO, A. A. A eficiência técnica e econômica e a viabilidade de produtos e serviços de informação. **Ciência da informação**. 1996, v. 25, n. 3.
- BISHOP, W. M.; ZUBECK, H. M. Evaluation of microalgae for use as nutraceuticals and nutritional supplements. **Journal Nutrition Food Science**. 2012, v.2, p.147.
- BLANKEN, W.; POSTMA, R. P.; WINTER, L.; WIJFFELS, R. H.; JANSSEN, M. Predicting microalgae growth. **Algal Research**. 2016, v.14, p.28-38.
- BRASIL, B. S. A. F.; SIQUEIRA, F. G.; SALUM, T. F. C.; ZANETTE, C. M.; SPIER, M. R. Microalgae and cyanobacteria as enzyme biofactories. **Algal Research**. 2017, v. 25, p.76-89.
- CALVIN, M. 40 years of photosynthesis and related activities. **Photosynthesis Research**. 1989, v.21, p.3-16.
- CARVALHO, A. P.; SILVA, S. O.; BAPTISTA, J. M.; MALCATA, F. X. Light requirements in microalgal photobioreactors: an overview of biophotonic aspects. **Applied Microbiology and biotechnology**. 2011, v.89, p.1275-1288.
- CHEAH, W. Y.; SHOW, P. L.; CHANG, J-S.; LING, T. C.; JUAN, J. C. Biosequestration of atmospheric CO₂ and flue gas-containing CO₂ by microalgae. **Bioresource Technology**. 2015, v.184, p.190-201.
- CHISTI, Y. Biodiesel from microalgae. **Biotechnology Advances**. 2007, v.25, p.294-306.
- CHRISTENSON, L.; SIMS, R. Production and harvesting of microalgae for wastewater treatment, biofuels, and bioproducts. **Biotechnology Advances**. 2011, v.29, p.686-702.
- CUELLO, J. L.; HOSHINO, T.; KUWAHARA, S.; BROWN, C. L. Chapter 19 - Scale-Up-Bioreactor Design and Culture Optimization. **Biotechnology for Biofuel Production and Optimization**. 2016, p.497-511.
- DAS, A.; BASU, S.; GHOSH, S.; DAIRKEE, U. K.; CHOWDHURY, R. Mathematical modelling of flat plate biofilm photobioreactors with circular and rectangular configurations. **Biosystems Engineering**. 2018, v.174, p.66-79.

DE MARCHIN, T.; ERPICUM, M.; FRANCK, F. Photosynthesis of *Scenedesmus obliquus* in outdoor open thin-layer cascade system in high and low CO₂ in Belgium. **Journal of Biotechnology**. 2015, v. 215, p. 2-12.

DEPRÁ, M. C.; JACOB-LOPES, E.; ZEPKA, L. Q. Life Cycle Assessment of Biofuel from Microalgae. **Springer**. 2018.

ECKENFELDER Jr., W. W. Industrial Water Pollution Control, Singapore. **McGraw-Hill**, Singapore. 1989.

EL SHEEKH, M.; ABOMOHRÁ, A. E-F.; EL-AZIM, M. A.; ABOU-SHANAB, R. Effect of temperature on growth and fatty acids profile of the biodiesel producing microalga *Scenedesmus acutus*. **Biotechnol. Agron. Soc. Environ.** 2017, 21.

FAO. Enegy-smart food at FAO: An overview. **Food and Agriculture Organization of the United States**, Rome. 2012.

FRANZ, A.; LEHR, F.; POSTEN, C.; SCHAUB, G. Modeling microalgae cultivation productivities in different geographic locations – estimation method for idealized photobioreactors. **Biotechnology Journal**. 2012, v.7, p.546-557.

GNANSOUNOU, E.; DAURIAT, A. Techno-economic analysis of lignocellulosic ethanol: A review. **Bioresource technology**. 2010, v. 101, p. 4980-4991.

GOUVEIA, L.; GRAÇA, S.; SOUSA, C.; AMBROSANO, L.; REBEIRO, B.; BOTREL, E. P.; NETO, P. C.; FERREIRA, A. F.; SILVA, C. M. Microalgae biomass production using wastewater: Treatment and costs: Scale-up considerations. **Algal Research**. 2016, v.16, p.167-176.

GRIMA, E. M.; FERNÁNDES, F. G. A.; CAMACHO, F. G.; CHISTI, Y. Photobioreactors: light regime, mass transfer, and scaleup. **Journal of Biotechnology**. 1999, v.70, p.231-247.

GROBBELAAR, J. U. Microalgae mass culture: the constraints of scaling-up. **Journal of Applied Phycology**. 2012, v.24, p.315-318.

GUO, Y.; YUAN, Z.; XU, J.; WANG, Z.; YUAN, T.; ZHOU, W.; XU, J.; LIANG, C.; XU, H.; LIU, S. Metabolic acclimation mecanismo in microalgae developed for CO₂ capture from indrustual flue gas. **Algal Research**. 2017, v.26, p.225-233.

HAUPT, M.; KÄGI, T.; HELLWEG, S. Life cycle inventories of waste management processes. **Data in Brief**. 2018, v.19, p.1441-1457.

HITOMI, K. Engenharia de Sistemas de Manufatura. Londres: **Routledge**. 1996, v.2, p.0-560.

HO, S-H.; LI, P-J.; LIU, C-C.; CHANG, J-S. Bioprocess development on microalgae-based CO₂ fixation and bioethanol production using *Scenedesmus obliquus* CNW-N. **Bioresource Technology**. 2013.

HOEKSTRA, A. Y.; MEKONNEN, M. M. The wather footprint of humanity. **Proceedings of the National Academy of Sciences**. 2012, v.109(9), p.3232-3237.

HOSSEINI, N., S.; SHANG, H.; SCOTT, J., A. Biosequestration of industrial off-gas CO₂ for enhanced lipid productivity in open microalgae cultivation systems. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. 2018, v.92, p.458-469.

IFRIM, G.; TITICA, M.; BARBU, M.; CEANGA, E.; CARAMAN, S. Optimization of a Microalgae Growth Process in Photobioreactors. **IFAC-PapersOnLine**. 2016, v.49, p.218-223.

JACOB-LOPES, E.; ZEPKA, L. Q.; QUEIROZ, M. I. Cyanobacteria and carbon sequestration. In: Sharma N., Rai A and Stal L. (ed.) Cyanobacteria an economic perspective. **Chichester: Wiley Blackwell**. 2014b, p.65-71.

JACOB-LOPES, E.; ZEPKA Q.; RAMÍREZ MÉRIDA, L.; MANZONE, M.; NEVES, C.; Bioprocesso de conversão de dióxido de carbono de emissões industriais, bioprodutos, seus usos e fotobiorreator híbrido. **Patente, número de aplicação internacional PCT/BR2014/000333**, 2014.

JANSSEN, M.; TRAMPER, J.; MUR, L. R.; WIJFFELS, R. H. Enclosed outdoor photobioreactors: Light regime, photosynthetic efficiency, scale-up, and future prospects. **Biotechnology and Bioengineering**. 2003, v.2, p.193-210.

JESUS, C. S.; UEBEL, L. S.; COSTA, S. S.; MIRANDA, A. L.; DE MORAIS, E. G.; DE MORAIS, M. G.; COSTA, J. A. V.; NUNES, I. L.; FERREIRA, E. S.; DRUZIAN, J. I. Outdoor pilot-scale cultivation of *Spirulina* sp. LEB-18 in different geographic locations for evaluating its growth and chemical composition. **Bioresource Technology**. 2018, v.256, p.86-94.

JORQUERA, O.; KIPERSTOK, A.; SALES, E. A.; EMBIRUÇU, M.; GHIRARDI, M. L. Comparative energy life-cycle analyses of microalgal biomass production in open ponds na photobioreactors. **Bioresource Technology**. 2010, v.101, p.1406-1413.

LACERDA, L. M. C. F.; QUEIROZ, M. I.; FURLAN, L. T.; LAURO, M. J., MODENESI, K.; JACOB-LOPES, E.; FRANCO, T. T. Improving refinery wastewater for microalgal biomass production and CO₂ biofixation: Predictive modeling and simulation. **Journal of Petroleum Science and Engineering**. 2011, v.78, p.679-686.

LARATTE, B.; GUILLAUME, B.; KIM, L.; BIRREGAH, B. Modeling cumulative effects in life cycle assessment: The case of fertilizer in wheat production contributing to the global warming potential. **Science of the Total Environment**. 2014, v.481, p.588-595.

LAURIN, L.; DHALIWAL, H. Life cycle environmental impact assessment. **Encyclopedia of Sustainable Technologies**. 2017, p.225-232.

LEHR, F.; POSTEN, C. Closed photo-bioreactors as tools for biofuel production. **Current Opinion in Biotechnology**. 2009, v.20, p.280-285.

LIU, S. Bioprocess Engineering: Kinetics, Sustainability, and Reactor Design. **Elsevier**. 2016, v.2, p.1172.

KARAM, A. L.; MCMILLAN, C. C.; LAI, Y. C.; de LOS REYES III, SEDEROFF, F. L.; GRUNDEN, A. M.; RANJITHAN, R. S.; LEVIS, J. W.; DUCOSTE, J. J. Construction

and Setup of a Bench-scale Algal Photosynthetic Bioreactor with Temperature, Light, and pH Monitoring for Kinetic Growth Tests. **J. Vis. Exp.** 2017.

KENT, M.; WELLADSEN, H. M.; MANGOTT, A.; LI, Y. Nutritional Evaluation of Australian Microalgae as Potential Human Health Supplements. **PLOS ONE**, 2015.

KLIPHUIS, A. M.; WINTER, L.; VEJRAZKA, C.; MARTENS, D. E.; JANSSEM, M.; WIJFFELS, R. H. Photosynthetic efficiency of *Chlorella sorokiniana* in a turbulently mixed short light-path photobioreactor. **Biotechnol Progr.** 2010, v.26, p.687-696.

KHOO, C. G.; LAM, M. K.; LEE, K. T. Energetic Products From Microalgae: Bioethanol. **Recent Advances in Renewable Energy**. 2017, v.1, c.2, p.30-52.

KUMAR, K.; DASGUPTA, C. N.; NAYAK, B.; LINDBLAD, P.; DAS, D. Development of suitable photobioreactors for CO₂ sequestration addressing global warming using green algae and cyanobacteria. **Bioresource Technology**. 2011, v. 102, p.4945–4953.

MACENO, M. M. C.; PAWLOWSKY, U.; MACHADO, K. S.; SELEME, R. Environmental performance evaluation – A proposed analytical tool for an industrial process application. **Journal of Cleaner Production**. 2018, v. 172, p.1452-1464.

MANIRAFASHA, E.; NDIKUBWIMANA, T.; ZENG, X.; LU, Y.; JING, K. Phycobiliprotein: Potential microalgae derived pharmaceutical and biological reagent. **Biochemical Engineering Journal**. 2016, v.109, p.282-296.

MULLER-FEUGA, A.; LE GUÉDES, R.; PRUVOST, J. Benefits and limitations of modeling for optimization of *Porphyridium cruentum* cultures in an annular photobioreactor. **Journal of Biotechnology**. 2003, v.103, p.153-163.

MONCADA, J.; CARDONA, C. A.; RINCÓN, L. E. Design and analysis of a second and third generation biorefinery: The case of castorbean and microalgae. **Bioresource Technology**. 2015, v.198, p.836-843.

PATIAS, L. D.; FERNADES, A. S.; PETRY, F. C.; MERCADANTE, A. Z.; JACOB-LOPES, E.; ZEPKA, L. Q. Carotenoid profile of three microalgae/cyanobacteria species with peroxy radical scavenger capacity. **Food Research International**. 2017, v.100, p.260-266.

PEREIRA, F. M.; LOURES, C. CA.; AMARAL, M. S.; GOMES, F. M.; PEDRO, G. A.; MACHADO, M. AG.; REIS, C. ER.; SILVA, M. B. Evaluation of fatty acids production by *Chlorella minutissima* in batch bubble-column photobioreactor. **Fuel**. 2018, v.230, p.155-162.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. Plant design and economics for chemical engineers. **New York: McGraw-Hill**. 2003, 5^aEd.

PINEDOA, C.V.J.; PRIETO, G. C. V.; D'ALESSANDRO, A. A.; IBÁÑEZ, R.; TONELLI, S.; DÍAZ, M. S.; IRABIEN, Á. Microalgae biorefinery alternatives and hazard evaluation. **Chemical Engineering Research and Design**. 2016, v.107, p.117-125.

POOJARY, M. M.; BARBA, F. J.; ALIAKBARIAN, B.; DONSI, F.; PATARO, G.; DIAS, D. A.; JULIANO, P. Innovative Alternative Technologies to Extract Carotenoids from Microalgae and Seaweeds. **Marine Drugs**. 2016, v.11, p.214.

PRAVEEN, P.; HENG, J. Y. P.; LOH, K-C. Tertiary wastewater treatment in membrane photobioreactor using microalgae: Comparison of forward osmosis & microfiltration. **Bioresource Technology**. 2016, v.222, p.448-457.

QIAO-HUI S.; JIA-WEI J.; LI-PING C.; LI-HUA C.; XIN-HUA X.; HUAN-LIN C. Effect of carbon source on biomass growth and nutrients removal of *Scenedesmus obliquus* for wastewater advanced treatment and lipid production. **Bioresource Technology**. 2015, v.190, p.257-263.

QUEIROZ M. I.; ZEPKA, L. Q.; JACOB-LOPES, E. Micro-Organismos Fotossintéticos: Microalgas. *Microbiologia Industrial - 1ª Edição*. 2017. cap.5, p.217-267.

QUEIROZ, M.I.; HORNES, M. O.; MANETTI, A. G. S.; ZEPKA, L. Q.; JACOB-LOPES, E. Fish processing wastewater as a platform of the microalgae biorefineries. **Biosystems Eng**. 2013, v.115, p.195-202.

QUINN, J.; WINTER, L.; BRADLEY, T. Microalgae bulk growth model with application to industrial scale systems. **Bioresource Technology**. 2011, v.102, p.5083-5092.

RAMÍREZ-MÉRIDA, L. G.; ZEPKA, L. Q.; JACOB-LOPES, E. Fotobiorreactor: herramienta para cultivo de cianobacterias. **Cienc. Tecnol**. 2013, v.6, p.9-19.

RAS, M.; STEYER, J-P.; BERNARD, O. Temperature effect on microalgae: a crucial factor for outdoor production. **Rev. Environ. Sci. Biotechnol**. 2013, v.12, p.153-164.

RICHARDSON, J. W.; JOHNSON, M. D; OUTLAW, J. L. Economic comparison of open pond raceways to photo bio-reactors for profitable production of algae for transportation fuels in the Southwest. **Algal Research**. 2012, v.1, p.93-100.

SAJJADI, B.; CHEN, W-Y.; RAMAN, A. A. A.; IBRAHIM, S. Microalgae lipid and biomass for biofuel production: A comprehensive review on lipid enhancement strategies and their effects on fatty acid composition. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. 2018, v.97, p.200-232.

SANTOS, A. M.; ROSO, G. R.; MENEZES, C. R.; QUEIROZ, M. I.; ZEPKA, L. Q.; JACOB-LOPES, E. The bioeconomy of microalgal heterotrophic bioreactors applied to agroindustrial wastewater treatment. **Desalination and Water Treatment**. 2017, p.1-9.

SATHASIVAM, R.; RADHAKRISHNAN, R.; HASHEM, A.; ABD_ALLAH, E. F. Microalgae metabolites: A rich source for food and medicine. **Saudi Journal of Biological Sciences**. 2017.

SCHEREIBER, C.; BEHRENDT, D.; HUBER, G.; PFAFF, C.; WIDZGOWSKI, J.; ACKERMANN, B.; MÜLLER, A.; ZACHLEDER, V.; MOUDŘÍKOVÁ, S.; MOJZEŠ, P.; SCHURR, U.; GROBBELAAR, J.; NEDBAL, L. Growth of algal biomass in laboratory and in large-scale algal photobioreactors in the temperate climate of western Germany. **Bioresource Technology**. 2017, v.234, p.140-149.

SHARMA, Y. C.; SINGH, V. Microalgal biodiesel: A possible solution for India's energy security. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. 2017, v.67, p.72-88.

SUGANYA, T.; VARMAN, M.; MASJUKI, H.H.; RENGANATHAN, S. Macroalgae and microalgae as a potential source for commercial applications along with biofuels production: A biorefinery approach. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. 2016, v.55, p.909-941.

SWARNALATHA, G. V.; HEGDE, N. S.; CHAUHAN, V. S.; SARADA, R. The effect of carbon dioxide rich environment on carbonic anhydrase activity, growth and metabolite production in indigenous freshwater microalgae. **Algal Research**. 2015, v.9, p.151-159.

SPOLAORE, P.; JOANNIS-CASSAN, C.; DURAN, E.; ISAMBERT, A. Commercial Applications of Microalgae. **Journal of Bioscience and bioengineering**. 2006, v.101, n.2, p.87-96.

TERCERO, E. A. R.; DOMENICALI, G.; BERTUCCO, A. Autotrophic production of biodiesel from microalgae: An updated process and economic analysis. **Energy**. 2014, v.76, p.807-815.

TOGARCHETI, S. C.; MEDIBOYINA, M. K.; CHAUHAN, V. S.; MUKHERJI, S.; RAVI, S.; MUDLIAR, S. N. Life cycle assessment of microalgae based biodiesel production to evaluate the impact of biomass productivity and energy source. **Resources, Conservation and Recycling**. 2017, v.122, p.286-294.

VALENTE, A.; IRIBARREN, D.; DUFOUR, J. Harmonised life-cycle global warming impact of renewable hydrogen. **Journal of Cleaner Production**. 2017, v.149, p.762-772.

VALVERDE, F.; ROMERO-CAMPERO, F. J.; LEÓN, R.; GUERRERO, M. G.; SERRANO, A. New challenges in microalgae biotechnology. **European Journal of Protistology**. 2016, v.55, p.95-101.

WILLIAMS, P. B.; LAURENS, M. L. Microalgae as biodiesel and biomass feedstock & analysis of the biochemistry, energetic and economics. **Energy & Environmental Science**. 2010, v.3, p.554-590.

WU, W.; LIN, K-H.; CHANG, J-S. Economic and life-cycle greenhouse gas optimization of microalgae-to-biofuels chains. **Bioresource Technology**. 2018, v.267, p.550-559.

WULF, C.; WERKER, J.; ZAPP, P.; SCHREIBER, A.; SCHLÖR, H.; KUCKSHIRICHS, W. Sustainable development goals as a guideline for indicator selection in life cycle sustainability assessment. 2018, v.69, p.59-65.

XIANG, D.; QIAN, Y.; MAN, Y.; YANG, S. Techno-economic analysis of the coal-to-olefins process in comparison with the oil-to-olefins process. **Applied Energy**. 2014, v.113, p.639-647.

XU, C.; JIA, M.; XU, M.; LONG, Y.; JIA, H. Progress on environmental and economic evaluation of low-impact development type of best management practices through a life cycle perspective. **Journal of Cleaner Production**. 2019, v.213, p.1103-1114.

XU, L.; WEATHERS, P. J.; XIONG, X-R.; LIU, C-Z. Microalgal bioreactors: Challenges and opportunities. **Engineering in Life Sciences**. 2009, vol.3, p.178-189.

XU, S.; HOSHAN, L.; JIANG, R.; GUPTA, B.; BRODEAN, E.; O'NEILL, K.; SEAMANS, C.; BOWERS, J.; CHEN, H. A practical approach in bioreactor scale-up and process transfer using a combination of constant P/V and VVM as the criterion. **Biotechnology Progress**. 2017, v.33, p.1146-1159.

YOUN, J-H.; CHO, D-H.; LEE, S.; HEO, J.; TRAN, Q-G.; CHANG, Y. K.; KIM, H-S. Hybrid operation of photobioreactors and wastewater-fed open raceway ponds enhances the dominance of target algal species and algal biomass production. **Algal Research**. 2018, v.29, p.319-329.