



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA



MODELAGEM DE UM BIORREATOR DO TIPO AIRLIFT PARA CULTIVO DE
MICROORGANISMOS

Sérgio Renato Ortiz Menna – 00113677

Orientador: Marcelo Farenzena

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais pelo apoio dado a mim durante toda a graduação.

*Agradeço a Universidade Federal do Rio Grande do Sul por, na medida do possível,
ser pública, gratuita e de qualidade.*

*Agradeço ao meu orientador, Marcelo Farenzena, pelo grande apoio e auxílio neste
trabalho.*

*Agradeço ao professor Oscar Pérez pela paciência e compreensão demonstrada
durante o término deste trabalho.*

Agradeço aos meus amigos e todos aqueles que tornaram este trabalho possível.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1. Sistema fechado – Produção em Biorreatores	3
2.2. Airlift – Vantagens e Desvantagens	6
3. METODOLOGIA.....	8
3.1. Equações de Modelagem	9
3.1.1. Fase de Fundo ($n = 1$)	9
3.1.2. Fase Ascendente ($2 \leq n \leq [M-1]$)	9
3.1.3. Fase de Topo ($n = M$).....	9
3.1.4. Fase Descendente ($[M+1] \leq n \leq N$).....	10
3.2. Modelo Cinético	10
3.3. Simulações Realizadas.....	11
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	12
4.1. Primeira Simulação	12
4.2. Segunda Simulação	15
4.3. Terceira Simulação	19
4.4. Quarta Simulação.....	22
5. CONCLUSÃO	25
6. BIBLIOGRAFIA	26
7. ANEXO	28
7.1. Microalga como alternativa na produção de biocombustíveis	28

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Um fotobiorreator tubular.....	4
Figura 2.2. Ilustração da disposição das placas de um reator do tipo placas planas, de maneira a melhor aproveitar a incidência de luz solar.....	5
Figura 2.3. ilustração de um reator do tipo <i>airlift</i> em funcionamento.....	7
Figura 3.1. Esquema ilustrativo do <i>airlift</i> do modelo proposto (Znad et al., 2004).	8
Figura 4.1. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na primeira simulação.....	13
Figura 4.10. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na terceira simulação.	21
Figura 4.11. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na terceira simulação.	22
Figura 4.12. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na terceira simulação.....	22
Figura 4.13. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na quarta simulação.	24
Figura 4.14. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na quarta simulação.	25
Figura 4.15. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na quarta simulação.	25
Figura 4.16. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na quarta simulação.....	26
Figura 4.2. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na primeira simulação.....	14
Figura 4.3. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na primeira simulação.....	14
Figura 4.4. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na primeira simulação.	15
Figura 4.5. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na segunda simulação.	17
Figura 4.6. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na segunda simulação.	18
Figura 4.7. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na segunda simulação.	18
Figura 4.8. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na segunda simulação.....	19
Figura 4.9. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do <i>airlift</i> . Valores obtidos na terceira simulação.	21

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Valores para os parâmetros cinéticos e condições iniciais arbitrados para a primeira simulação.....	12
Tabela 4.2. Valores para os parâmetros dimensionais arbitrados para a primeira simulação. ...	13
Tabela 4.3. Valores para os parâmetros cinéticos e condições iniciais arbitrados para a segunda simulação.....	16
Tabela 4.4. Valores para os parâmetros dimensionais para a terceira simulação.....	20
Tabela 7.1: consumo de água e terras aráveis e produtividade para a produção de biocombustíveis (Fonte: Singh et al., 2010).....	31

Tabela 7.2: Rendimento em termos de massa lipídica produzida para diversas espécies de microalgas (Fonte: Singh et al., 2010). 32

LISTA DE SÍMBOLOS

<i>Parâmetro</i>	<i>Símbolo</i>	<i>Unidade</i>
Concentração de Oxigênio na Interface Líquido-Gás	O_i^*	$g.dm^{-3}$
Volume da fase <i>riser</i>	V_r	dm^3
Volume da fase <i>downcomer</i>	V_d	dm^3
Volume do topo	V_t	dm^3
Volume do Fundo	V_b	dm^3
Vazão volumétrica de alimentação (líquido)	Q	dm^3/s
Vazão volumétrica de alimentação (gás)	Q_g	dm^3/s
Acúmulo de gás (fase <i>riser</i>)	ε_{gr}	adim.
Acúmulo de gás (fase <i>downcomer</i>)	ε_{gd}	adim.
Taxa específica de difusão de oxigênio	$k_L a$	s^{-1}
Espessura do reator	e	m
Altura do Reator	h	m
Taxa de Crescimento Específico Máximo	μ_m	h^{-1}
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de substrato	γ	g/g
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de oxigênio	δ	g/g
Parâmetro não-associado ao crescimento para consumo de substrato	λ	h^{-1}
Parâmetro para consumo de oxigênio	φ	h^{-1}
Taxa Específica de difusão de Oxigênio	$k_L a$	h^{-1}
Constante de Saturação	K_S	adim.
Constante Limite de Oxigênio	K_O	adim.
Concentração Inicial de Oxigênio	O_0	g/dm^3
Concentração Inicial de Biomassa	X_0	g/dm^3
Concentração Inicial de Substrato	S_0	g/dm^3
Número de Estágios	N	Adim.
Concentração de Biomassa	X	g/dm^3
Concentração de Oxigênio	O	g/dm^3
Concentração de Substrato	S	g/dm^3
Taxa de Consumo de Oxigênio	r_o	$g/h.dm^3$
Taxa de Consumo de Substrato	r_s	$g/h.dm^3$
Taxa de Crescimento de Biomassa	r_x	$g/h.dm^3$

Taxa de Crescimento Específico	μ	g/h.dm^3
Taxa de Refluxo	b	adim.

RESUMO

A biotecnologia industrial é um campo em crescimento da biotecnologia, caracterizada pelo uso de enzimas, microorganismos e outros tipos de biocatalizadores na criação de novos processos e produtos. Na atualidade, alternativas energéticas às fontes de combustível fóssil se fazem necessário. Desta maneira, é natural a idéia de biocombustíveis provenientes de fontes renováveis vir a tona. Apesar do fato de que processos de produção de biocombustíveis possuem um grande potencial de ser uma rota neutra de carbono para produção de combustíveis, sistemas de produção de biocombustíveis da chamada primeira geração possuem limitações consideráveis, ambiental e economicamente. Uma delas é o emprego de terras aráveis para produção de vegetais para produção de bioetanol e biodiesel, como o grão de soja. Esta tecnologia de produção, chamada agro energia, possui diversos efeitos colaterais, como o aumento do preço de alimentos e consumo de água e terras aráveis. No entanto, é sabido que vários microorganismos possuem o potencial de produzir energia renovável na forma de biomassa rica em lipídios. Neste trabalho, foi utilizado um modelo para desenvolver reatores do tipo *airlift* para o cultivo de microorganismos para os mais diversos fins, dentre eles obtenção de biocombustíveis e biofixação de dióxido de carbono, um dos principais agentes na manutenção e crescimento do efeito estufa da atualidade.

Palavras-chave: Biorreatores, *airlift*, modelagem, simulação, fontes renováveis de energia.

1. INTRODUÇÃO

A biotecnologia industrial é um campo em crescimento da biotecnologia caracterizada pelo uso de enzimas, microorganismos e outros tipos de biocatalizadores na criação de novos processos e produtos. A Biotecnologia industrial, ou biotecnologia branca, é considerada a “terceira onda” da biotecnologia, seguida pelas aplicações de biotecnologia na área médica (biotecnologia vermelha) e na agricultura (biotecnologia verde).

A biotecnologia industrial, de maneira ampla, é empregada para obtenção de biocombustíveis, produtos químicos e, em especial, de uma grande variedade de produtos de uma maneira sustentável e ambientalmente correta. Graças a estes atributos positivos, a demanda por produtos e processos provenientes da biotecnologia industrial vem crescendo.

O emprego de enzimas como catalisadores em reações químicas não se trata de uma novidade, pois naturalmente estas estiveram na produção de queijos e fermentados durante séculos. Extrato de enzimas bruto tem sido usado em processos têxteis e na produção de couro desde o fim do século 19. Nos primeiros 50 anos do século 20, ocorreu um aumento do uso de enzimas cada vez mais sofisticadas e funcionais nos processos e produtos da indústria química. Em meados da década de 60, por exemplo, foram desenvolvidos detergentes baseados em enzimas comercialmente bem sucedidos, além de enzimas utilizadas para efetuar a quebra do amido e outros açúcares do milho e de outros grãos. Estes açúcares passaram então a serem convertidos em outros produtos, como etanol e adoçantes. Processos enzimáticos passaram a substituir a hidrólise ácida do amido, proporcionando alta pureza e rendimento. O processo enzimático de produção de etanol através do amido do milho vem sendo usado até os dias de hoje.

Os avanços das ciências biológicas nas décadas de 80 e 90 permitiram a manipulação genética de microorganismos para produção de biocatalisadores com funções e atuação mais específica. Na indústria química, estes biocatalisadores específicos vêm sendo usados para a produção de uma crescente variedade de produtos desde fármacos, incluindo a vitamina B12, até bioplásticos.

O crescimento da biotecnologia industrial pode ser acompanhado através do crescimento do número de patentes registradas na área. Durante o período de janeiro de 1975 até dezembro de 2006, o Escritório de Patentes e Marcas Registradas dos Estados Unidos (United States Patents and Trademarks Office – USPTO) registrou 20.418 patentes de invenção de classificação primária como biotecnologia industrial. (Linton et al., 2008).

Este trabalho tem como objetivo apresentar um modelo matemático para dimensionamento de reatores do tipo *airlift* para crescimento de diversos microorganismos, dentre os quais microalgas, para os mais diversos fins, como geração de biomassa como combustível alternativo aos combustíveis fósseis e biofixação de dióxido de carbono. O capítulo 2 faz uma breve revisão bibliográfica, comparando cultivos de microorganismos a céu aberto com cultivos fechados, falando sobre os diversos tipos de biorreatores e, mais especificamente, do *airlift*, além de detalhar o modelo utilizado neste trabalho. O capítulo 3 fala a respeito das simulações realizadas com o software EMSO, enquanto o capítulo 4 compara os resultados obtidos. No capítulo 5 as conclusões sobre este trabalho e seus resultados são brevemente discutidas. O capítulo 6 apresenta a bibliografia utilizada neste trabalho, enquanto que o capítulo 7 apresenta um anexo ao trabalho, uma breve discussão sobre microorganismos e como estes podem ser utilizados como fontes de biocombustíveis de terceira geração.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Sistema fechado – Produção em Biorreatores

Sistemas de cultivo a céu aberto representam os processos clássicos de reatores abertos usados para produção de microalgas. No entanto, estes sistemas apresentam uma série de desvantagens em relação aos sistemas fechados, como por exemplo: (i) apenas uma pequena quantidade de espécies de algas conseguem crescer com êxito em larga escala, (ii) presença maior de microorganismos predadores, (iii) grandes perdas evaporativas e dificuldade em conservar o volume de água, (iv) ineficiência na distribuição de dióxido de carbono, (v) necessidade de grande espaço físico, (vi) baixa produtividade em comparação aos sistemas fechados e (vii) altos custos na colheita de biomassa (Xu et al., 2009). Apesar dos esforços realizados para aprimorar os sistemas de controle de temperatura, suprimento de substrato, otimização de níveis e sistemas de injeção de dióxido de carbono, a produtividade de sistemas abertos de cultivo continuam muito baixas, quando comparadas aos sistemas fechados. Devido a estas limitações, o foco deste trabalho encontra-se voltado para sistemas fechados, como será explicado posteriormente.

Ao contrário de sistemas a céu aberto, biorreatores tem como principal objetivo cultivar uma espécie singular de microorganismo. Estes biorreatores vêm sendo usado de maneira bem sucedida na produção de biomassa de microalgas (Chisti et al., 2007), e as configurações possíveis a serem desenvolvidas incluem tubo horizontal, placa plana, coluna de bolhas, coluna *airlift* e tanque agitado.

Fotobiorreatores tubulares totalmente fechados possuem um potencial atrativo para cultura de microalgas em larga escala e é o tipo mais apropriado para cultivo a céu aberto (Ugwu et al., 2008). Fotobiorreatores consistem em um arranjo de tubos transparentes, em geral feitos de vidro ou plástico, em linha reta, enrolados ou em voltas (Fernandez et al., 2001). Os microorganismos circulam no interior dos tubos através do trabalho de uma bomba ou de um trabalho pneumático similar ao de um *airlift* (Molina et al., 2000). O diâmetro do tubo é limitante, sendo normalmente 10 cm o valor máximo. Aumentar o diâmetro do tubo resulta em diminuir a razão superfície por

volume, e este fator tem um impacto fortíssimo sobre a cultura (Xu et al., 2009), pois reduz a incidência luminosa sobre a cultura no cerne do tubo. Este efeito, somado ao crescimento de biomassa de microorganismo junto à parte mais externa do tubo, que acaba impedindo a passagem da luz para o interior da tubulação, é a principal limitação no emprego de fotobiorreatores tubulares. Uma forma de aumentar o tempo de residência neste tipo de reator, sem alterar o diâmetro, é aumentando o comprimento da tubulação. No entanto, em tubos longos, é estabelecido um gradiente decrescente de dióxido de carbono dissolvido, a partir da entrada do tubo, resultando em total exaustão de dióxido de carbono antes da saída da tubulação e, assim, afetando o crescimento de alguns microorganismos por falta de alimento (Xu et al., 2009). A Figura 2.1. mostra um fotobiorreator tubular.



Figura 2.1. Um fotobiorreator tubular (imagem extraída do site: <http://mybelojardim.com/combustiveis-aquicolas-sistemas-algas-de-tanques-abertos-fotobioreatores/> em 14 de dezembro de 2010).

Reatores do tipo placas planas propiciam um alto valor da relação superfície por volume. Ao compará-los com reatores tubulares, uma série de vantagens são notadas, como por exemplo: (i) as voltas fechadas em forma de U propiciam menor espaço do que no caso de tubos enrolados e (ii) a espessura das placas podem ser tão estreitas

quanto um reator tubular (Pulz et al., 1998). Além disso, as placas podem ser orientadas em ângulos que melhor captem a luz solar. No entanto, reatores de placas planas apresentam algumas limitações, a saber: (i) aderência de biomassa nas placas, (ii) o sistema apresenta dificuldade na esterilização e (iii) incompatibilidade de funcionamento com equipamentos de fermentação industrial (Ugwu et al., 2008). O controle de temperatura também costuma ser um problema neste tipo de reator e, por isso, sistemas de sprinklers costumam ser usados para promover um resfriamento evaporativo (Hu et al., 1996). A Figura 2.2. ilustra esquematicamente um reator do tipo placas planas, com suas placas orientadas de forma a aproveitar melhor a incidência de luz solar.

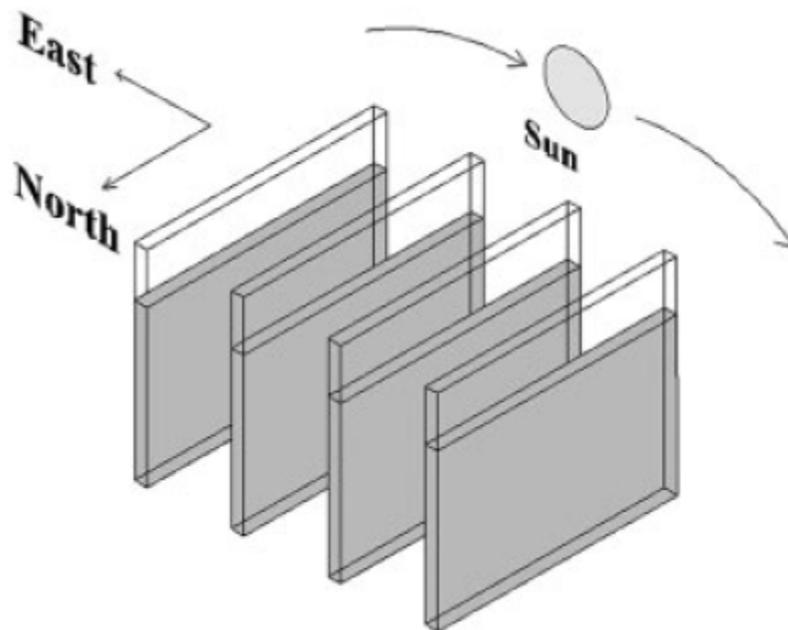


Figura 2.2. Ilustração da disposição das placas de um reator do tipo placas planas, de maneira a melhor aproveitar a incidência de luz solar (Fonte: Xu et al., 2009).

Reatores do tipo tanque agitado são os reatores padrão da indústria química (Pulz et al., 1998). No entanto, o agitador deste tipo de reator gera um excesso de cisalhamento não desejado no meio de cultivo, provocando desagregação de células. Além disso, este tipo de agitação mecânica não consegue, de maneira eficiente, manter as células em suspensão. Por isso, prefere-se agitação pneumática, como no caso das colunas de bolhas e do *airlift*, do que agitação mecânica (Xu et al., 2009).

2.2. *Airlift* – Vantagens e Desvantagens

Biorreatores do tipo *airlift* são um dos principais reatores do tipo agitação pneumática. Estes reatores são dispositivos simples, compactos, de baixo custo e de fácil operação, facilidade na remoção e reposição de sólidos e altas taxas de transferência de calor e massa, com agitação pneumática, proporcionam bons valores de k_La (taxa específica de transferência de massa na interface líquido-gás) e de velocidades de circulação com emprego de baixas quantidades de energia. Além disso, o *airlift* consegue manter as células em suspensão uniformemente, ao contrário de outros biorreatores em que ocorrem sedimentação de células.

Além de apresentar altas taxas de transferência de massa e do baixo consumo energético, o *airlift* possui ainda, como vantagens no cultivo de microorganismos: (i) ausência de partes móveis, (ii) boa capacidade de suspensão de sólidos, (iii) cisalhamento homogêneo, (iv) mistura rápida e (v) orientação vertical, o que diminui a área de trabalho (Miron et al., 2002). No entanto, ao ser efetuado o escalonamento para larga escala, alguns problemas surgem, como o decréscimo exponencial da penetração de luz frente ao aumento do diâmetro, sendo esta a principal desvantagem do *airlift*. A Figura 2.3. traz a ilustração de um reator do tipo *airlift*. A Figura 2.4. apresenta alguns reatores do tipo *airlift* com culturas de microalgas crescendo.

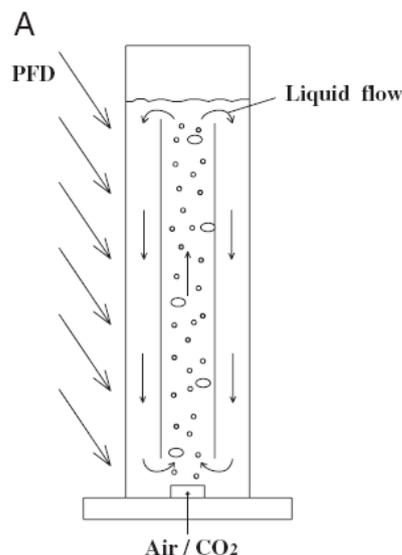


Figura 2.3. ilustração de um reator do tipo *airlift* em funcionamento (Fonte: Xu et al., 2009).

Neste tipo de reator, ar e/ou dióxido de carbono são injetados pelo fundo do biorreator, promovendo a circulação da cultura a partir do fundo do reator até o topo, através da porção central do biorreator, separada das paredes através de placas planas, como ilustrado na Figura 2.3. Este percurso do fundo até o topo é chamado de *riser*, ou fase ascendente.

Uma vez que a mistura chega ao topo do reator, esta começa a descer pelas laterais do reator, em uma porção entre as placas de separação da porção central e as paredes do reator. Este percurso é chamado de *downcomer*, ou fase descendente. Uma vez percorrido este trajeto, novamente a mistura chega ao fundo do reator, reiniciando assim o ciclo de ascensão pela porção central, e descida pela porção lateral.

Assim, após ponderar sobre as vantagens e desvantagens apresentadas, a escolha a ser modelada neste trabalho é o reator do tipo *airlift*.



Figura 2.4. foto de biorreatores do tipo *airlift*, com uma cultura de microalgas crescendo em seu interior (Fonte: Xu et al., 2009).

3. METODOLOGIA

Para este trabalho, foi utilizado o modelo apresentado por Znad et al. (Znad et al., 2004). Este modelo tem como principais vantagens sua consistência e capacidade de prever o consumo de substrato, a concentração de oxigênio dissolvido, o perfil de concentrações de biomassa, as taxas cinéticas de formação e consumo das citadas variáveis e a taxa específica de crescimento. As simulações foram executadas com o software EMSO (Environment for Modeling, Simulation and Optimization).

Para o modelo apresentado, o *airlift* foi convenientemente dividido em N estágios, onde os estágios 1 e M são, respectivamente, o fundo e o topo do *airlift*. Os estágios compreendidos entre 2 e (M-1) correspondem à etapa ascendente, ou *riser*, do reator. Por fim, os estágios compreendidos entre (M+1) e N correspondem à etapa descendente, ou *downcomer*, do reator. A Figura 3.1 ilustra o *airlift* descrito.

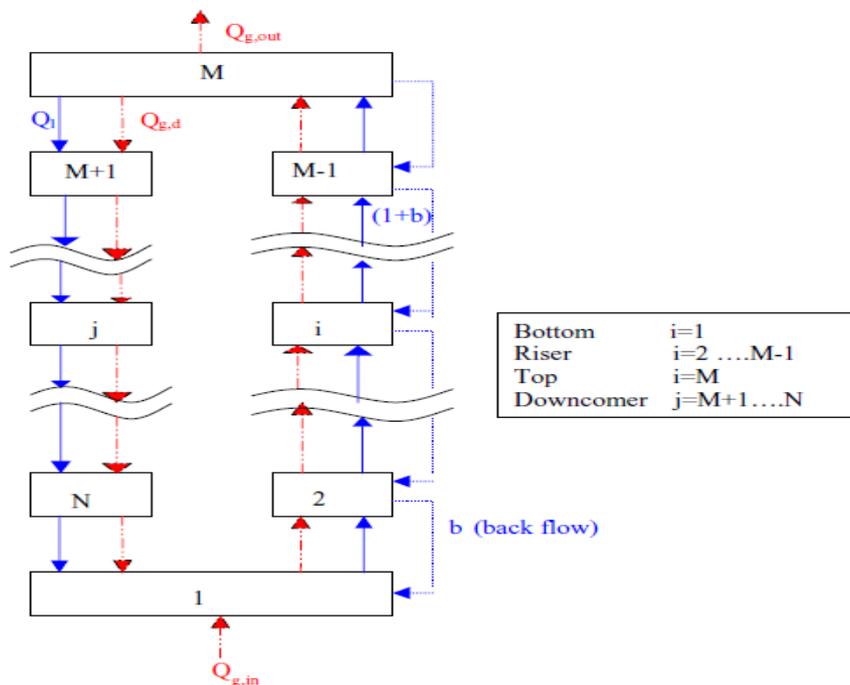


Figura 3.1. Esquema ilustrativo do *airlift* do modelo proposto (Znad et al., 2004).

3.1. Equações de Modelagem

As equações propostas para este modelo são divididas por seções: a de fundo, a ascendente (*riser*), a de topo e a descendente (*downcomer*). A letra C denota tanto S (concentração de substrato) quanto X (concentração de biomassa), enquanto o índice indica o estágio. O símbolo $C_{1,i}$ indica a concentração de oxigênio no estágio i.

3.1.1. Fase de Fundo (n = 1)

$$\frac{dC_1}{dt} = \frac{Q}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_N + \frac{bQ}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_2 - \frac{(1 + b)Q}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_1 + r_{C,1} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{dC_{1,1}}{dt} = & \frac{Q}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_{1,N} + \frac{bQ}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_{1,2} \\ & - \frac{(1 + b)Q}{V_b(1 - \varepsilon_{gr})} C_{1,1} + (k_1 a)(C_{1,1}^* - C_{1,1}) + r_{o,1} \end{aligned} \quad (2)$$

3.1.2. Fase Ascendente ($2 \leq n \leq [M-1]$)

$$\begin{aligned} \frac{dC_i}{dt} = & \frac{bQ}{(V_r/(M-2))(1 - \varepsilon_{gr})} [C_{i+1} - C_i] \\ & + \frac{(1 + b)Q}{(V_r/(M-2))(1 - \varepsilon_{gr})} [C_{i-1} - C_i] + r_{C,i} \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{dC_{1,i}}{dt} = & \frac{bQ}{(V_r/(M-2))(1 - \varepsilon_{gr})} [C_{1,i+1} - C_{1,i}] \\ & + \frac{(1 + b)Q}{(V_r/(M-2))(1 - \varepsilon_{gr})} [C_{1,i-1} - C_{1,i}] \\ & + k_1 a(C_{1,i}^* - C_{1,i}) + r_{o,i} \end{aligned} \quad (4)$$

3.1.3. Fase de Topo (n = M)

$$\frac{dC_M}{dt} = \frac{Q(1 + b)}{V_T(1 - \varepsilon_{gr})} [C_{M-1} - C_M] + r_{C,M} \quad (5)$$

$$\frac{dC_{1,M}}{dt} = \frac{Q(1+b)}{V_T(1-\varepsilon_{gr})} [C_{1,M-1} - C_{1,M}] + k_1 a (C_{1,M}^* - C_{1,M}) + r_{o,M} \quad (6)$$

3.1.4. Fase Descendente ($[M+1] \leq n \leq N$)

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{Q}{(V_d/(N-M))(1-\varepsilon_{gd})} [C_{i-1} - C_i] + r_{C,i} \quad (7)$$

$$\frac{dC_{1,i}}{dt} = \frac{Q}{(V_d/(N-M))(1-\varepsilon_{gd})} [C_{1,i-1} - C_{1,i}] + k_1 a (C_{1,i}^* - C_{1,i}) + r_{o,i} \quad (8)$$

3.2. Modelo Cinético

As equações cinéticas seguem abaixo.

$$r_{X,i} = \frac{dX_i}{dt} = \mu_i X_i \quad (9)$$

$$r_{S,i} = \frac{dS_i}{dt} = -\gamma \frac{dX_i}{dt} - \lambda X_i \quad (10)$$

$$r_{o,i} = \frac{dC_{1,i}}{dt} = -\delta \frac{dX_i}{dt} - \phi X_i \quad (11)$$

$$\mu_i = \mu_m \frac{S_i}{K_S X_i + S_i} \frac{C_{1,i}}{K_O X_i + C_{1,i}} \quad (12)$$

$$\gamma = \left(\frac{1}{Y_{XS}} + \frac{\alpha}{Y_{PS}} \right) \quad (13)$$

$$\lambda = \left(\frac{\beta}{Y_{PS}} + m_S \right) \quad (14)$$

$$\delta = \left(\frac{1}{Y_{XO}} + \frac{\alpha}{Y_{PO}} \right) \quad (15)$$

$$\phi = \left(\frac{\beta}{Y_{PO}} + m_O \right) \quad (16)$$

Onde μ_i é a taxa específica de crescimento (em min^{-1}) no estágio i . Os parâmetros gama (γ), lambda (λ), sigma (δ) e fi (ϕ) são funções de parâmetros biológicos, que variam de espécie em espécie de microalga. Estes parâmetros são especificados em cada uma das simulações feitas.

3.3. Simulações Realizadas

Com base no modelo explicado, foram realizadas quatro simulações distintas para verificar como a escolha de cada parâmetro é afetada. Os parâmetros cinéticos e os parâmetros dimensionais do reator foram arbitrados para cada uma das quatro simulações desenvolvidas e uma tabela acompanha a descrição de cada uma destas simulações elencando estes valores arbitrados.

A idéia por trás das simulações realizadas é verificar como cada alteração de parâmetro influi no resultado das curvas de concentração de biomassa, substrato e oxigênio, bem como na taxa específica de crescimento apresentados; assim, a primeira simulação trás os parâmetros básicos, tais quais os autores originalmente apresentaram seu trabalho. Nas simulações posteriores, foram variados parâmetros dimensionais, parâmetros cinéticos, parâmetros cinéticos, condições iniciais e refluxo do reator.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. Primeira Simulação

Na primeira simulação, os valores arbitrados aos parâmetros da simulação foram idênticos aos apresentados pelos autores do modelo. Assim, a Tabela 4.1. e a Tabela 4.2 trazem, em resumo, estes parâmetros. Para esta primeira simulação, utilizou-se uma taxa de refluxo (β) de 0,5.

As curvas de concentração de substrato, concentração de biomassa e concentração de oxigênio ao longo do tempo estão ilustradas, respectivamente, nas Figuras 4.1, Figura 4.2 e Figura 4.3. A curva da taxa específica de crescimento encontra-se ilustrada na Figura 4.4.

Tabela 4.1. Valores para os parâmetros cinéticos e condições iniciais arbitrados para a primeira simulação.

Parâmetro	Símbolo	Unidade	Valor
Taxa de Crescimento Específico Máximo	μ_m	h^{-1}	0,361
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de substrato	γ	g/g	3,9868
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de oxigênio	δ	g/g	1,2699
Parâmetro não-associado ao crescimento para consumo de substrato	λ	h^{-1}	0,956
Parâmetro para consumo de oxigênio	ϕ	h^{-1}	0,0614
Taxa Específica de difusão de Oxigênio	$k_L a$	h^{-1}	98,28
Constante de Saturação	K_S	adim.	21,239
Constante Limite de Oxigênio	K_O	adim.	4,13E-03
Concentração Inicial de Oxigênio	O_0	g/dm^3	2E-04
Concentração Inicial de Biomassa	X_0	g/dm^3	13
Concentração Inicial de Substrato	S_0	g/dm^3	60
Número de Estágios	N	Adim.	10

Tabela 4.2. Valores para os parâmetros dimensionais arbitrados para a primeira simulação.

Parâmetro	Símbolo	Unidade	Valor
Concentração de Oxigênio na Interface Líquido-Gás	O_i^*	$g.dm^{-3}$	0,00651
Volume da fase <i>riser</i>	V_r	dm^3	4,404
Volume da fase <i>downcomer</i>	V_d	dm^3	5,417
Volume do topo	V_t	dm^3	0,554
Volume do Fundo	V_b	dm^3	0,125
Vazão volumétrica de alimentação (líquido)	Q	dm^3/s	0,5865
Vazão volumétrica de alimentação (gás)	Q_g	dm^3/s	0,2566
Acúmulo de gás (fase <i>riser</i>)	ϵ_{gr}	adim.	7,85E-02
Acúmulo de gás (fase <i>downcomer</i>)	ϵ_{gd}	adim.	6,99E-02
Taxa específica de difusão de oxigênio	$k_L a$	s^{-1}	0,0273
Espessura do reator	e	m	0,108
Altura do Reator	h	m	1,24

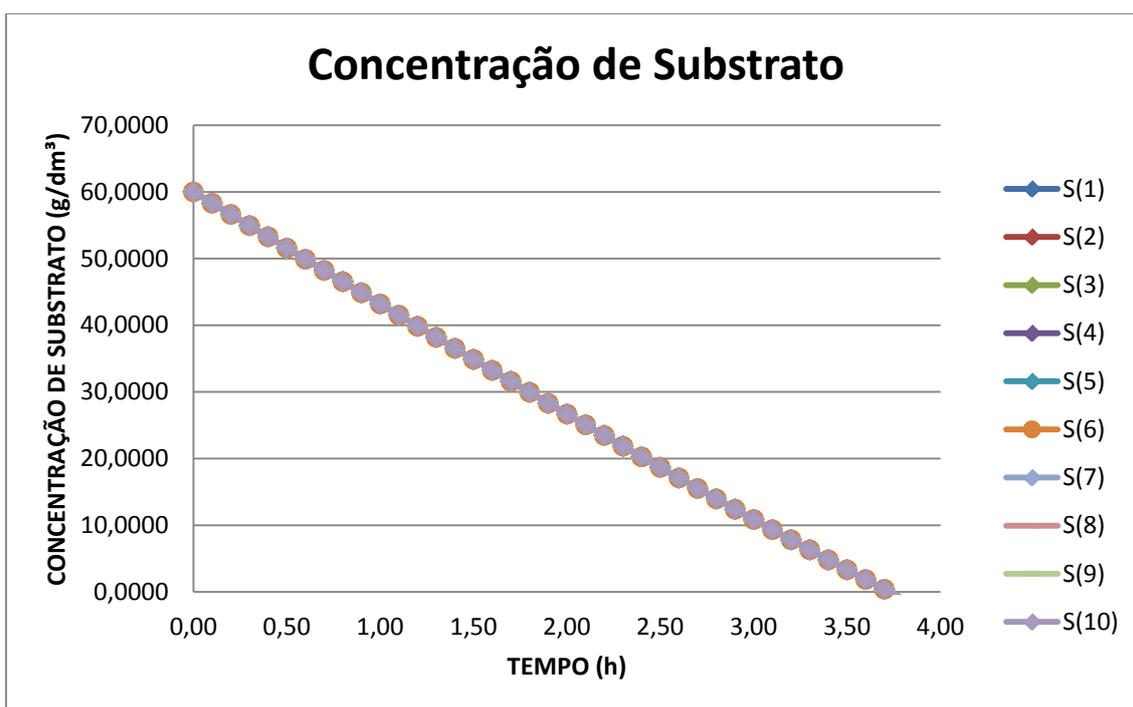


Figura 4.1. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na primeira simulação.

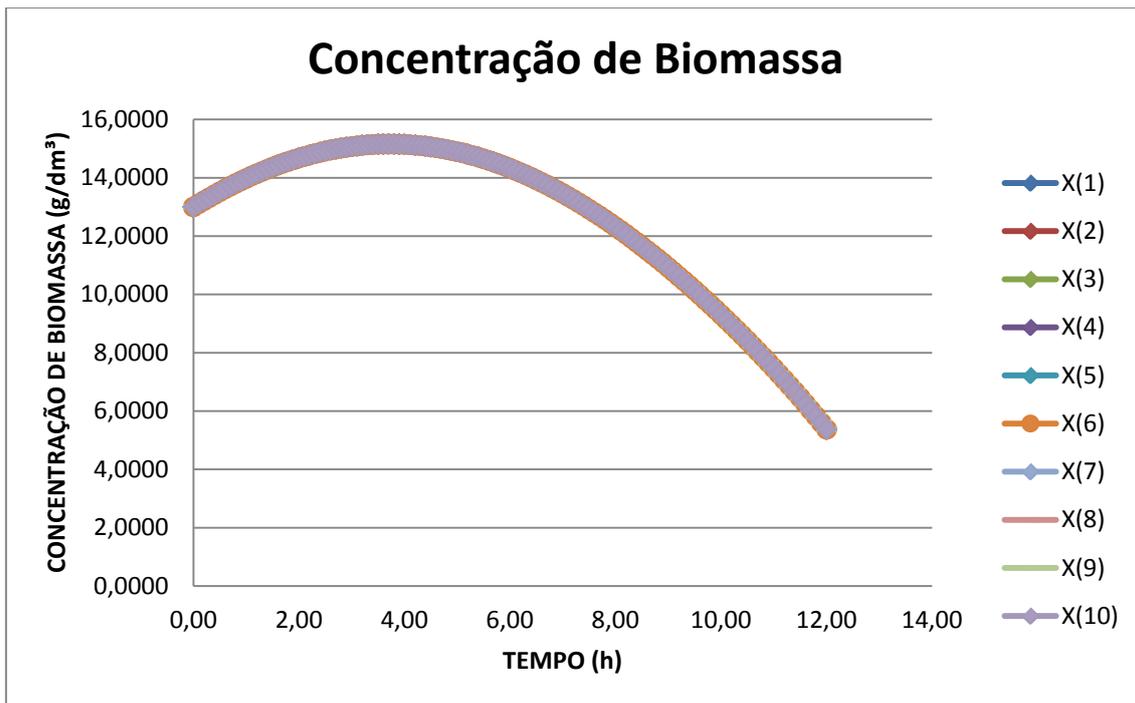


Figura 4.2. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na primeira simulação.

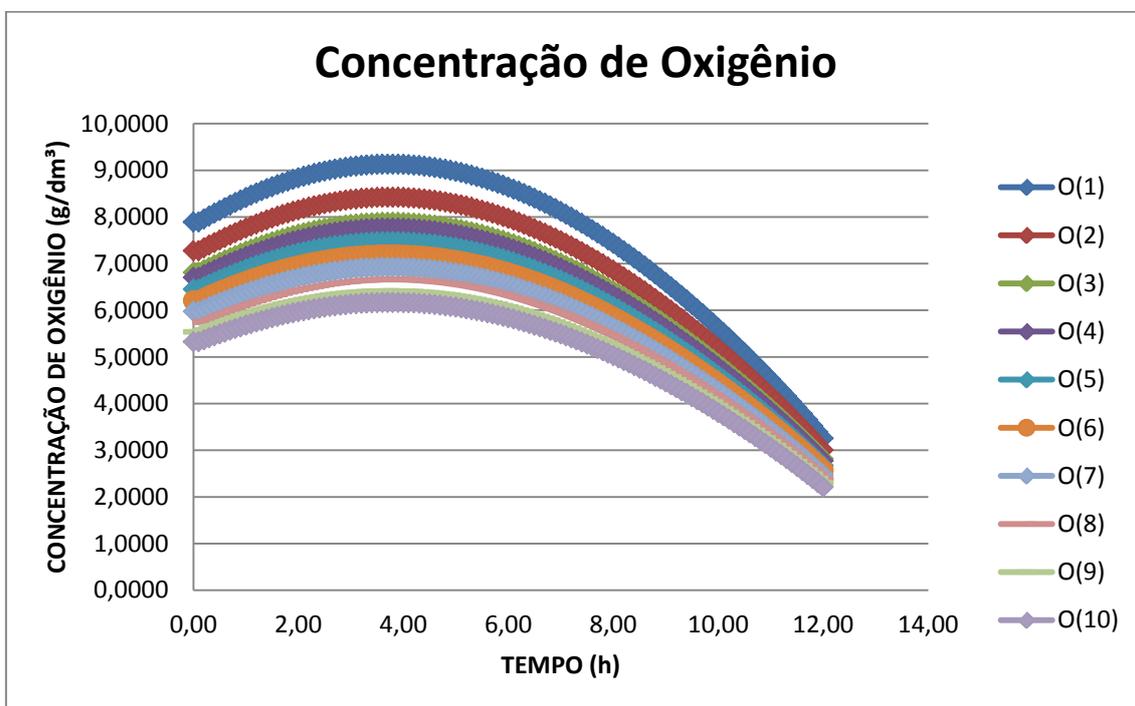


Figura 4.3. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na primeira simulação.

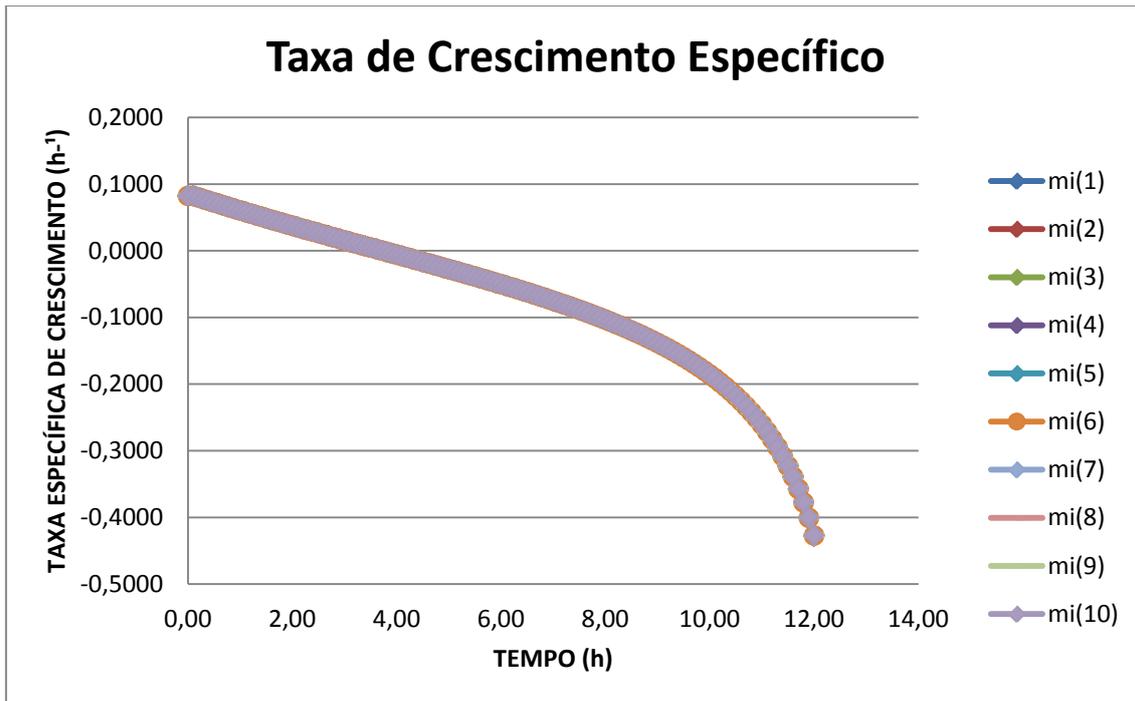


Figura 4.4. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na primeira simulação.

4.2. Segunda Simulação

Nesta segunda simulação, foram alterados os parâmetros cinéticos da simulação, em relação à primeira. Os termos cinéticos e as condições iniciais estão resumidos na Tabela 4.3. A taxa de refluxo manteve-se em 0,5, assim como não se alterou os parâmetros dimensionais. Através da comparação dos resultados obtidos nesta segunda simulação, espera-se verificar a influência dos parâmetros cinéticos no modelo matemático proposto pelos autores do modelo.

Ao comparar esta segunda simulação com a primeira, verifica-se que as curvas de concentração de biomassa apresentam semelhança, embora se possa destacar que após o ponto de máximo de concentração de biomassa, esta começa a cair mais rapidamente na segunda simulação do que na primeira. A curva de concentração de substrato da primeira simulação mostra que a concentração de substrato chega à zero em $t = 4$ horas, enquanto que na segunda simulação este chega em zero em $t = 3,75$ horas aproximadamente. De maneira análoga, a taxa específica de crescimento obtida na primeira simulação chega em zero em $t = 4,25$ horas, enquanto que na segunda isto ocorre em $t = 3,5$ horas. Assim, conclui-se que na segunda simulação o crescimento de biomassa é mais acelerado no começo, mas então passa a ser limitado pelo substrato.

As curvas de concentração de substrato, concentração de biomassa e concentração de oxigênio ao longo do tempo estão ilustradas, respectivamente, nas Figuras 4.5, Figura 4.6 e Figura 4.7. A curva da taxa específica de crescimento encontra-se ilustrada na Figura 4.8.

Tabela 4.3. Valores para os parâmetros cinéticos e condições iniciais arbitrados para a segunda simulação.

Parâmetro	Símbolo	Unidade	Valor
Taxa de Crescimento Específico Máximo	μ_m	h^{-1}	0,480
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de substrato	γ	g/g	4,2000
Parâmetro associado ao crescimento para consumo de oxigênio	δ	g/g	1,5000
Parâmetro não-associado ao crescimento para consumo de substrato	λ	h^{-1}	1,2000
Parâmetro para consumo de oxigênio	ϕ	h^{-1}	0,1000
Taxa Específica de difusão de Oxigênio	$k_L a$	h^{-1}	50
Constante de Saturação	K_S	adim.	18,000
Constante Limite de Oxigênio	K_O	adim.	8E-03
Concentração Inicial de Oxigênio	O_0	g/dm^3	2E-04
Concentração Inicial de Biomassa	X_0	g/dm^3	13
Concentração Inicial de Substrato	S_0	g/dm^3	60
Número de Estágios	N	Adim.	10

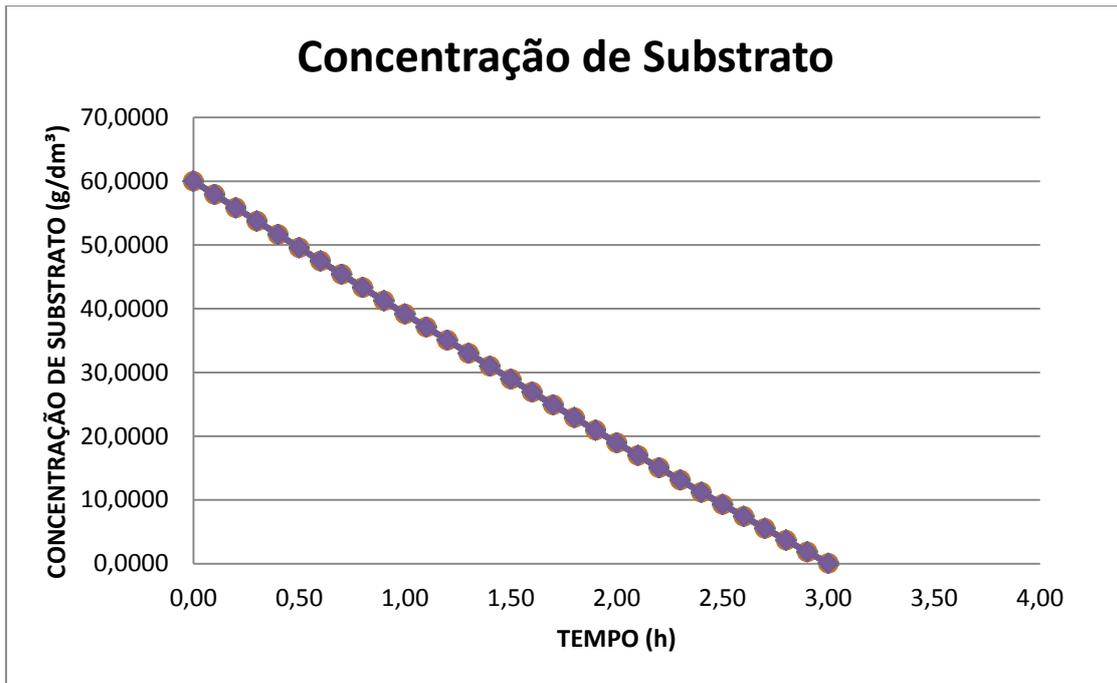


Figura 4.5. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na segunda simulação.

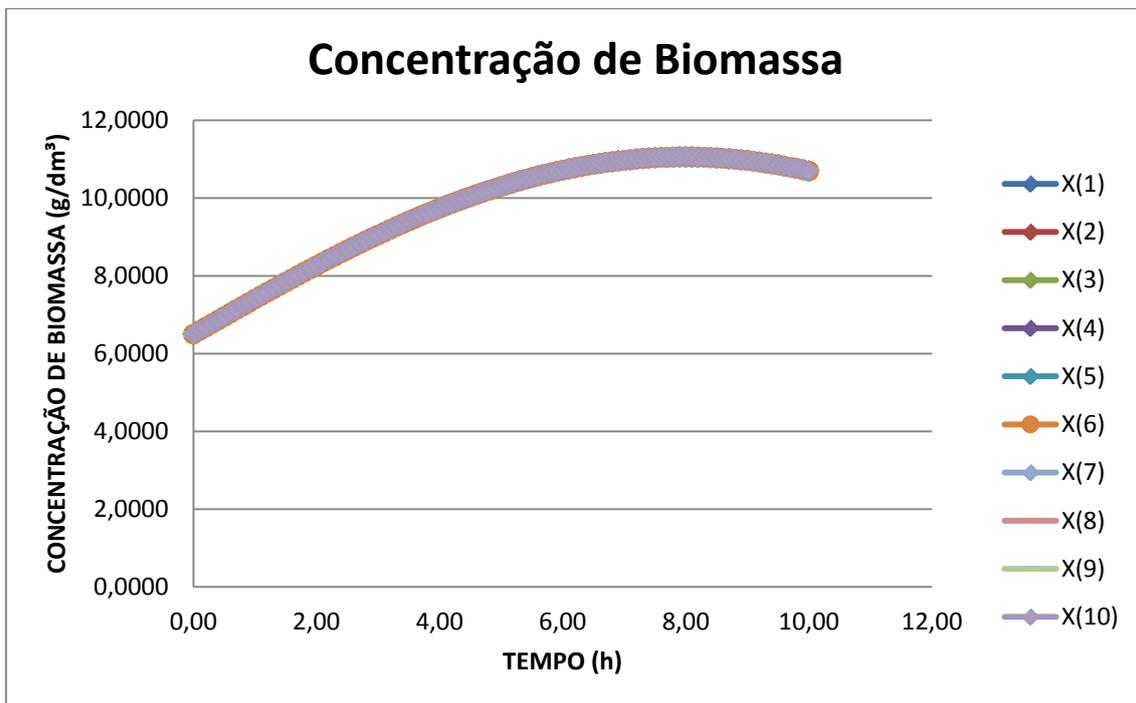


Figura 4.6. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na segunda simulação.

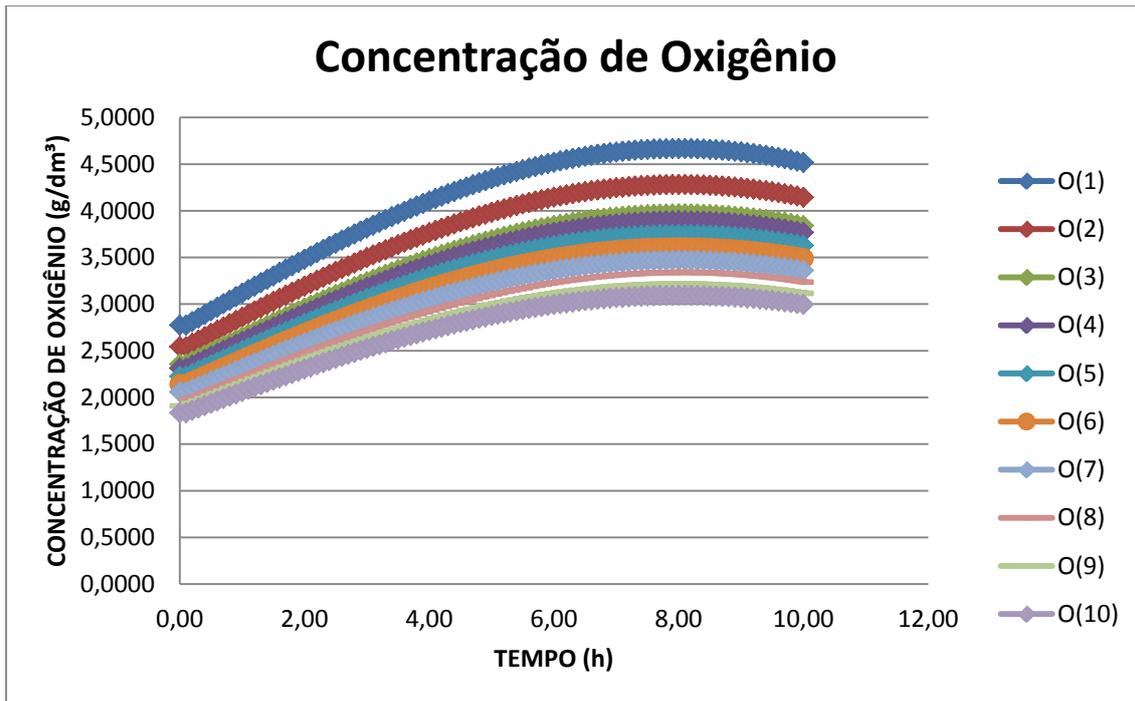


Figura 4.7. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na segunda simulação.

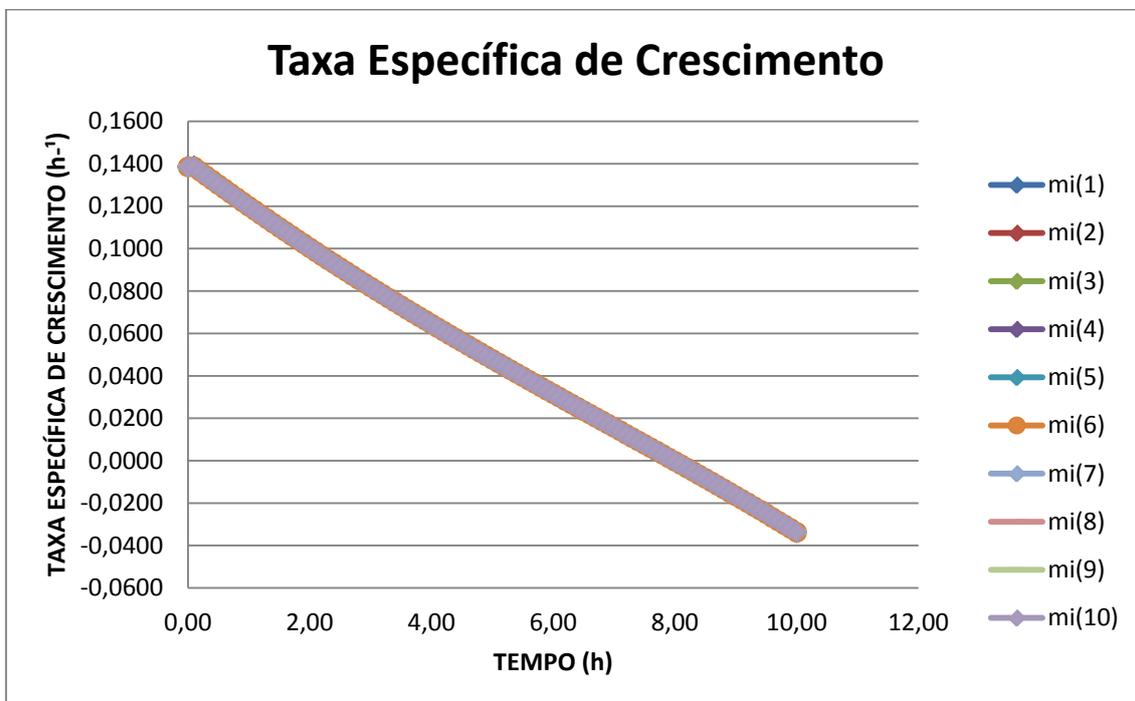


Figura 4.8. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na segunda simulação.

4.3. Terceira Simulação

Nesta terceira simulação, arbitrou-se novos valores referentes à estrutura do reator. Estes novos valores estão na Tabela 4.4. Os termos cinéticos e as condições iniciais são os mesmos que aqueles utilizados na primeira simulação, ilustrados na Tabela 4.1. A taxa de refluxo foi mantida em 0,5.

Ao comparar esta simulação com a primeira, cujas diferenças foram apenas referentes ao tamanho do reator, torna-se possível verificar a influência das dimensões do reator no crescimento de biomassa. Nesta terceira simulação, a concentração de substrato chega em zero em $t = 4,5$ horas, a concentração de biomassa chega em zero em após 13 horas e a taxa específica de crescimento em $t = 4,25$ horas aproximadamente, ou seja, não diferindo significativamente da primeira simulação. Assim, conclui-se que os parâmetros dimensionais do reator não foram alterados de maneira significativa para alterar o crescimento de biomassa.

As curvas de concentração de biomassa, concentração de substrato e concentração de oxigênio ao longo do tempo estão ilustradas, respectivamente, nas Figuras 4.9, Figura 4.10 e Figura 4.11. A curva da taxa específica de crescimento encontra-se ilustrada na Figura 4.12.

Tabela 4.4. Valores para os parâmetros dimensionais para a terceira simulação.

Parâmetro	Símbolo	Unidade	Valor
Concentração de Oxigênio na Interface Líquido-Gás	O_i^*	$g.dm^{-3}$	0,00651
Volume da fase <i>riser</i>	V_r	dm^3	5,000
Volume da fase <i>downcomer</i>	V_d	dm^3	6,5000
Volume do topo	V_t	dm^3	1,000
Volume do Fundo	V_b	dm^3	0,250
Vazão volumétrica de alimentação (líquido)	Q	dm^3/s	1,1730
Vazão volumétrica de alimentação (gás)	Q_g	dm^3/s	0,2566
Acúmulo de gás (fase <i>riser</i>)	ϵ_{gr}	adim.	7,85E-02
Acúmulo de gás (fase <i>downcomer</i>)	ϵ_{gd}	adim.	6,99E-02
Taxa específica de difusão de oxigênio	$k_L a$	s^{-1}	0,0273
Espessura do reator	e	m	0,189
Altura do Reator	h	m	1,833

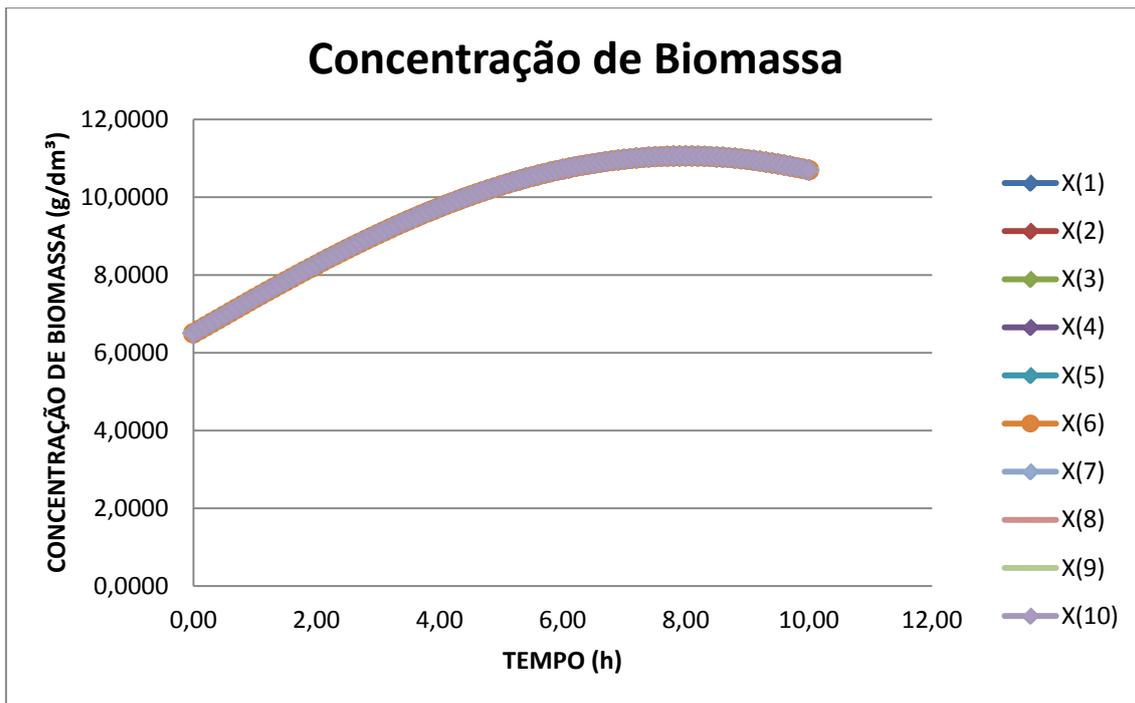


Figura 4.9. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na terceira simulação.

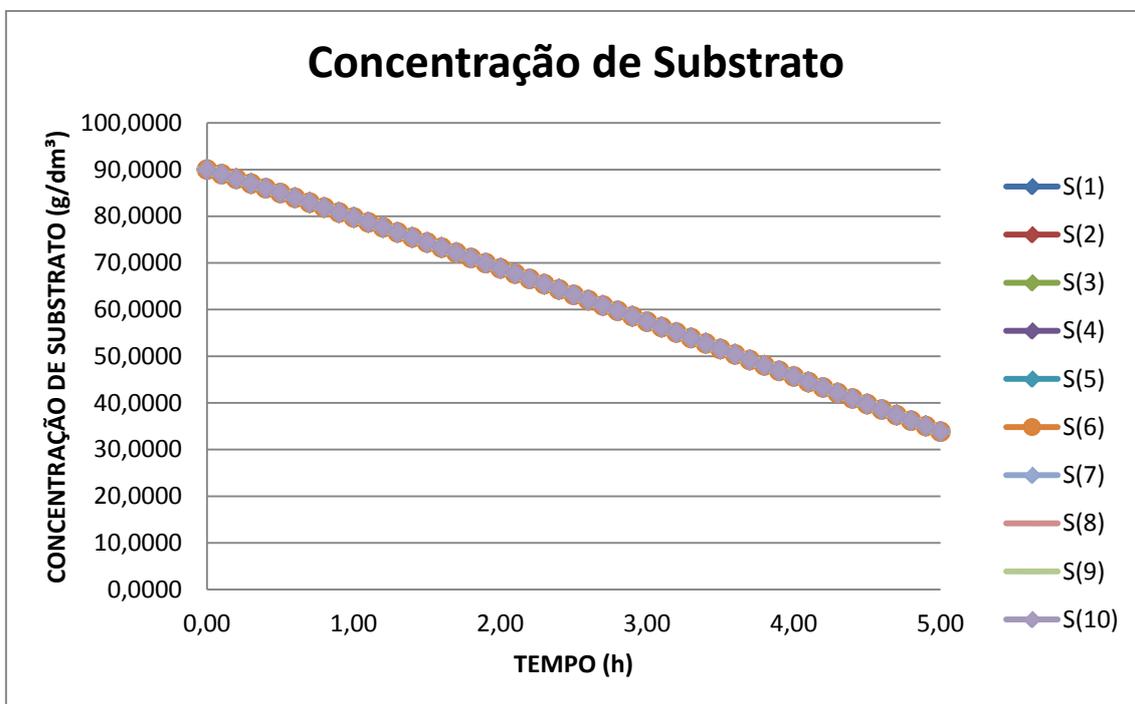


Figura 4.10. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na terceira simulação.

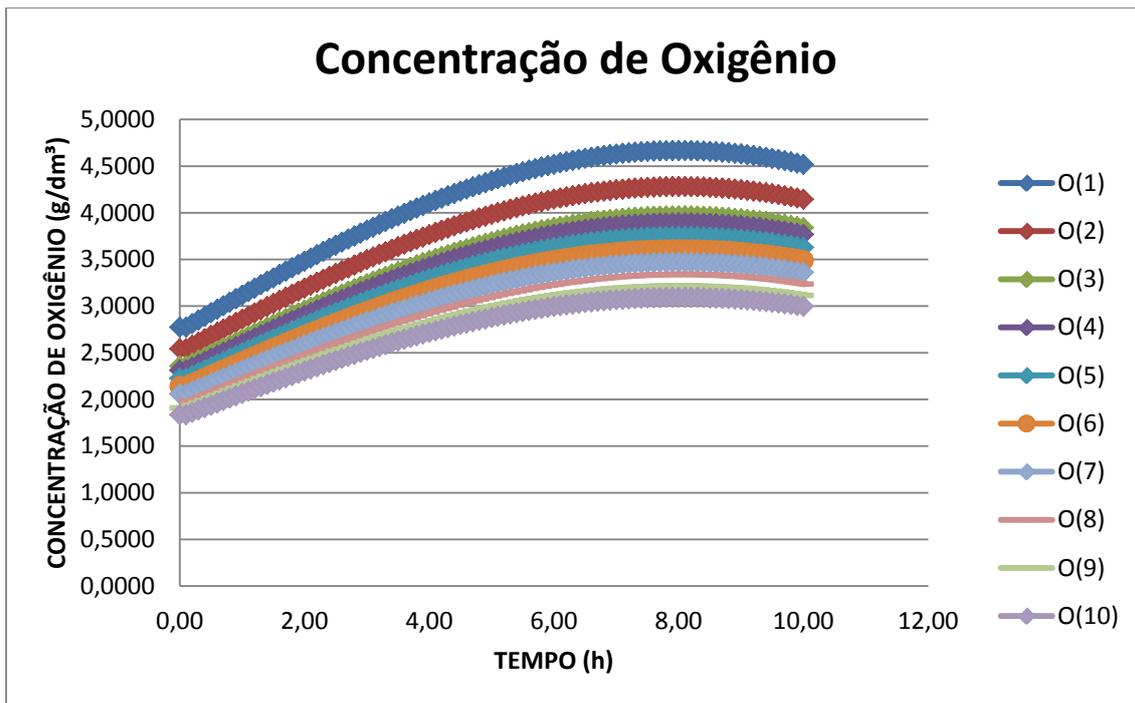


Figura 4.11. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na terceira simulação.

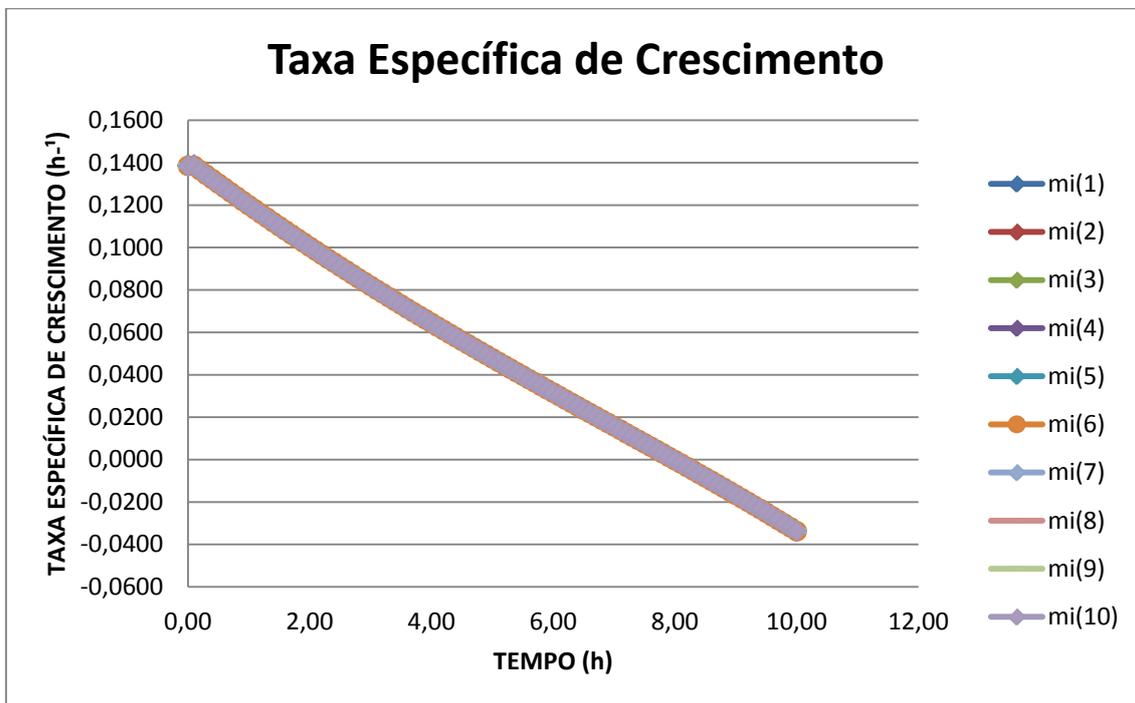


Figura 4.12. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na terceira simulação.

4.4. Quarta Simulação

Nesta quarta simulação, mantiveram-se os parâmetros dimensionais e os parâmetros cinéticos utilizados na primeira simulação. Para esta simulação, a taxa de refluxo foi alterada para 0,25 e as condições iniciais foram alteradas. Os valores das condições iniciais estão ilustrados na Tabela 4.5.

Por fim, comparou-se a primeira e a quarta simulação. Em relação à primeira simulação, aumentou-se a concentração inicial de substrato em 50%, reduziu-se a concentração de biomassa para 50% do valor original e a taxa de refluxo foi reduzida de 0,5 para 0,25. Estas alterações implicaram num significativo aumento do tempo para que a taxa de crescimento chega-se a zero (de $t = 4,25$ horas para $t = 10$ horas). Assim, conclui-se que as alterações apontadas propiciaram em um crescimento mais acentuado de biomassa, pois o substrato presente foi o suficiente para tal.

As curvas de concentração de biomassa, concentração de substrato e concentração de oxigênio ao longo do tempo estão ilustradas, respectivamente, nas Figuras 4.13, Figura 4.14 e Figura 4.15. A curva da taxa específica de crescimento encontra-se ilustrada na Figura 4.16.

Tabela 4.5. Valores para as condições iniciais para a quarta simulação.

Parâmetro	Símbolo	Unidade	Valor
Concentração Inicial de Oxigênio	O_0	g/dm^3	2,00E-04
Concentração Inicial de Biomassa	X_0	g/dm^3	6,5
Concentração Inicial de Substrato	S_0	g/dm^3	60

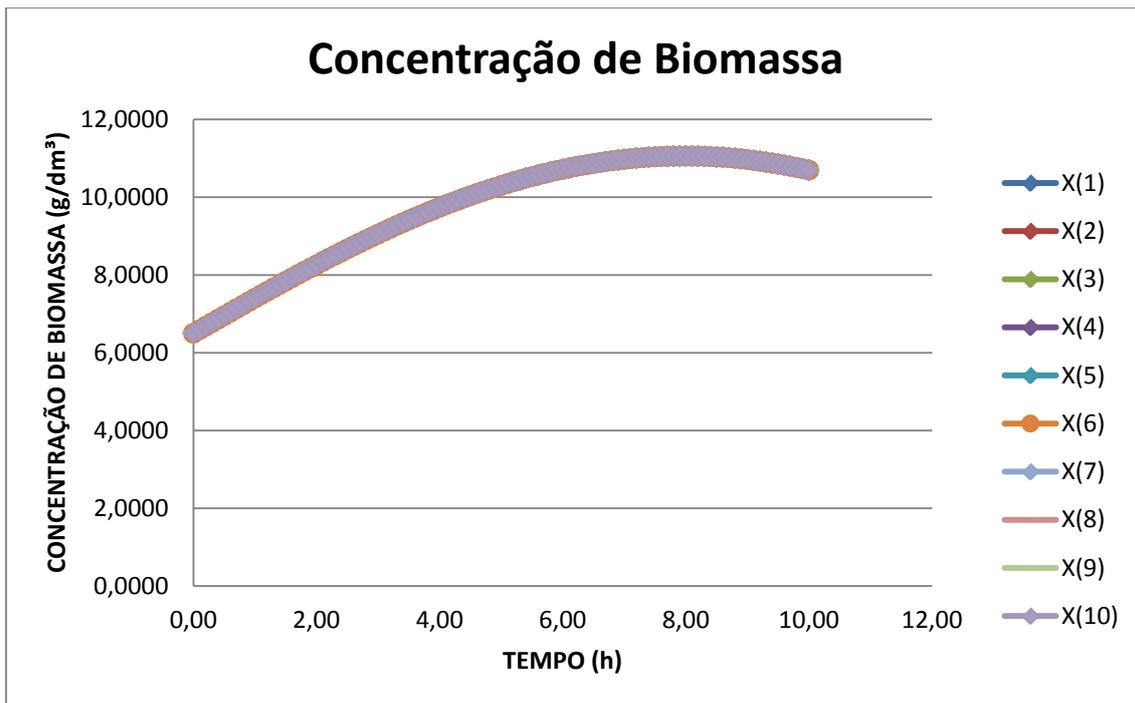


Figura 4.13. Concentração de Biomassa ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na quarta simulação.

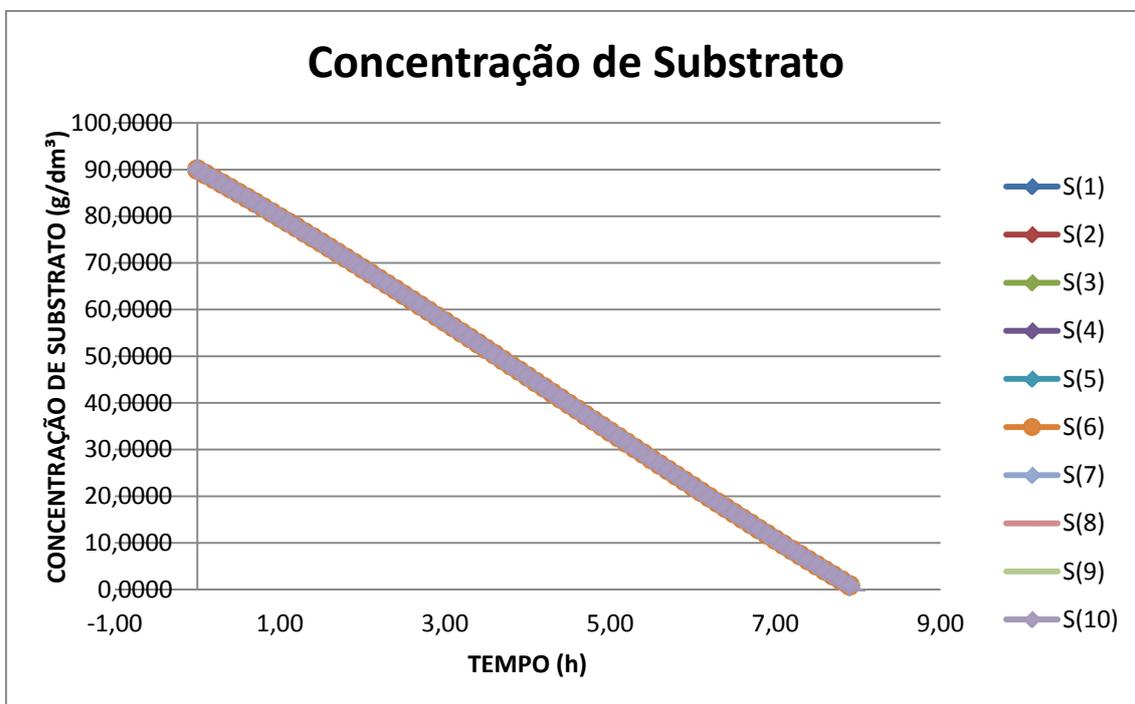


Figura 4.14. Concentração de Substrato ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na quarta simulação.

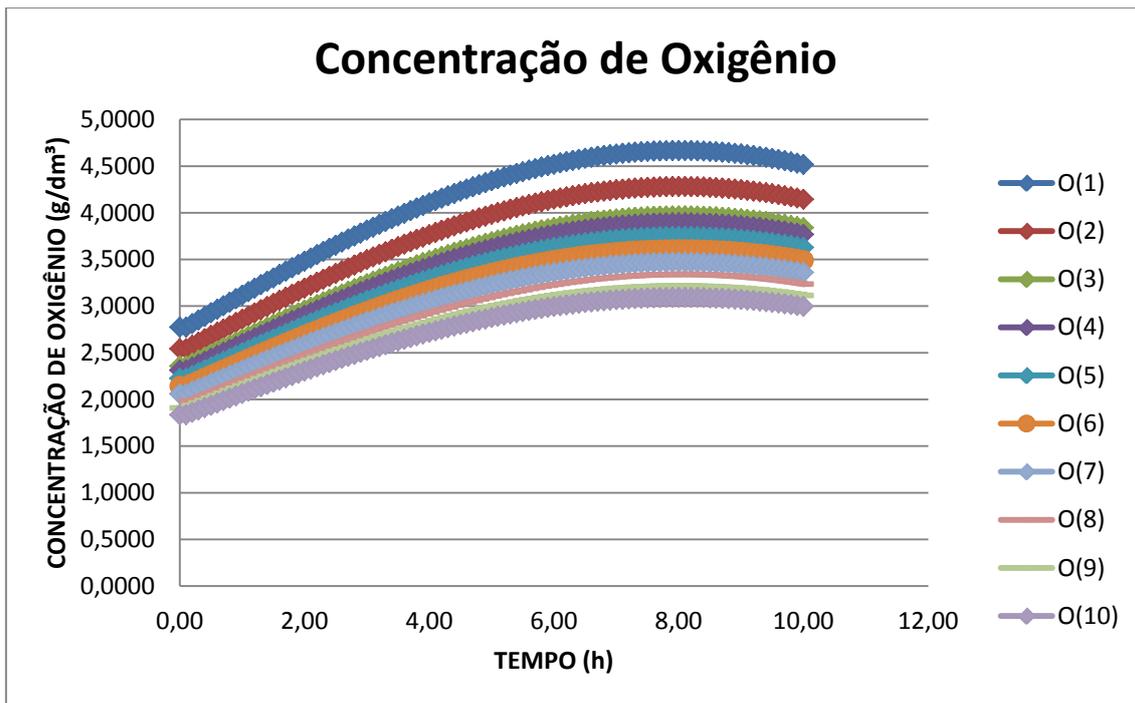


Figura 4.15. Concentração de Oxigênio ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na quarta simulação.

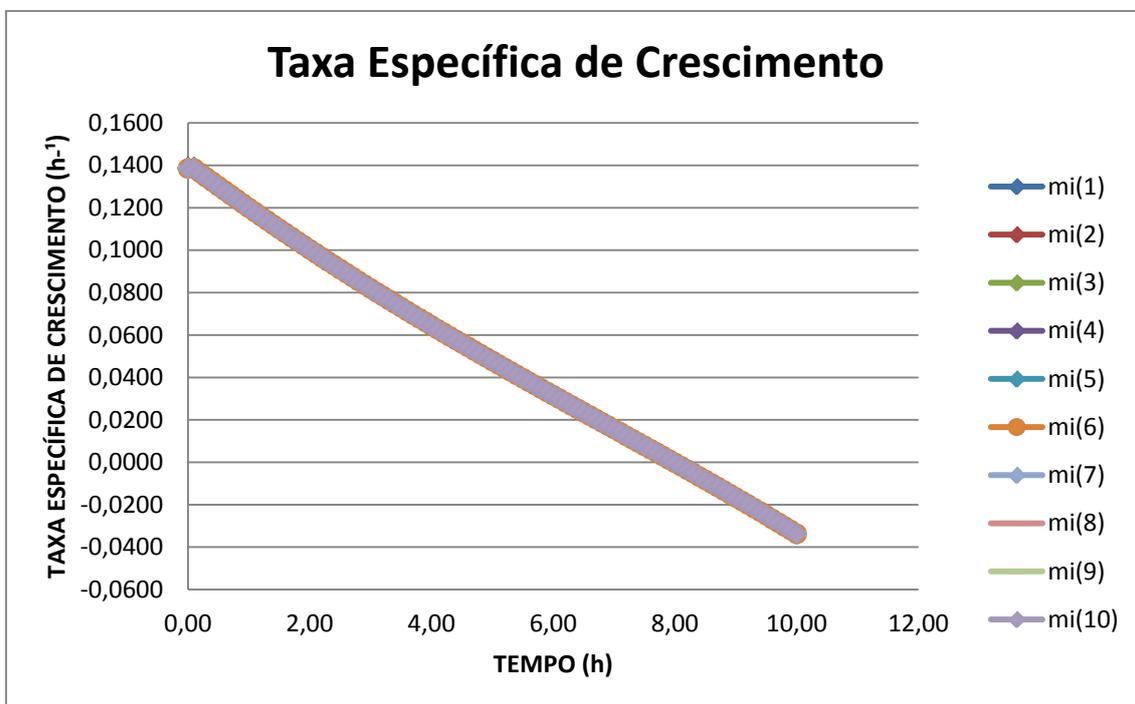


Figura 4.16. Taxa de Crescimento Específico ao longo do tempo, em cada estágio do *airlift*. Valores obtidos na quarta simulação.

5. CONCLUSÃO

Com a exaustão das fontes fósseis de energia, a busca por uma fonte alternativa de energia se faz iminente para a sociedade contemporânea. Cada vez mais são publicados estudos sobre formas alternativas de produção de energia em virtude da progressiva exaustão de recursos fósseis. Ao passo que a sociedade moderna exaure suas fontes fósseis de recursos energéticos, as emissões de gases estufas alteram o clima e a natureza do mundo. Por isso, a busca por fontes renováveis de energia e de formas para efetuar a biofixação de dióxido de carbono – um dos maiores poluentes atmosféricos e gerados do efeito estufa – torna-se imprescindível para a manutenção do planeta e para um crescimento econômico sustentável. No entanto, a forma vigente de obtenção de agro energia através do uso de óleo de soja e demais óleos vegetais plantados em caráter de monocultura exaurem os recursos naturais da terra, sendo preferíveis por agricultores pelo alto valor agregado destes produtos. Assim, cada vez mais a exploração predatória da terra e de recursos hídricos coloca em xeque a forma vigente de obtenção de energia.

Uma forma alternativa para esta forma de obtenção de agro energia é o cultivo de microorganismos em biorreatores. Além da possibilidade destes produzirem energia na forma de biomassa rica em lipídios, estes microorganismos oferecem ainda a possibilidade de realizar a biofixação do dióxido de carbono, como é o caso de algumas microalgas. Assim, com a modelagem matemática de biorreatores para cultivo destes microorganismos podemos criar verdadeiramente uma fonte renovável de energia sem a competição desleal por recursos imprescindíveis para a produção de alimentos, como terras aráveis e água.

Com os resultados obtidos neste trabalho através das simulações realizadas, é possível ter-se uma idéia geral de como os diversos fatores dimensionais e cinéticos – provenientes de característica químicas e biológicas de cada espécie de microorganismo envolvido – interferem na simulação e na operação de biorreatores para produção de biomassa. Assim, não foi possível neste trabalho verificar todas as variáveis que otimizam este sistema, pois para tal seria necessário um estudo mais profundo sobre estas variáveis e na inter-relação entre elas.

6. BIBLIOGRAFIA

- Azar, C. *Emerging scarcities: bioenergy-food competition in a carbon constrained world*. Resources for the Future. **Johns Hopkins University Press, 2003.**
- Bessen, M., Meurer, J. *Patent Failure*. Industry Report vol. 3, number 4. **Gen Publishing, 2008.**
- Breenan, L., Owende, P. *Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products*. Renewable and Sustainable Energy Reviews 14. **Elsevier, 2010.**
- Chinnasamy, S., Bhatnagar, A., Hunt, R., Das, K. *Microalgae cultivation in a wastewater dominated by carpet mill effluents for biofuel applications*. Bioresource Technology 101. **Elsevier, 2010.**
- Chisti, Y. *Biodiesel from microalgae*. Biotechnology Advances. **2007.**
- Degen, J., Uebele, A., Retze, A., Schmid-Staiger, U., Trosch, W. *A novel airlift photobioreactor with baffles for improved light utilization through the flashing light effect*. Journal of Biotechnology 92. **Elsevier, 2001.**
- Fernandez, F., Sevilla, J., Perez, J., Grima, E., Chisti, Y. *Airlift-driven external-loop tubular photobioreactors for outdoor production of microalgae: assessment of design and performance*. Chemical Engineering Science. **2001.**
- Hu, Q., Gutermann, H., Richmond, A. *A flat inclined modular photobioreactor for the outdoor mass cultivation of photoautotrophs*. **1996.**
- Linton, K., Stone, P., Wise, J. *Patenting trends & innovation in industrial biotechnology*. Industrial Biotechnology vol. 4, number 4. **Gen Publishing, 2008.**
- Miron, A., Garcia, M., Camacho, F., Grima, E., Chisti, Y. *Growth and biochemical characterization of microalgal biomass produced in bubble column and airlift photobioreactors: studies in fed-batch culture*, Enzyme Microbiology Technology. **2002.**
- Molina E., Belarbi, E., Fernandez, F., Robles, A., Chisti, Y. *Tubular photobioreactor design for algal cultures*. Journal of Biotechnology. **2001.**
- Ochoa, F., Gomez, E. *Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview*. Biotechnology Advances 27. **Elsevier, 2009.**
- Opportunities*. Engineering Life Science 9. **2009.**
- Petrou, E., Pappis, C. *Biofuels: a survey on pros and cons*. Energy Fuels 23. **2009.**

- Pulz, O., Scheibenbogen, K. *Photobioreactors: design and performance with respect to light energy input*. **1998**.
- Rathmann, R., Szklo, A., Schaeffer, R. *Land use competition for production of food and liquid biofuels: an analysis of the arguments in the current debate*. *Renewable Energy* 35. **Elsevier, 2010**.
- Singh, A., Nigam, P., Murphy, J. *Renewable fuels from algae: An answer to debatable land based fuels*. *Bioresource Technology* 102. **Elsevier, 2010**.
- Ugwu, C., Aoyagi, H., Uchiyama, H. *Photobioreactors for mass cultivation of algae*. *Bioresource Technology*. **2008**.
- USITC. *Industrial Biotechnology*. **Gen Publishing, 2008**.
- USPTO. *FY 2009 Patent and Fee Schedule*. **2008**.
- USPTO. *Utility Patents*. **2007**.
- Xu, L., Weathers, P., Xiong, X., Liu, C. *Microalgal bioreactors: Challenges and opportunities*. *Engineering Life Science*, 9, n° 3. **Wiley-Vch Verlag GmbH & Co., 2009**.
- Zhang, T., Zhao, B., Wang, J. *Mathematical models for macro-scale mass transfer in airlift loop reactors*. *Chemical Engineering Journal*. **Elsevier, 2006**.
- Znad, H., Bales, V., Markos, J., Kawase, Y. *Modeling and simulation of airlift bioreactors*. *Biochemical Engineering Journal* 21. **Elsevier, 2004**.

7. ANEXO

7.1. Microalga como alternativa na produção de biocombustíveis

Apesar do fato de que processos de produção de biocombustíveis possuem um grande potencial de ser uma rota neutra de carbono para produção de combustíveis, sistemas de produção de biocombustíveis da chamada primeira geração possuem limitações consideráveis ambiental e economicamente. Uma das maiores preocupações sobre a forma vigente de sistemas de produção de biocombustíveis de primeira geração reside na competição crescente com a agricultura por terras aráveis para produção de alimentos. Esta dinâmica distinta da produção de biocombustíveis representa uma mudança da maneira de se utilizar a terra, sendo assim um dilema entre alimentar a humanidade e os grandes retornos monetários a fazendeiros devido à incorporação da terra para agro energia (Azar, 2003). Esta mudança de uso da terra, de cultivo de comida para cultivo de energia, leva a um aumento do preço de alimentos e uma queda no estoque de produtos alimentícios, acompanhado de um declínio das exportações (Rathmann et al., 2010).

Outros impactos negativos observados na produção de biocombustíveis são de caráter ambiental, como a degradação da camada de ozônio e a acidificação da atmosfera. Usinas de agro energia cultivam sua matéria-prima de uma forma intensiva, a qual faz uso de muitos pesticidas e fertilizantes. Estes causam contaminação de águas superficiais e, como consequência, problemas como eutrofização e intoxicação ambiental (Petrou and Pappis, 2009). A degradação de recursos hídricos e a utilização de terras aráveis colocaram a viabilidade da produção de biocombustíveis em foco. O consumo de água e uso de terras para o cultivo de matéria-prima para produção de biocombustíveis estão ilustrados na Tabela 7.1.

Algas são consideradas a única alternativa para a atual forma de produção de agro energia (Chisti, 2007). Algas provêm material orgânico bruto, rico em lipídios, como fonte natural de energia. No entanto, o processo de cultivo de algas em fontes abertas demanda grandes quantidades de água, cerca de 11 a 13 milhões de litros por hectare ano (Chinnasamy et al., 2010). A capacidade de crescimento de algas em efluentes industriais, municipais e agrícola, bem como em águas marinhas, não só

ultrapassam esta faixa como também tratam a água para outros fins. Desta forma, é possível utilizar terras aráveis de maneira eficiente para colheitas de alimentos ao invés de produção de sementes oleaginosas e biomassa para biocombustíveis. Áreas inundadas, como várzeas, que não são apropriadas para o cultivo de colheitas de alimentos e efluentes industriais são excelentes fontes para produção de algas para biocombustíveis, de maneira a não afetar no preço de alimentos. A chamada tecnologia de terceira geração é baseada em algas ou cianobactérias que contém um elevado teor de massa lipídica. Microorganismos possuem a capacidade de converter quase que totalmente em energia restos de biomassa em metano e oxigênio. A Tabela 7.2 mostra o rendimento em termos de massa lipídica produzida para diversas espécies de microalgas. No entanto, ainda não está provado que esta eficiência pode ser mantida ao ser efetuado o escalonamento para proporções industriais.

Tabela 7.1: consumo de água e terras aráveis e produtividade para a produção de biocombustíveis (Fonte: Singh et al., 2010).

	Water footprint (m ³ GJ ⁻¹)	Land use (m ² GJ ⁻¹)	Energy (GJ ha ⁻¹ a ⁻¹)	Biofuel yield (L ha ⁻¹ a ⁻¹)
<i>Bioethanol</i>				
Cassava	148	79	126	6000
Wheat	93	305	33	1560
Paddy rice	85	212	47	2250
Corn grain	50	133	75	3571
Potatoes	105	114	88	4167
Sugar cane	50	81	124	5882
Sugar beet	46	95	105	5000
Sorghum	180	386	26	1235
Soybean (ethanol)	383	386	26	1235
<i>Biodiesel</i>				
Soybean (biodiesel)	383	689	15	446
Jatropha	396	162	62	1896
Rapeseed	383	258	39	1190
Cotton	135	945	11	325
Sun flower	61	323	31	951
Oil palm	75	52	192	5906
Coconut	49	128	78	2399
Groundnut	58	220	45	1396
Microalgae	<379	2-13	793-4457	24355-136886

Tabela 7.2: Rendimento em termos de massa lipídica produzida para diversas espécies de microalgas (Fonte: Singh et al., 2010).

Species	Lipid content (% dryweight)
<i>Botryococcus braunii</i>	25–80
<i>Chlamydomonas reinhardtii</i>	21
<i>Chlorella emersonii</i>	28–32
<i>Chlorella protothecoides</i>	57.9
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	46.7
<i>Chlorella vulgaris</i>	14–22
<i>Cryptocodinium cohnii</i>	20
<i>Cylindrotheca</i> sp.	16–37
<i>Dunaliella primolecta</i>	23
<i>Dunaliella salina</i>	6
<i>Dunaliella tertiolecta</i>	35.6
<i>Euglena gracilis</i>	14–20
<i>Hormidium</i> sp.	38
<i>Isochrysis</i> sp.	25–33
<i>Monallanthus salina</i>	>20
<i>Nannochloris</i> sp.	30–50
<i>Nannochloropsis</i> sp.	31–68
<i>Neochloris oleoabundans</i>	35–54
<i>Nitzschia</i> sp.	45–47
<i>Phaeodactylum tricomutum</i>	20–30
<i>Pleurochrysis carterae</i>	30–50
<i>Prymnesium parvum</i>	22–38
<i>Scenedesmus dimorphus</i>	16–40
<i>Scenedesmus obliquus</i>	12–14
<i>Schizochytrium</i> sp.	50–77
<i>Spirulina maxima</i>	6–7
<i>Spirulina platensis</i>	4–9
<i>Tetraselmis sueica</i>	15–23