

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA**

Simulação de controle de temperatura em biorreator de leito empacotado de fermentação em estado sólido para produção de enzimas para biocombustíveis

Victor Elias Silva

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Fernanda Perpétua Casciotori

SÃO CARLOS – SP

2025

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia __ de _____ de ____ perante a seguinte banca examinadora:

Orientadora: Prof^ª. Dr^ª. Fernanda Perpétua Casciotori, DEQ/UFSCar

Convidado: Prof. Dr. Fábio Bentes Freire, DEQ/UFSCar

Professora da Disciplina: Prof^ª. Dr^ª. Rosineide Gomes da Silva Cruz, DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTO

A conclusão deste Trabalho de Graduação e de toda a minha trajetória acadêmica é um grande marco em minha vida tanto profissional quanto pessoal e não teria sido possível sem o apoio de muitas pessoas, às quais expresso meu mais profundo agradecimento e gratidão.

Primeiramente, à Deus, por me dar força nos momentos mais difíceis dessa trajetória e por todas as oportunidades que colocou em meu caminho.

À minha família, em especial aos meus pais, Iraídes e Robert, e a minha irmã, Ana Julia, por me apoiarem e incentivarem a correr atrás dos meus sonhos, por sempre acreditarem no meu potencial e me ensinarem a ser um cidadão melhor! Agradeço também à minha namorada, Maria Cecília, que me acompanha desde os estudos para ingressar na universidade e sempre acredita no meu potencial e me dá suporte nos momentos de dificuldade.

Aos meus amigos que fiz ao longo da graduação e tornaram esse período muito mais leve e divertido, compartilhando comigo os desafios e conquistas da jornada acadêmica.

A todos os professores que contribuíram para a minha formação e me mostraram a beleza do conhecimento. Em especial à Prof^a. Dr^a. Fernanda Perpétua Casciatori, por me orientar ao longo de dois anos no programa PRH-ANP e ao longo desse trabalho, suas orientações foram essenciais para o meu crescimento acadêmico, profissional e pessoal. Agradeço também ao Prof. Dr. Fábio Bentes Freire, pelo ensino ao longo dessa trajetória, tanto no âmbito acadêmico quanto no âmbito pessoal.

Agradeço à Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), à Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP) e ao Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação (MCTI) pelo fomento desse trabalho e de minha pesquisa de especialização por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor Petróleo e Gás (PRH-ANP/MCTI).

Por fim, a todos que, de forma direta ou indireta, me acompanharam e contribuíram à minha formação. Muito obrigado por tudo!

RESUMO

Estudos sobre fermentação em estado sólido (FES) ganharam destaque nos últimos anos, por possibilitar a obtenção de enzimas para biocombustíveis a partir de resíduos sólidos agroindustriais, enquadrando-se no contexto de biorrefinarias. Apesar de suas vantagens, a FES ainda apresenta problemas e limitações como a formação de gradientes térmicos em biorreatores de leito empacotado, os quais são os modelos mais adequados para fungos filamentosos, microrganismos mais bem adaptados a esse tipo de bioprocessos. Diante do exposto, este trabalho teve como objetivo propor esquemas de controle térmico para evitar ou mitigar o sobreaquecimento nesses biorreatores. Para isso, foram empregadas equações pseudo-homogêneas unidimensionais de transferência de energia em meios porosos dispostos em leitos empacotados, modelando diferentes esquemas de aeração e condições operacionais com auxílio do software MATLAB. As estratégias avaliadas incluíram a variação da temperatura e da vazão do ar de entrada, bem como alterações na configuração de aeração para aeração central ou bidirecional em comparação com o modelo clássico de aeração axial unidirecional. Os esquemas propostos foram simulados em um estudo de caso da produção da enzima celulase, de grande interesse do setor de biocombustíveis, por dois fungos, *Myceliophthora thermophila* I-1D3b (termófilo) e *Aspergillus niger* (mesófilo). Além das estratégias propostas, compararam-se resultados da literatura de simulação de aerações com inversão do sentido do fluxo com dados experimentais de um biorreator de leito empacotado com aeração com inversão de fluxo. Todas as estratégias testadas se mostraram promissoras para diminuir o sobreaquecimento no leito, com base nos resultados de simulação em MATLAB. Conclui-se que tais alternativas possuem potencial para implementação experimental, com destaque às alterações da configuração de aeração, que apresentaram maior eficiência na redução do sobreaquecimento, proporcionando melhor crescimento dos fungos, especialmente para o cultivo de microrganismos sensíveis à temperatura, como é o caso do *A. niger*.

Palavras-chave: Fermentação em estado sólido; biorreator de leito empacotado; gradiente térmico; aeração; simulação.

ABSTRACT

Studies on solid state fermentation (SSF) have gained prominence in recent years due to their potential to produce enzymes for biofuels using agro-industrial solid waste, fitting into the biorefinery concept. Despite its advantages, SSF still faces challenges and limitations such as the formation of thermal gradients in packed bed bioreactors, which are the most suitable models for filamentous fungi, microorganisms that are better adapted to this type of bioprocess. Given this context, the objective of this work was to propose thermal control strategies to prevent or mitigate overheating in these bioreactors. To achieve this, one-dimensional pseudo-homogeneous energy transfer equations in porous media arranged in packed beds were used to model different aeration schemes and operational conditions, with the aid of MATLAB software. The strategies evaluated included varying the inlet air temperature and flow rate, as well as modifying the aeration configuration by implementing central or bidirectional aeration compared to the traditional unidirectional axial aeration model. The proposed schemes were simulated in a case study involving the production of cellulase, an enzyme of great interest to the biofuels sector, by two fungi: *Myceliophthora thermophila I-1D3b* (thermophilic) and *Aspergillus niger* (mesophilic). In addition to the proposed strategies, simulation results from the literature involving flow direction reversal aeration were compared with experimental data from a packed bed bioreactor using this same type of aeration. All the strategies tested showed promise in reducing overheating in the bed, based on the simulation results obtained in MATLAB. It was concluded that these alternatives have potential for experimental implementation, with particular emphasis on the modifications in aeration configuration, which showed greater efficiency in reducing overheating. This contributed to better fungal growth, especially for temperature-sensitive microorganisms such as *A. niger*.

Keywords: Solid-state fermentation; packed-bed bioreactor; thermal gradient; aeration; simulation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. PIB do Agronegócio Brasileiro, de 1996 à 2024, em R\$ milhões correntes.....	16
Figura 2. Design básico dos diferentes tipos de biorreatores de FES, apresentando como podem ser classificados em 4 grupos.	22
Figura 3. Quantidade de publicações por ano com as palavras-chaves “Solid-state Fermentation”, entre 1972 e 2024.	23
Figura 4. Quantidade de publicações por país entre 1972 e 2024, com as palavras-chaves “Solid-state Fermentation”.	24
Figura 5. Ilustração do modelo de aeração do biorreator (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.	31
Figura 6. Perfil de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial.....	36
Figura 7. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>M. thermophila</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a temperatura do ar de 45 para 44°C após 16 h de processo; (c) alternando a temperatura do ar entre 45 e 44°C a cada 1 h de processo; (d) alternando a cada 12 h de processo; (e) alternando a cada 24 h de processo.	37
Figura 8. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>M. thermophila</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h após 16 h de processo; (c) alternando a velocidade de aeração a cada 1 h de processo; (d) alternando a cada 12 h de processo; (e) alternando a cada 24 h de processo.	39
Figura 9. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>M. thermophila</i> (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.....	40
Figura 10. Perfil predito de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial para o fungo <i>M. thermophila</i> (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.....	41

Figura 11. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia (a) sem controle; (b) com variação da temperatura de entrada do ar à 16h do processo; (c) com variação da velocidade de aeração à 16h do processo; (d) com aeração central; (e) com aeração simultânea.	42
Figura 12. Perfil de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial.	44
Figura 13. Temperaturas preditas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>A. niger</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a temperatura do ar entre 30 e 25°C a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.	45
Figura 14. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para <i>A. niger</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a temperatura do ar entre 30 e 25°C a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.	46
Figura 15. Temperaturas preditas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>A. niger</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.	47
Figura 16. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para <i>A. niger</i> (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.	48
Figura 17. Perfil predito de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial para o fungo <i>A. niger</i> (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.	49
Figura 18. Temperaturas preditas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para <i>A. niger</i> (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.	50
Figura 19. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para <i>A. niger</i> com (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.	51

Figura 20. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação e pela posição axial para *A. niger* com (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea..... 52

Figura 21. Perfil de temperatura simulado por Henrique (2022) para inversão de fluxo de aeração..... 54

LISTA DE TABELAS E QUADROS

Tabela 1. Composição química dos principais resíduos agroindustriais	18
Tabela 2. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a simulação da transferência de calor.	32
Tabela 3. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a modelagem cinética para o cultivo do <i>Myceliophthora thermophila</i> I-1D3b.....	33
Tabela 4. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a modelagem cinética para o cultivo do <i>Aspergillus niger</i>	34

NOMENCLATURA

Z	Altura do leito	m
λ	Calor latente de evaporação da água	J/kg _{biomassa}
C _{pa}	Capacidade calorífica do ar úmido	J/kg/°C
C _{pb}	Capacidade calorífica do leito	J/kg/°C
C _{ps}	Capacidade calorífica do substrato	J/kg/°C
f	Capacidade de transporte de água pelo ar	kg _{água} /kg _{ar} /°C
Y _Q	Coefficiente de produção de calor metabólico	J/kg _{biomassa}
X	Concentração de biomassa	kg _{biomassa} /kg _{substrato}
X ₀	Concentração de biomassa inicial	kg _{biomassa} /kg _{substrato}
X _m	Concentração de biomassa máxima	kg _{biomassa} /kg _{substrato}
k _a	Condutividade térmica do ar úmido	J/(h.m.°C)
k _b	Condutividade térmica do leito	J/(h.m.°C)
k _s	Condutividade térmica do substrato	J/(h.m.°C)
ρ_a	Densidade do ar úmido	kg/m ³
ρ_b	Densidade do leito	kg/m ³
ρ_s	Densidade do substrato	kg/m ³
E _D	Energia de ativação para a reação de desnaturação	J/mol
E _S	Energia de ativação para a reação de síntese	J/mol

α	Expoente na versão da lei de potência da equação logística	Adimensional
γ_D	Fator de frequência da reação de desnaturação	h^{-1}
γ_{D0}	Fator de frequência da reação de desnaturação inicial	h^{-1}
γ_s	Fator de frequência da reação de síntese	h^{-1}
γ_{s0}	Fator de frequência da reação de síntese inicial	h^{-1}
Φ	Fator fisiológico	Adimensional
Φ_0	Fator fisiológico inicial	Adimensional
ε	Porosidade	Adimensional
s	Sensitividade da taxa de crescimento específico ao aumento de temperatura	Adimensional
μ	Taxa de crescimento específico	h^{-1}
μ_{opt}	Taxa de crescimento específico ótima	h^{-1}
T_a	Temperatura de entrada do ar	$^{\circ}C$
T	Temperatura do leite	$^{\circ}C$
T_{max}	Temperatura máxima para o crescimento	$^{\circ}C$
T_{opt}	Temperatura ótima para o crescimento	$^{\circ}C$
V_z	Velocidade superficial do ar de entrada	m/h

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	12
2. OBJETIVO.....	15
3. REVISÃO DA LITERATURA	16
3.1 Resíduos Agroindustriais	16
3.2 Biorrefinarias no Brasil	18
3.3 Fermentação em Estado Sólido (FES).....	20
3.4 Perspectiva da área	23
3.5 Modelagem da transferência de calor no biorreator	24
3.6 Microrganismos para Fermentação em Estado Sólido	27
4. MATERIAIS E MÉTODOS	29
4.1 Estudo de Caso	29
4.2 Alternativas propostas.....	30
4.3 Parâmetros para a simulação	32
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	35
5.1 <i>Myceliophthora thermophila</i> I-1D3b.....	35
5.2 <i>Aspergillus niger</i>	43
5.3 Comparação entre avaliação experimental e por modelagem matemática da aeração com inversão de fluxo.....	54
6. CONCLUSÃO.....	56
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	58

1. INTRODUÇÃO

Com o aumento dos impactos do efeito estufa no mundo, relacionados diretamente com o uso de combustíveis fósseis, tem-se uma crescente preocupação mundial, iniciando-se um movimento para substituição de matrizes energéticas baseadas em combustíveis fósseis para matrizes energéticas renováveis. Diante desta perspectiva, surge no Brasil o conceito de biorrefinaria como uma indústria voltada para a produção de biocombustíveis líquidos, tais como o bioetanol de primeira geração (obtido a partir da fermentação de caldos de cana-de-açúcar e de sorgo sacarino), bioetanol de segunda geração (obtido a partir de rejeitos agroindustriais e biomassa lignocelulósica em geral) e biodiesel (obtido a partir de óleos vegetais virgens e residuais). Além desses produtos energéticos, nota-se também a obtenção de outros produtos de alto valor agregado nas biorrefinarias, como enzimas e outros compostos orgânicos, possibilitando um maior retorno econômico da planta (ANDRADE, 2022).

Tanto biodiesel quanto bioetanol de segunda geração podem ser obtidos por meio do uso de matéria lignocelulósica de resíduos agroindustriais, tal como o bagaço de cana (AGUIAR, 2017). A matéria lignocelulósica como o bagaço de cana apresenta aproximadamente 25% de lignina, 25% de hemicelulose e 50% de celulose, sendo um potencial fonte de açúcares fermentativos, provenientes da quebra da celulose. Assim, a utilização de resíduos agroindustriais como o bagaço de cana se torna uma alternativa interessante para o quesito produtivo tal qual para o quesito ambiental, reduzindo o acúmulo de resíduos agrícolas (PANDEY et al., 2000).

Para a conversão da celulose em açúcares fermentativos, emprega-se vias que incluem etapas químicas ou etapas enzimáticas (bioquímicas). As vias enzimáticas apresentam a especificidade enzima-substrato como vantagem da utilização de enzimas para a quebra da celulose em contra partida à rota química, empregando condições de reação mais brandas e evitando a produção de compostos indesejáveis, sendo assim mais ambientalmente amigáveis. Devido aos benefícios dessa rota, a obtenção de enzimas se torna fundamental para a produção de biocombustíveis, sendo que caso a própria biorrefinaria realize a produção das enzimas, seria possível aumentar a autossuficiência da planta (ANDRADE, 2022; PARISI, 1989).

Neste contexto, a fermentação em estado sólido (FES) mostra-se como alternativa biotecnológica de obtenção não somente de tais enzimas, mas também de diversas outras

moléculas de interesse à biorrefinaria, seja como insumos ou produtos, tendo como matérias-primas os resíduos, subprodutos ou coprodutos da própria planta (ANDRADE, 2022). No entanto, a FES ainda não é empregada amplamente no meio industrial para produção de enzimas, principalmente devido à falta de equipamentos industriais disponíveis e otimizados (CASCIATORI, 2015).

Visando ampliação de escala dos bioprocessos de FES, torna-se necessário o desenvolvimento e o aprimoramento de biorreatores apropriados. Os biorreatores de leitos fixos são os mais comumente aplicados na FES devido ao seu projeto simples, custos reduzidos e mais baixas exigências de manutenção (MAFRA; CASCIATORI, 2022). A ausência de movimentação das partículas sólidas nestes biorreatores os torna ideais para microrganismos sensíveis ao cisalhamento, como é o caso de muitos fungos filamentosos, microrganismos que mais se adaptam a esse tipo de cultivo e que são conhecidos por secretarem diferentes tipos de enzimas de interesse industrial, tais como celulases, lipases e amilases, úteis na produção de biocombustíveis, como também de outras biomoléculas, tais como pigmentos, biosurfactantes e ácidos orgânicos.

Biorreatores de leito fixo com aeração por meio do leito são denominados de biorreatores de leito empacotado e geralmente consistem em colunas cilíndricas com encamisamento para controle da temperatura, contendo placas com perfurações que suportam o substrato juntamente do inóculo e permitem a aeração continuamente soprada através da base e percolando por todo o leito vertical. Vários estudos foram relatados sobre a produção de enzimas nestes biorreatores, mesmo que atualmente ainda não haja aplicação industrial efetiva (CASCIATORI et al., 2016).

No entanto, esta classe de biorreatores está sujeita a dois principais problemas de operação que acarretam na diminuição da produtividade geral. O primeiro é a possibilidade de superaquecimento do leito devido à remoção deficiente do calor metabólico gerado, o que pode inibir o microrganismo e afetar o rendimento e a estabilidade dos metabólitos. O segundo problema é a redução da atividade de água devido à secagem do meio mediante a percolação de ar, que também pode ter consequências sobre o crescimento fúngico e a produção de metabólitos (RODRIGUES, 2021; HENRIQUE, 2022; CASCIATORI, 2015). A busca por mitigar esses problemas justifica os estudos de processos de FES para biorreatores de leito empacotado.

Na literatura, encontram-se algumas tentativas de controle das condições térmicas em biorreatores de FES em leito empacotado, seja como operação em circuito aberto ou circuito fechado, tendo em vista melhorar o desempenho do processo. No entanto, o sucesso dessas

tentativas, tanto em âmbito de testes experimentais (SHOJAOSADATI et al., 2007) quanto em âmbito de simulação baseada em modelos (VON MEIEN et al., 2004; BÜCK et al., 2015), é variável e tem forte dependência do equipamento e da combinação entre microrganismo, substrato e bioproduto de interesse. Não obstante, os problemas apresentados apresentam impactos ainda mais significativos com o aumento da escala para escala industrial. Diferentes alternativas de aeração foram propostas na literatura (ZANELATO et al., 2012; CASCIATORI, 2015; PEREZ; CASCIATORI; THOMÉO, 2019; HENRIQUE, 2022; SALES, 2023), com resultados promissores para o avanço da ampliação de escala da FES.

Diante do exposto, o presente trabalho busca-se simular a transferência de calor do biorreator, evitando condições de processo localmente críticas que possam afetar ou comprometer o rendimento do bioprocessamento, por meio de diferentes alternativas.

2. OBJETIVO

Nesse contexto, o presente trabalho teve como objetivo a investigação, por meio de simulações de estudos de caso em *softwares* especializados, do processo de fermentação em estado sólido em biorreatores de leito empacotado, em busca de alternativas de soluções tecnológicas para possibilitar uma ampliação de escala sem perdas de desempenho, com a definição de possíveis abordagens que minimizem a problemática da formação de gradientes de temperatura em biorreatores de grandes dimensões. Dessa forma, os objetivos específicos consistiram em:

- Propor alternativas operacionais visando minimizar o estabelecimento de gradientes de temperatura relevantes no biorreator;
- Desenvolver programas computacionais para solução do modelo;
- Avaliar, por meio de simulações realizadas para os estudos de caso, se a abordagem proposta é efetiva em prevenir o desenvolvimento de gradientes de temperatura críticos para o bioprocessamento.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Resíduos Agroindustriais

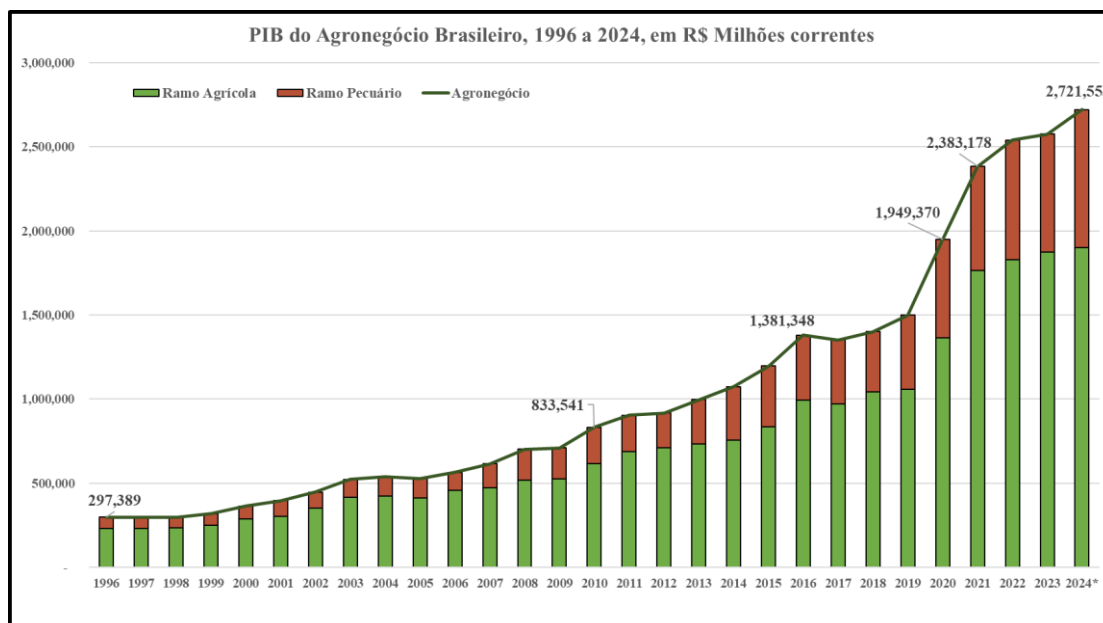
O agronegócio representa um setor econômico de suma importância para o cenário brasileiro, sendo o Brasil um dos maiores produtores e exportadores mundiais do ramo agrícola e animal (ARAGÃO; CONTINI, 2021). Parte significativa do PIB brasileiro está interligado com o agronegócio, segundo o Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA) da ESALQ/USP, em 2024 o PIB do agronegócio brasileiro foi de R\$ 2,72 trilhões, com um aumento de 5,67% em relação ao ano de 2023. Do impacto total do agronegócio no PIB, R\$ 1,9 trilhões, cerca de 70% dessa parcela, está relacionado ao ramo agrícola enquanto os outros 30% estão vinculados ao ramo pecuário.

Nota-se que o PIB brasileiro em 2024 totalizou R\$ 11,7 trilhões (CARVALHO; SANTOS, 2025). Assim, o agronegócio retratou 23,2% do PIB em 2024.

Em relação a balança comercial do agronegócio, observou-se que em 2024 teve-se um saldo positivo de R\$ 145 bilhões, tendo em vista que as exportações desse período totalizaram R\$ 164,3 bilhões enquanto o saldo de importações em 2024 foi de R\$ 19,3 bilhões (AGROSTAT, 2025).

A figura 1 apresenta o crescimento do agronegócio no Brasil ao longo dos anos, de forma a sinalizar o aumento do PIB desse setor ao longo dos anos.

Figura 1. PIB do Agronegócio Brasileiro, de 1996 à 2024, em R\$ milhões correntes.



Fonte: Adaptado de CEPEA, 2025

O saldo positivo da balança comercial do agronegócio, o aumento do PIB do agronegócio entre os anos de 2023 e 2024 e a grande parcela que isso representa no PIB brasileiro são indícios significativos do crescimento desse setor e do impacto que esse setor proporciona a sociedade.

O agronegócio se subdivide em diversas etapas específicas, dentre as quais destaca-se a agroindústria responsável pela transformação industrial de matérias-primas agrícolas (BELIK, 1992).

O aumento do agronegócio e, conseqüentemente, da agroindústria, proporciona um aumento da geração dos resíduos agroindustriais, termo empregado para designar às perdas entre a produção e o consumo, além dos materiais produzidos pela agroindústria que não possuam valor agregado. Esses resíduos além de possuírem impacto poluidor caso sejam descartados de maneira inadequada, também representam perda de biomassa e nutrientes, e conseqüentemente, um desperdício de recursos (ROSA et al., 2011).

Entre os principais resíduos agroindustriais gerados no Brasil, pode-se citar o bagaço de cana-de-açúcar, a palha de milho, o farelo de arroz, o farelo de trigo, a borra de café, a casca de mandioca, entre outros (ALENCAR et al., 2020). Estima-se que as perdas de produtos e, conseqüentemente, a geração de resíduos orgânicos sejam expressivas no setor do agronegócio. Matsuura (2005) apresenta que o aproveitamento de matérias primas vegetais não superam 80 e 85% e podem chegar a gerar até 30% de resíduos.

A tabela 1 apresenta a composição química de alguns dos principais resíduos agroindustriais e ilustra o potencial energético existente nesses resíduos que são desperdiçados. As características químicas desses resíduos, em conjunto com seu baixo valor agregado, tornam esses materiais alternativas interessantes como fonte de carboidratos e nitrogênio, como forma de substituir fontes sintéticas ou materiais com competição com a cadeia alimentícia que possuem um maior valor agregado, situação que torna os resíduos agroindustriais matéria-prima interessante para biorrefinarias (MARZO et al., 2019; SANTOS, 2018).

Tabela 1. Composição química dos principais resíduos agroindustriais

Resíduo	Carboidrato	Fibra bruta	Gordura	Proteína	Lignina
Bagaço de cana	66,48	-	-	2,3	17,79
Farelo de Arroz	14,1	26,9	30,4	38,2	25,63
Farelo de trigo	56,8	33,4-63,0	3,5-3,9	23,2-18,4	25,63
Borra de café	55,53	60,46	2,29	17,44	23,90
Casca de mandioca	75,5	11,2	3,1	1,7	1,92
Resíduo de maçã	48,0-62,0	-	-	3,9-5,7	23,5
Resíduo de banana	79,0	9,3	3,0	0,6	6,4-9,6

Fonte: Adaptado de RAVINDRAN et al., 2018

3.2 Biorrefinarias no Brasil

O conceito de biorrefinaria representa o processamento sustentável de biomassa para a obtenção de bioprodutos de alto e de baixo valor agregado, além de bioenergia, de forma que seja viável economicamente e ambientalmente (EISENTRAUT, 2010).

Devido a versatilidade e sustentabilidade das biorrefinarias, esse tema vem ganhando força perante a perspectiva de esgotamento das jazidas de petróleo e da crescente preocupação mundial com o efeito estufa, tornando estratégico o desenvolvimento de matrizes energéticas renováveis (CASCIATORI, 2015). Dentre os bioprodutos das biorrefinarias pode-se citar os biocombustíveis líquidos como o etanol de primeira geração, obtido a partir da fermentação de caldos com alta concentração de sacarose como o caldo de cana-de-açúcar; o biodiesel, obtido por meio de óleos vegetais virgens e residuais; além do bioetanol de segunda geração, obtido por fermentação de rejeitos agroindustriais e biomassa lignocelulósica em geral (PANDEY et al., 2000).

O Brasil, como grande atuador no setor agroindustrial, apresenta uma gama de resíduos agroindustriais, dentre os quais se destaca o bagaço da cana-de-açúcar, resíduo gerado na produção do etanol de primeira geração a partir da cana-de-açúcar constituído primordialmente por 50% de celulose, 25% de hemicelulose e 25% de lignina, sendo potencial fonte de açúcares fermentescíveis (PANDEY et al., 2000). Na safra de 2023/2024, o Brasil registrou uma produção de em torno de 654 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, que se converte em uma geração de 196 milhões de toneladas de bagaço como resíduo (UNICA, 2025).

Atualmente, o bagaço de cana é destinado principalmente para a cogeração de energia elétrica. O sistema de cogeração acaba sendo empregado pelas indústrias sucroalcooleiras apenas para suprir a necessidade das próprias usinas. Contudo, o bagaço de cana pode ser empregado para um uso mais nobre como a produção de etanol de segunda geração, ampliando a produção de biocombustíveis (SILVA; GARCIA; DA SILVA, 2010).

O etanol de segunda geração, também conhecido como bioetanol, consiste na produção de etanol a partir de biomassa lignocelulósica como o bagaço de cana (SANTIAGO; RODRIGUES, 2017). Devido a composição desse resíduo, precisa-se de três etapas para preparar o bagaço para a fermentação, sendo elas: o pré-tratamento do bagaço e a hidrólise enzimática ou química da celulose em açúcares fermentescíveis (MARTINS, 2018).

A etapa de pré-tratamento do bagaço tem como objetivo quebrar a estrutura formada pela lignina, facilitando o acesso das enzimas utilizadas no processo de hidrólise à celulose e hemicelulose (MARTINS, 2018). Já a etapa de hidrólise, também conhecida como sacarificação, busca quebrar as macromoléculas de celulose em moléculas de glicose, possibilitando a posterior fermentação da glicose em etanol (SILVA et al., 2018).

A etapa de hidrólise pode ocorrer por duas vias principais, química ou enzimática. A via química, consiste na utilização de um produto químico, como um ácido, para reagir com a celulose. A hidrólise química apresenta alta eficiência e rapidez, contudo proporciona a geração de resíduos tóxicos que exigem um maior número de operações industriais para tratamento, tornando o processo pouco competitivo (GÍRIO et al., 2010).

Já a hidrólise enzimática utiliza um biocatalisador, a enzima celulase, que atua na quebra da celulose em glicose ou a enzima xilanase para a quebra de hemicelulose em pentoses (ZABED et al., 2016). A quebra da hemicelulose em pentose acaba não sendo amplamente utilizada nos processos de produção de etanol de segunda geração, tendo em vista que é uma quebra quimicamente mais complexa, necessitando de múltiplas enzimas, além de ser necessário a utilização de enzimas específicas na fermentação para conseguir converter a pentose em etanol, aumentando a complexidade novamente (MARTINS, 2018).

Ao se comparar ambas as rotas de hidrólise, a hidrólise enzimática dispõe de diversas vantagens, como o menor gasto energético e alta produtividade devido a especificidade pelo substrato. Nota-se que devido a predominância da celulose na composição do bagaço de cana, a celulase é a principal enzima envolvida nesse bioprocessos, possuindo grande importância no tema de biocombustíveis (CASCIATORI, 2015).

Todavia, a rota enzimática também apresenta alguns pontos negativos, tendo como uma das principais barreiras processos de escala industrial que sejam eficientes para a

produção de enzimas, com uma síntese rápida e custo acessível (MISHIMA et al., 2006). Assim, como alternativa para a produção de celulase, destaca-se a Fermentação em Estado Sólido (FES).

3.3 Fermentação em Estado Sólido (FES)

Processos fermentativos são empregados no setor industrial para produção de diversos compostos como etanol, ácido cítrico, ácido lático e entre outros, por meio de microrganismos. Esse processo pode ser utilizado para produção de enzimas como a produção da celulase e são separados em duas categorias, a fermentação em estado sólido (FES), foco de estudo do presente trabalho, e a fermentação submersa (FSm). Entre ambos os processos fermentativos, a fermentação submersa consiste no método mais empregado industrialmente (SOUZA SILVA et al., 2021).

A FSm pode ser definida como fermentação ou cultivo em meio líquido. Nessa fermentação, utiliza-se, normalmente, substratos solúveis na presença de água livre, preparando uma solução aquosa que contenha todos os nutrientes (OLIVEIRA et al., 2013). Em contrapartida, a FES consiste em uma fermentação realizada sobre um substrato sólido, sem a presença de água livre, sendo o conteúdo de água no substrato a única fonte de umidade. Dessa forma, o substrato atua como suporte estrutural para os microrganismos, além de atuar como fonte de nutrientes e água (MITCHELL; KRIEGER; BEROVIC, 2006).

A FES apresenta inúmeras vantagens em relação a FSm. Fungos filamentosos apresentam uma maior capacidade de crescimento na FES, uma vez que simula o habitat natural desses fungos (SOUZA SILVA et al., 2021). Além disso, na produção de enzimas por FES, é possível empregar diferentes substratos ou realizar uma mistura de substratos, de acordo com as necessidades dos microrganismos utilizados, de forma a extrair as melhores características das propriedades físico-químicas de cada substrato. Para a escolha do substrato a ser utilizado, analisa-se a porosidade, tendo em vista o papel como suporte fibroso estrutural, e a concentração de nutrientes, para atuar como fonte de carbono e nitrogênio ao microrganismo (FARINAS et al., 2014; SOUZA SILVA et al., 2021; GRAJALES AGUDELO, 2010).

Para induzir a produção de um dado tipo de enzima, o substrato da FES deve se adequar ao substrato necessário para a enzima que se deseja produzir. De forma que se utiliza o amido de milho como substrato para a produção de amilase e uma matriz com celulose para obtenção da celulase. Dessa forma, um substrato muito empregado na FES para

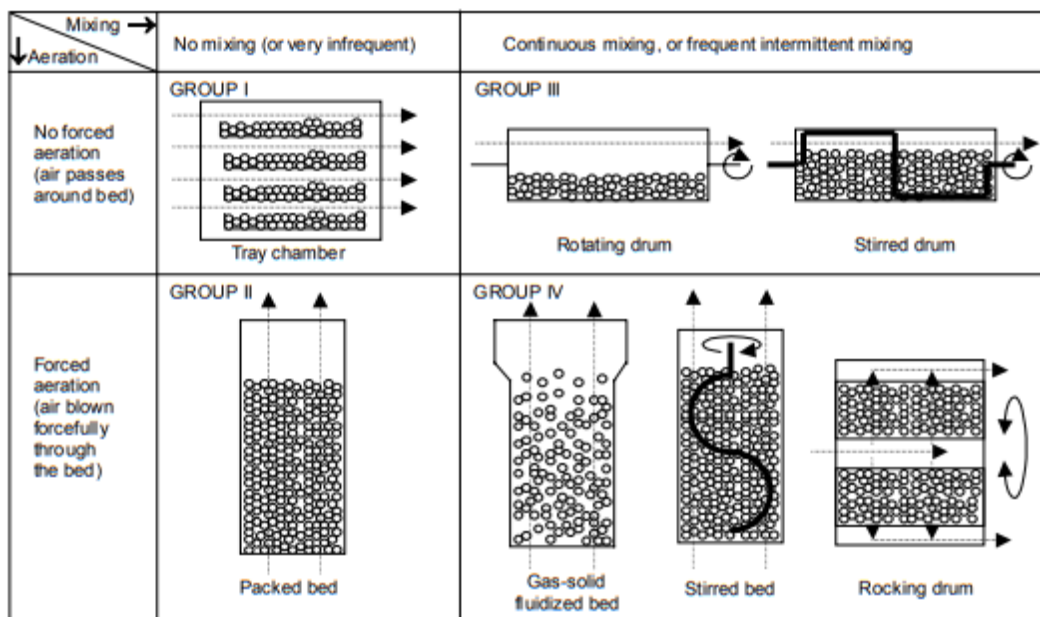
produção de enzimas para biocombustíveis como o etanol de segunda geração é o bagaço de cana (CASCIATORI, 2015).

Devido à possibilidade da FES utilizar rejeitos sólidos agroindustriais como substrato, esta tecnologia de cultivo tem sua aplicação favorecida em países com grandes produções de biomassa, como o Brasil, de forma a proporcionar o reaproveitamento desses rejeitos. Isso proporciona uma utilização racional dos recursos naturais do planeta e reduz custos do processo, uma vez que bioprodutos de alto valor agregado podem ser obtidos a partir de resíduos de baixo ou nenhum valor comercial (CASCIATORI, 2015). Ademais, a FES exibe um maior rendimento do que a FSm, requer uma menor adição de nutrientes, tem um menor gasto energético, alta eficiência na recuperação do produto devido a maior concentração e diminui o risco de contaminação no sistema, tendo em vista que há menor teor de umidade no meio fermentativo (SOUZA SILVA et al., 2021).

Contudo, a FSm corresponde ao método mais empregado industrialmente, pois apresenta um controle de processos mais fácil, por ser realizada em meio homogêneo, facilitando o monitoramento. Ademais, a FSm não apresenta problemas na transferência de calor nem de secagem, já que é realizada em um meio líquido, quando empregada em escala industrial. Isso favorece seu uso em relação a FES em escala industrial (OLIVEIRA et al., 2013).

De acordo com Mitchell, Krieger e Berovic (2006), biorreatores para FES podem ser classificados em 4 grupos. O primeiro consiste em biorreatores cujo leito é estático e sujeito a areação apenas em seu contorno, caracterizados pelos biorreatores de bandeja. O segundo grupo também é constituído por biorreatores de leito estático, entretanto estes estão sujeitos a areação forçada através do leito, sendo este grupo representado pelo biorreator de leito empacotado. O terceiro grupo é formado por biorreatores de agitação contínua ou intermitente com o ar percolando apenas no contorno do leito, como ocorre com os biorreatores de tambores rotativos. Por fim, o quarto grupo representa os biorreatores com agitação contínua ou intermitente com ar percolando de forma forçada através do leito, representado pelos biorreatores de leito fluidizado (MITCHELL; KRIEGER; BEROVIC, 2006). Observam-se, na Figura 2, os diferentes modelos de biorreatores separados em grupos conforme descrito.

Figura 2. Design básico dos diferentes tipos de biorreatores de FES, apresentando como podem ser classificados em 4 grupos.



Fonte: MITCHELL; KRIEGER; BEROVIC, 2006

O biorreator de leito empacotado, representante do segundo grupo e biorreator a ser estudado de forma aprofundada no presente trabalho, consiste no biorreator mais empregado na FES. Os biorreatores de leito empacotado apresentam um tubo cilíndrico com uma base furada, o substrato é inserido dentro da coluna cilíndrica de forma que fiquem imobilizados e ar saturado percola pelo leito de forma contínua (CALIXTO, 2019). Nota-se que para aumentar a eficiência na troca de calor, pode-se equipar uma camisa com circulação de água para controlar a temperatura nas extremidades radiais do biorreator.

Por operar de forma estática, o biorreator de leito empacotado favorece o bom crescimento dos fungos filamentosos, tendo em vista que estes microrganismos são sensíveis ao atrito e, conseqüentemente, forte agitação (RODRIGUES; DE SÁ; CASCIATORI, 2020). Além disso, apresenta construção de baixo custo, requer baixa manutenção e minimiza contaminação, devido a estrutura fechada (CALIXTO, 2019).

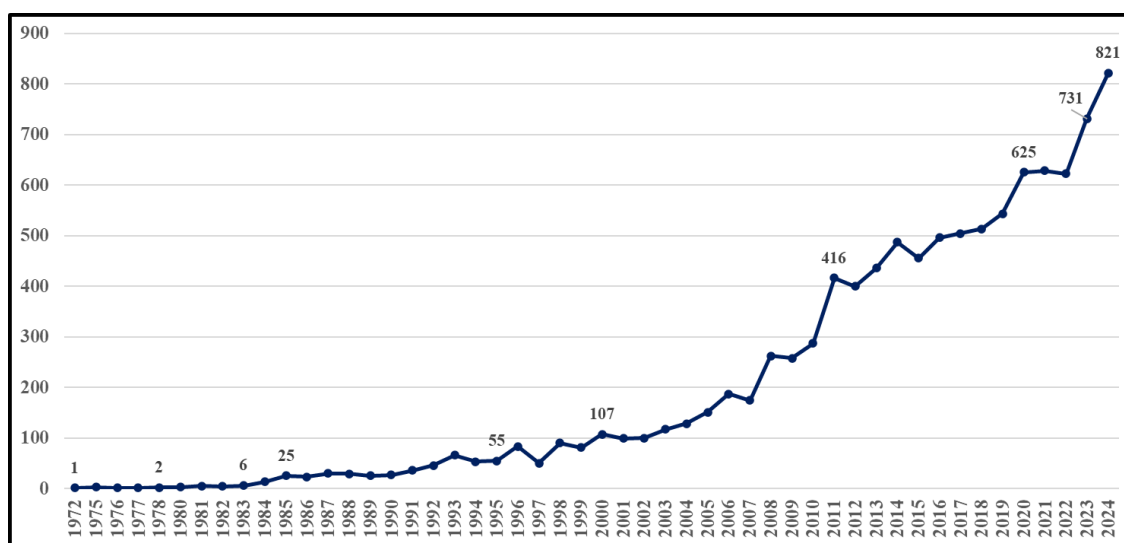
As vantagens apresentadas anteriormente tornam este biorreator o tipo mais utilizado na FES para obtenção de enzimas para biocombustíveis. Entretanto, tal classe de biorreatores também está sujeita a certas desvantagens, associadas a problemas operacionais. A principal desvantagem consiste na difícil remoção do calor gerado durante a FES, levando ao surgimento de altos gradientes de temperatura e sobreaquecimento do sistema, comprometendo o crescimento normal dos microrganismos. Ademais, também se observa

um processo de secagem do meio devido à percolação do ar que, com o aumento da temperatura, carrega parte da umidade do substrato, afetando novamente a atividade metabólica da cultura. Ressalta-se que a formação de gradientes de temperatura e o processo de secagem são agravados com o aumento da escala do biorreator, motivando o estudo de alternativas para minimizar tais problemáticas e otimizar o uso deste biorreator (CASCIATORI, 2015).

3.4 Perspectiva da área

A evolução de pesquisas científicas acerca do tema fermentação em estado sólido apresenta tendência de crescimento ao longo dos anos. Os dados apresentados pela base de dados Scopus revelam que o tema de fermentação em estado sólido, entre os anos de 1972 e 1983 apresentou menos de 10 publicações por ano, indicando caráter incipiente de pesquisa na área. A partir desse período, observou-se um aumento gradativo das publicações até o ano de 2000, onde ultrapassou 100 publicações no ano. A partir desse período, as publicações em fermentação em estado sólido cresceram de forma exponencial de ano a ano, atingindo a marca de um total de 10.716 publicações encontradas com a palavra chave “solid-state fermentation” na base de dados Scopus. A figura 3 apresenta a progressão anual de publicações nessa área.

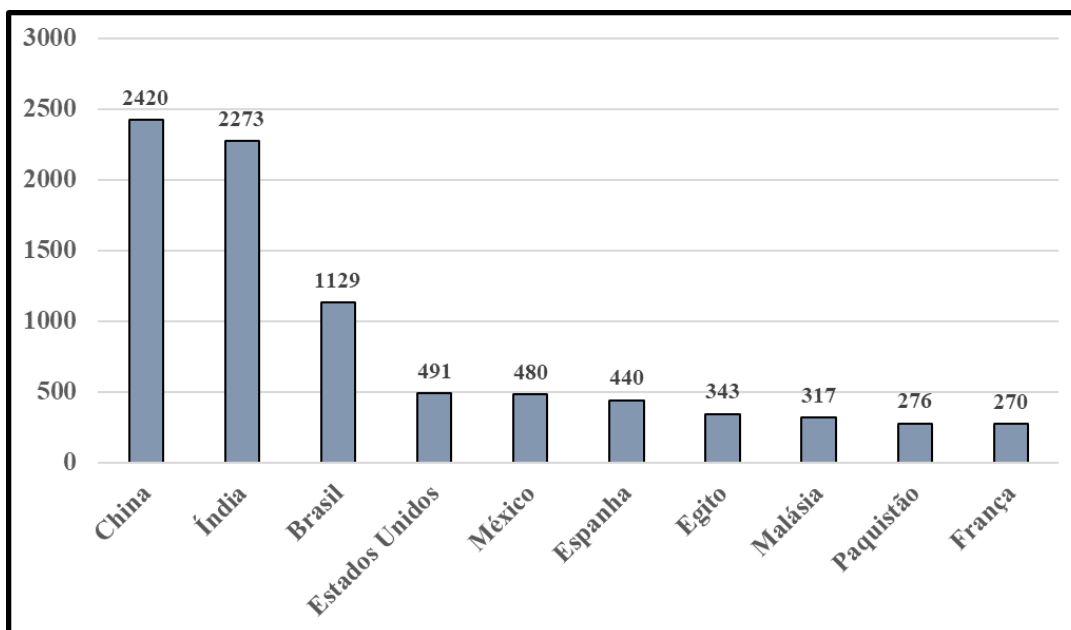
Figura 3. Quantidade de publicações por ano com as palavras-chaves “Solid-state Fermentation”, entre 1972 e 2024.



Fonte: Adaptado de SCOPUS, 2025

Em relação a distribuição mundial das publicações, observa-se que o Brasil se encontra como o terceiro país com maior número de publicações no tema, ficando atrás apenas da China e Índia e representando 10.5% das publicações mundiais no tema desde 1972, conforme ilustra a figura 4.

Figura 4. Quantidade de publicações por país entre 1972 e 2024, com as palavras-chaves “Solid-state Fermentation”.



Fonte: Adaptado de SCOPUS, 2025

Os dados observados na base de dados SCOPUS indicam que a área de fermentação em estado sólido está em uma crescente exponencial nos últimos anos e ilustra que a área de pesquisa estudada apresenta potencial de crescimento futuro.

3.5 Modelagem da transferência de calor no biorreator

Emprega-se a modelagem matemática e métodos de simulação como ferramentas para previsão e análise do desempenho do sistema de FES dentro dos biorreatores. A modelagem do processo de fermentação em estado sólido busca descrever o processo de fermentação por meio de expressões matemáticas que consigam prever de forma adequada o processo de fermentação. Essas expressões são validadas com base em dados obtidos laboratorialmente e têm como objetivo descrever como as variáveis operacionais influenciam a fermentação (CASCIATORI, 2015).

Por exemplo, pode-se utilizar a modelagem para simular o processo de transferência de calor dentro do biorreator, predizendo a taxa de troca térmica com o ar percolado e como parâmetros como a condutividade térmica, calor metabólico gerado e advecção podem afetar o crescimento microbiano e a formação dos bioprodutos de interesse. Para isso, a modelagem do biorreator deve incluir modelos da cinética de crescimento do microrganismo em função das condições experimentadas ao longo do cultivo, possibilitando a quantificação do calor metabólico gerado (CASCIATORI, 2015).

Normalmente, a modelagem de sistemas reacionais como a FES emprega equações diferenciais parciais para descrever a transferência de calor e cinética de crescimento microbiano. Devido ao caráter dessas equações, normalmente não é possível resolvê-las analiticamente, necessitando o emprego de métodos numéricos como a discretização de variáveis por diferenças finitas (CASCIATORI, 2015). Comumente, se utiliza programas computacionais por meio de softwares como o MATLAB para a resolução dos métodos numéricos e interpretação dos dados, antes de implementar as alternativas propostas de forma experimental, tal como realizado neste trabalho.

Um sistema de FES apresenta tanto uma fase gasosa, constituída pelo ar percolante dentro do biorreator, quanto uma fase sólida, composta pelo substrato e microrganismo, ou seja, trabalha-se com um sistema de duas fases. Entretanto, conforme apresentado na literatura (VON MEIEN; MITCHELL, 2002), pode-se assumir que o sistema se comporta como um meio pseudo-homogêneo, isto é, em que há equilíbrio entre a fase gasosa e a sólida, visto que o leito é aerado continuamente.

Assim como outros autores (SAUCEDO-CASTAÑEDA et al., 1990; SANGSURASAK; MITCHELL, 1995a; 1995b; 1998), os pesquisadores Fanaei e Vaziri (2009) estudaram o comportamento da FES em um biorreator de leito empacotado, supondo o sistema como pseudo-homogêneo. Dessa maneira, propuseram a equação diferencial mostrada na Equação (1) como modelo para representar esse sistema. Vale ressaltar que a Equação (1) modela a transferência de calor unidimensional na direção do comprimento do leito, levando em consideração o acúmulo de energia (termo à esquerda), a geração de calor metabólico (primeiro termo à direita), a dissipação de calor por advecção (segundo termo à direita), a evaporação (terceiro termo à direita) e a condução de calor axial (último termo à direita). Este modelo foi denominado modelo distribuído, por assumir variação infinitesimal de temperatura na direção z (FANAELI; VAZIRI, 2009).

$$\rho_b C_{p_b} \frac{\partial T}{\partial t} = \rho_s (1 - \varepsilon) Y_Q \frac{\partial X}{\partial t} - \rho_a C_{p_a} V_z \frac{\partial T}{\partial z} - \rho_a f \lambda V_z \frac{\partial T}{\partial z} + k_b \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \quad (1)$$

Os parâmetros referentes a características do leito do biorreator, como densidade do leito, condutividade térmica do leito e calor específico do leito, ou seja, ρ_b , K_b e C_{p_b} , respectivamente, foram determinados por meio da porosidade do leito, ε , e dos respectivos parâmetros do ar úmido e do substrato, conforme as equações (2), (3) e (4) demonstram.

$$\rho_b = \varepsilon \cdot \rho_a + (1 - \varepsilon) \cdot \rho_s \quad (2)$$

$$k_b = \varepsilon \cdot k_a + (1 - \varepsilon) \cdot k_s \quad (3)$$

$$C_{p_b} = \frac{\varepsilon \cdot \rho_a \cdot (C_{p_a} + f \cdot \lambda) + (1 - \varepsilon) \cdot \rho_s \cdot C_{p_s}}{\rho_b} \quad (4)$$

Como modelo cinético, emprega a equação da logística para descrever o crescimento fúngico no sistema, ao qual é associada a cinética de produção do metabólito de interesse e elaborada empiricamente (FANAELI; VAZIRI, 2009). A equação (5) apresenta o modelo cinético que prediz a concentração de biomassa.

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot \Phi \cdot X \cdot \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \quad (5)$$

Nota-se que X indica a concentração de biomassa, enquanto X_m se refere a concentração máxima de biomassa, μ representa a taxa de crescimento específico e Φ é o fator fisiológico. Para estimativa da taxa de crescimento específico, emprega-se a equação (6) que expressa μ , empiricamente, como uma função da temperatura.

$$\mu = \left(\frac{s + (T_{max} - T_{opt})}{T_{max} - T_{opt}}\right) \cdot \left(\frac{\mu_{opt}(T_{max} - T)}{s + (T_{max} - T)}\right) \quad (6)$$

A temperatura máxima e a ótima do leito para o crescimento do fungo são descritas na equação como T_{max} e T_{opt} , respectivamente, e s indica a sensibilidade da taxa de crescimento específica em relação a variação da temperatura.

Em relação ao fator fisiológico, esse parâmetro é responsável por descrever o estado fisiológico do fungo, se relacionando com a capacidade de crescimento do fungo e variando

entre os valores 1 e 0. A equação (7) descreve o comportamento do fator fisiológico por uma equação diferencial.

$$\frac{d\phi}{dt} = \gamma_s \cdot \phi \cdot (1 - \phi^\alpha) - \gamma_D \cdot \phi \quad (7)$$

Dentre os parâmetros necessários para prever o fator fisiológico, é necessário conhecer o expoente α , expoente da versão de potência da equação logística. Além disso, precisa-se determinar os coeficientes da taxa de reação de síntese e de desnaturação, γ_s e γ_D , respectivamente, conforme as equações (8) e (9).

$$\gamma_s = \gamma_{s0} \cdot \exp\left(\frac{-E_s}{R \cdot (T+273)}\right) \quad (8)$$

$$\gamma_D = \gamma_{D0} \cdot \exp\left(\frac{-E_D}{R \cdot (T+273)}\right) \quad (9)$$

O modelo apresentado por Fanaei e Vaziri (2009) é capaz de simular de forma adequada biorreatores de leito empacotado com diâmetros reduzidos, tendo em vista que desconsidera a transferência de calor radial por se tratar de um modelo unidirecional. Contudo, para biorreatores com diâmetros mais expressivos, faz-se necessário considerar o impacto da transferência radial de calor por meio de uma modelagem bidimensional.

Fundamentando-se na modelagem proposta por Von Meien e Mitchell (2002), Sangsurasak e Mitchell (1998) e Schutyser et al. (2004), Casciadori et al. (2016) sugeriu um modelo bidimensional e de duas fases (heterogêneo), apresentando balanço de massa para água na fase sólida e gasosa, além do balanço de energia para fase sólida e gasosa, caracterizando um modelo de maior complexidade.

3.6 Microrganismos para Fermentação em Estado Sólido

Na produção do etanol de segunda geração, devido a necessidade da quebra da celulose, faz-se preciso a utilização de um microrganismo capaz de produzir a enzima celulase. Dentre os microrganismos reportados como produtores de celulase e hemicelulase na FES, diversos autores se aprofundaram na utilização de linhagens do fungo termófilo *Myceliophthora sp.* e do fungo mesófilo *Aspergillus niger* (CASCIATORI, 2011; CASCIATORI, 2015; CUNHA, 2009; HENRIQUE, 2022)

Fungos com comportamento filamentosos apresentam bom desenvolvimento e adaptação a fermentação em estado sólido por serem capazes de se desenvolverem adequadamente em ambientes com ausência de água livre, se assemelhando com o seu ambiente de desenvolvimento natural (SOUZA SILVA et al., 2021).

Fungos termófilos apresentam boa desenvoltura para a aplicação na FES, haja vista que o maior desafio da FES em escala industrial consistir na grande geração de calor pela atividade metabólica alinhada com a difícil remoção de calor desse processo pela baixa condutividade térmica do meio (CASCIATORI, 2015). Fungos termófilos, como as linhagens do *Myceliophthora sp.*, toleram temperaturas superiores, com sua temperatura ótima de crescimento variando de 40 a 50°C e são conhecidos pela produção de enzimas termoestáveis (GOMES et al., 2007).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Estudo de Caso

Para realização das simulações e modelagem, tomou-se um estudo de caso do cultivo de microrganismos para a produção de celulase, enzima aplicável na produção de etanol de segunda geração. Empregou-se o modelo apresentado para simular o cultivo do fungo termófilo *Myceliophthora thermophila* I-1D3b, já conhecido por sua boa capacidade de produzir enzimas celulolíticas de interesse para a indústria de biocombustíveis, além de apresentar maior resistência a aumentos de temperatura tendo em vista o caráter termófilo (HENRIQUE, 2022; CASCIATORI, 2015).

Como base de comparação, também foram realizadas as mesmas simulações para o cultivo do fungo *Aspergillus niger*, fungo mesófilo, ou seja, com menor capacidade de suportar altas temperaturas e, conseqüentemente, um maior gradiente de temperatura, já esperando, com base na literatura, maior aumento da temperatura no cultivo desse fungo (GHILDYAL et al., 1994).

Para isso, estudou-se uma mistura na proporção 7:3 em massa de bagaço de cana com farelo de trigo para a produção de celulase a partir dos microrganismos apresentados. A utilização do bagaço de cana e do farelo de trigo como substrato traz como vantagem a conversão de resíduos agrícolas sem valor agregados em um produto de alto valor agregado como a enzima celulase, além de atuarem como fonte de nutrientes e suporte estrutural para o crescimento dos microrganismos.

Adotou-se os dados de operação do biorreator utilizado por Fanaei e Vaziri (2009), do qual também se extraíram os parâmetros para o cultivo de *A. niger*. Os dados para o cultivo de *M. thermophila* I-1D3b foram extraídos de Casciatori (2015), e os biorreatores simulados foram de 1 m de diâmetro e 5 m de comprimento, assumindo que a transferência radial de calor dentro do biorreator seja desprezível, de modo que a temperatura no centro do leito seja equivalente a temperatura ao lado da parede do biorreator.

Adotou-se, dessa maneira, o modelo matemático desenvolvido por Fanaei e Vaziri (2009) para a modelagem da transferência de calor dentro do biorreator.

Cabe salientar que o presente trabalho buscou realizar o estudo de caso para ambos os fungos apresentados em um substrato 7:3 m/m de bagaço de cana e farelo de trigo, contudo, uma vez de posse das rotinas computacionais que utilizadas para simulação das estratégias de controle propostas e testadas, é possível analisar outras combinações de

microrganismos, substratos e metabólitos de interesse, bastando que as propriedades físico-químicas e microbiológicas do novo sistema sejam conhecidas.

4.2 Alternativas propostas

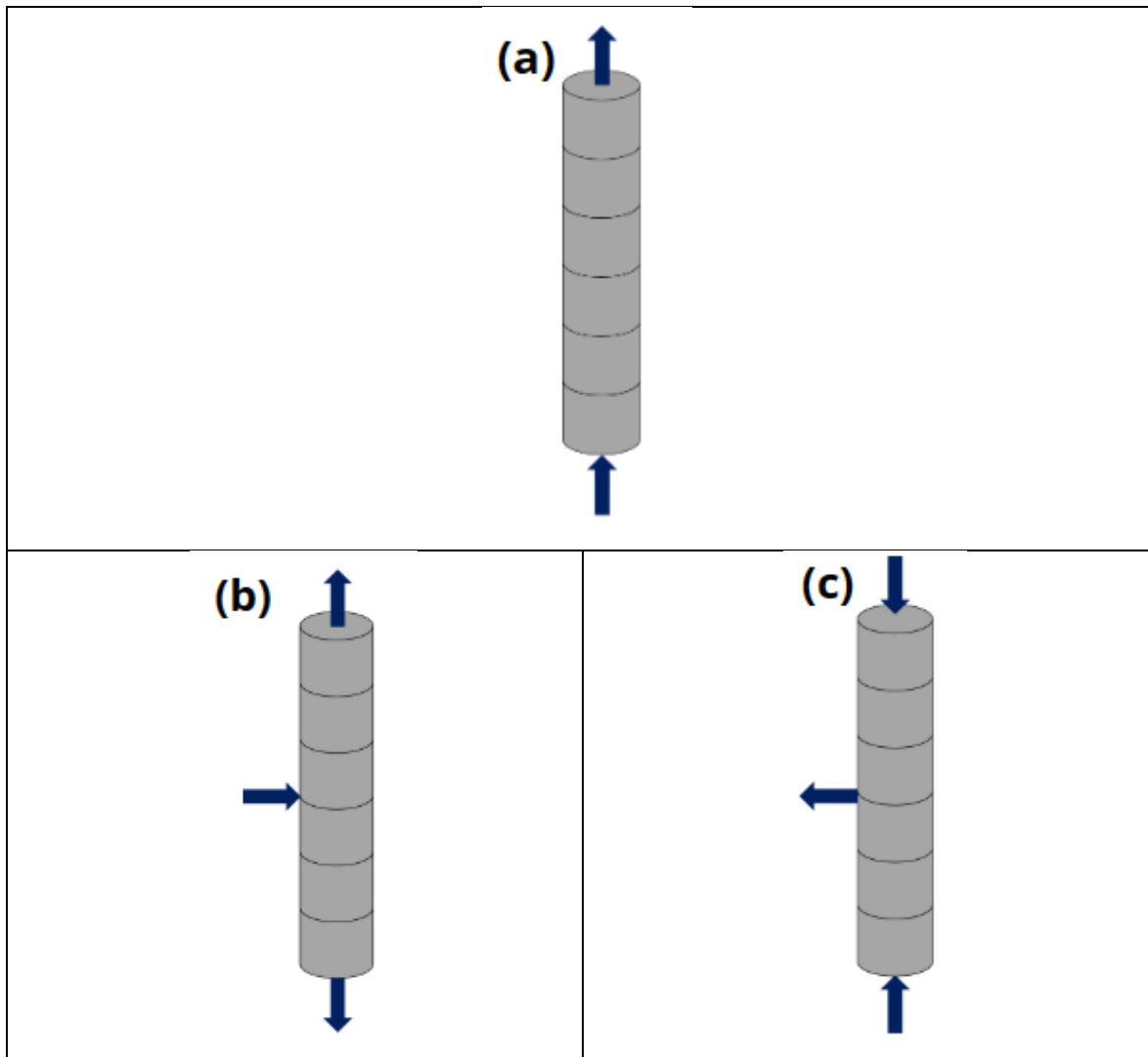
Diferentes alternativas operacionais do biorreator e estratégias de controle baseadas na literatura (SHOJAOSADATI et al., 2007; VON MEIEN et al., 2004; BÜCK et al., 2015) e alternativas de aeração modificadas foram testadas, tendo em vista contribuir para a análise da viabilidade de ampliação de escala deste bioprocesso, visando a torná-lo aplicável industrialmente em biorrefinarias, por meio da redução do gradiente de temperatura formado no biorreator.

Dentre os parâmetros de controle da temperatura dentro do biorreator, destaca-se a grande dependência da aeração efetiva do biorreator para a retirada do calor metabólico gerado, tendo em vista a baixa condutividade térmica do substrato (HENRIQUE, 2022). Logo, deu-se um destaque na manipulação dos parâmetros de aeração.

A temperatura de entrada e a vazão de entrada do ar percolante foram os dois parâmetros escolhidos para manipulação. Modificou-se a temperatura de entrada ao longo do processo visando observar o efeito no gradiente de temperatura do biorreator e o efeito na concentração de biomassa atingida com essa nova condição. Uma análise similar foi realizada para a vazão de entrada do ar, tendo em vista que esta é controlada pela velocidade de aeração, já que a área do biorreator não foi modificada em nenhuma simulação.

Propôs-se também duas alternativas de modificação no modelo de aeração, em busca da redução do gradiente de temperatura. A Figura 5 apresenta os modelos de aeração modificados propostos em comparação com o modelo convencional.

Figura 5. Ilustração do modelo de aeração do biorreator (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.



Fonte: Autoria Própria

Convencionalmente, a aeração de biorreatores de leito empacotado para FES é realizada de forma ascendente, com entrada de ar na base do biorreator e saída no topo.

A primeira modificação proposta consiste na aeração pelo centro do biorreator, no qual alimenta-se o dobro da vazão de ar convencional para que essa vazão seja dividida entre a parte superior e inferior do biorreator, com saída do ar percolado tanto na base quanto no topo do biorreator.

A segunda modificação proposta compreende na alimentação de forma simultânea do ar percolante na base e no topo de biorreator, de forma que a saída do ar percolado seja no centro do biorreator.

4.3 Parâmetros para a simulação

Para modelar as alternativas apresentadas, empregou-se o software de simulação MATLAB em conjunto com um código base para a execução do modelo matemático de Fanaei e Vaziri (2009).

A Tabela 2 apresenta todos os valores dos parâmetros empregados na simulação do modelo cinético e do modelo dinâmico distribuído de transferência de calor.

Tabela 2. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a simulação da transferência de calor.

Símbolo	Descrição	Valor
Z	Altura do leito	5 m
λ	Calor latente de evaporação da água	2.414.300 J/kg _{biomassa}
C _{pa}	Capacidade calorífica do ar úmido	1006 J/kg/°C
C _{pb}	Capacidade calorífica do leito	Eq. 5
C _{ps}	Capacidade calorífica do substrato	1760 J/kg/°C
f	Capacidade de transporte de água pelo ar	0,00246 kg _{água} /kg _{ar} /°C
Y _Q	Coefficiente de produção de calor metabólico	8,366.10 ⁶ J/kg _{biomassa}
k _a	Condutividade térmica do ar úmido	74,16 J/(h.m.°C)
k _b	Condutividade térmica do leito	Eq. 4
k _s	Condutividade térmica do substrato	1080 J/(h.m.°C)
ρ_a	Densidade do ar úmido	1,11 kg/m ³
ρ_b	Densidade do leito	Eq. 3
ρ_s	Densidade do substrato	390 kg/m ³
ε	Porosidade	0,75
V _Z	Velocidade superficial do ar de entrada	51 m/h

Os parâmetros relacionados as características do substrato se referem ao substrato de bagaço de cana e farelo de trigo 7:3 m/m apresentado anteriormente como estudo de caso, com seus valores extraídos de Casciadori (2015). Outros parâmetros da modelagem apresentados foram extraídos de Fanaei e Vaziri (2009).

Por sua vez, os parâmetros do modelo cinético variam de acordo com o organismo de estudo. A Tabela 3 e a Tabela 4 apresentam os parâmetros necessários para a determinação do modelo cinético para o fungo *Myceliophthora thermophila* I-1D3b e para o fungo

Aspergillus niger, respectivamente. As Tabelas 3 e 4 também apresentam a temperatura do leite e a temperatura do ar de entrada, necessárias para a modelagem de transferência de calor, tendo em vista que essas temperaturas variam de acordo com o microrganismo cultivado.

Tabela 3. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a modelagem cinética para o cultivo do *Myceliophthora thermophila* I-1D3b.

Símbolo	Descrição	Valor
X	Concentração de biomassa	Eq. 5
X ₀	Concentração de biomassa inicial	0,003 kg _{biomassa} /kg _{substrato}
X _m	Concentração de biomassa máxima	0,03 kg _{biomassa} /kg _{substrato}
E _D	Energia de ativação para a reação de desnaturação	294,516 J/mol
E _S	Energia de ativação para a reação de síntese	68,138 J/mol
α	Expoente na versão da lei de potência da equação logística	11
γ _D	Fator de frequência da reação de desnaturação	Eq. 9
γ _{D0}	Fator de frequência da reação de desnaturação inicial	8,74.10 ⁴⁵ h ⁻¹
γ _s	Fator de frequência da reação de síntese	Eq. 8
γ _{s0}	Fator de frequência da reação de síntese inicial	9,761.10 ⁸ h ⁻¹
Φ	Fator fisiológico	Eq. 7
Φ ₀	Fator fisiológico inicial	1
s	Sensitividade da taxa de crescimento específico ao aumento de temperatura	6,275
μ	Taxa de crescimento específico	Eq. 6
μ _{opt}	Taxa de crescimento específico ótima	0,06 h ⁻¹
T _a	Temperatura de entrada do ar	45 °C
T	Temperatura do leite	Eq. 1
T _{max}	Temperatura máxima para o crescimento	55 °C
T _{opt}	Temperatura ótima para o crescimento	45 °C

Tabela 4. Definições dos parâmetros e variáveis e dos valores das condições de referência para a modelagem cinética para o cultivo do *Aspergillus niger*.

Símbolo	Descrição	Valor
X	Concentração de biomassa	Eq. 5
X ₀	Concentração de biomassa inicial	0,0071 kg _{biomassa} /kg _{substrato}
X _m	Concentração de biomassa máxima	0,22 kg _{biomassa} /kg _{substrato}
E _D	Energia de ativação para a reação de desnaturação	294,516 J/mol
E _S	Energia de ativação para a reação de síntese	68,138 J/mol
α	Expoente na versão da lei de potência da equação logística	11
γ _D	Fator de frequência da reação de desnaturação	Eq. 9
γ _{D0}	Fator de frequência da reação de desnaturação inicial	8,74.10 ⁴⁵ h ⁻¹
γ _s	Fator de frequência da reação de síntese	Eq. 8
γ _{s0}	Fator de frequência da reação de síntese inicial	9,761.10 ⁸ h ⁻¹
Φ	Fator fisiológico	Eq. 7
Φ ₀	Fator fisiológico inicial	1
s	Sensitividade da taxa de crescimento específico ao aumento de temperatura	6,275
μ	Taxa de crescimento específico	Eq. 6
μ _{opt}	Taxa de crescimento específico ótima	0,173 h ⁻¹
T _a	Temperatura de entrada do ar	30 °C
T	Temperatura do leito	Eq. 1
T _{max}	Temperatura máxima para o crescimento	52 °C
T _{opt}	Temperatura ótima para o crescimento	35 °C

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Para realizar o estudo das alternativas propostas, como já citado, definiu-se o uso do biorreator de leito empacotado, através da qual ar é continuamente soprado. Dessa maneira, realizou-se a simulação da transferência de calor do sistema para 2 microrganismos diferentes, visando analisar o impacto na formação do gradiente de temperatura tanto para fungos termofílicos quanto mesofílicos, como o *Myceliophthora thermophila* I-1D3b e o *Aspergillus niger*, respectivamente.

Realizou-se as análises acerca das alternativas propostas para ambos os microrganismos, alterando a temperatura do ar de entrada, o fluxo de alimentação de ar, além da proposta de dois sistemas de aeração diferentes para o biorreator, uma aeração central com entrada no ar no meio do biorreator e saída em ambas as extremidades, e uma aeração simultânea por ambas as extremidades, com retirada do ar no centro do biorreator.

Simulou-se para todos os casos o efeito em um biorreator de 5 metros de altura de leito, desconsiderando o impacto do raio do leito por adotar como pressuposição à premissa de Fanaei e Vaziri (2009) de que a variação radial da temperatura pode ser desconsiderada devido a aeração ao longo do leito apresentar caráter pistonado (plug flow).

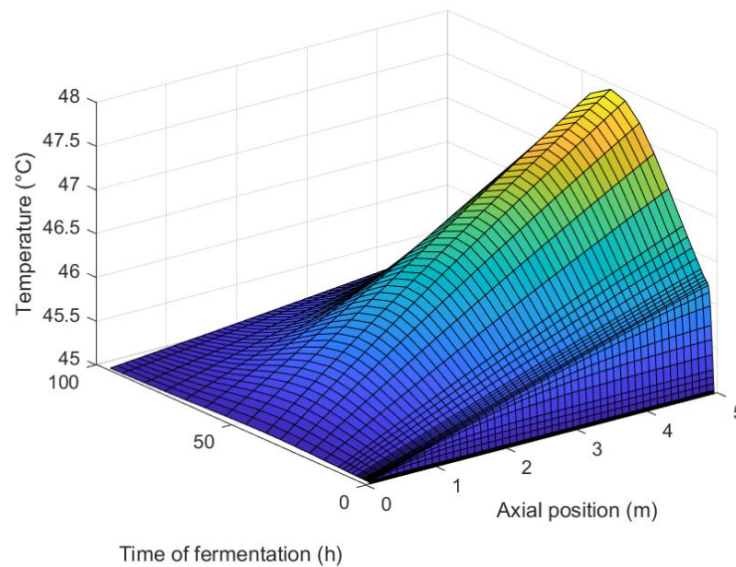
5.1 *Myceliophthora thermophila* I-1D3b

Iniciou-se as simulações com o fungo *Myceliophthora thermophila* I-1D3b, um fungo termófilo, ou seja, com maior resistência a altas temperaturas. Por esse fator, a formação de altos gradientes de temperatura dentro do biorreator se pronuncia com um problema de menor impacto no cultivo deste tipo de fungo em relação a outros fungos, tendo em vista que ele aguenta temperaturas maiores que fungos mesófilos como o *Aspergillus niger*.

A temperatura ótima para o crescimento celular do *M. thermophila* é de 45°C, dessa maneira, opera-se o biorreator com aeração de ar nessa temperatura, visando manter o maior número de leitos próximos a temperatura ótima (CASCIATORI, 2015).

A Figura 6 apresenta o perfil predito de temperatura dentro do biorreator em função do tempo e da posição axial, levando em consideração que nenhuma alteração sendo aplicada.

Figura 6. Perfil de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial

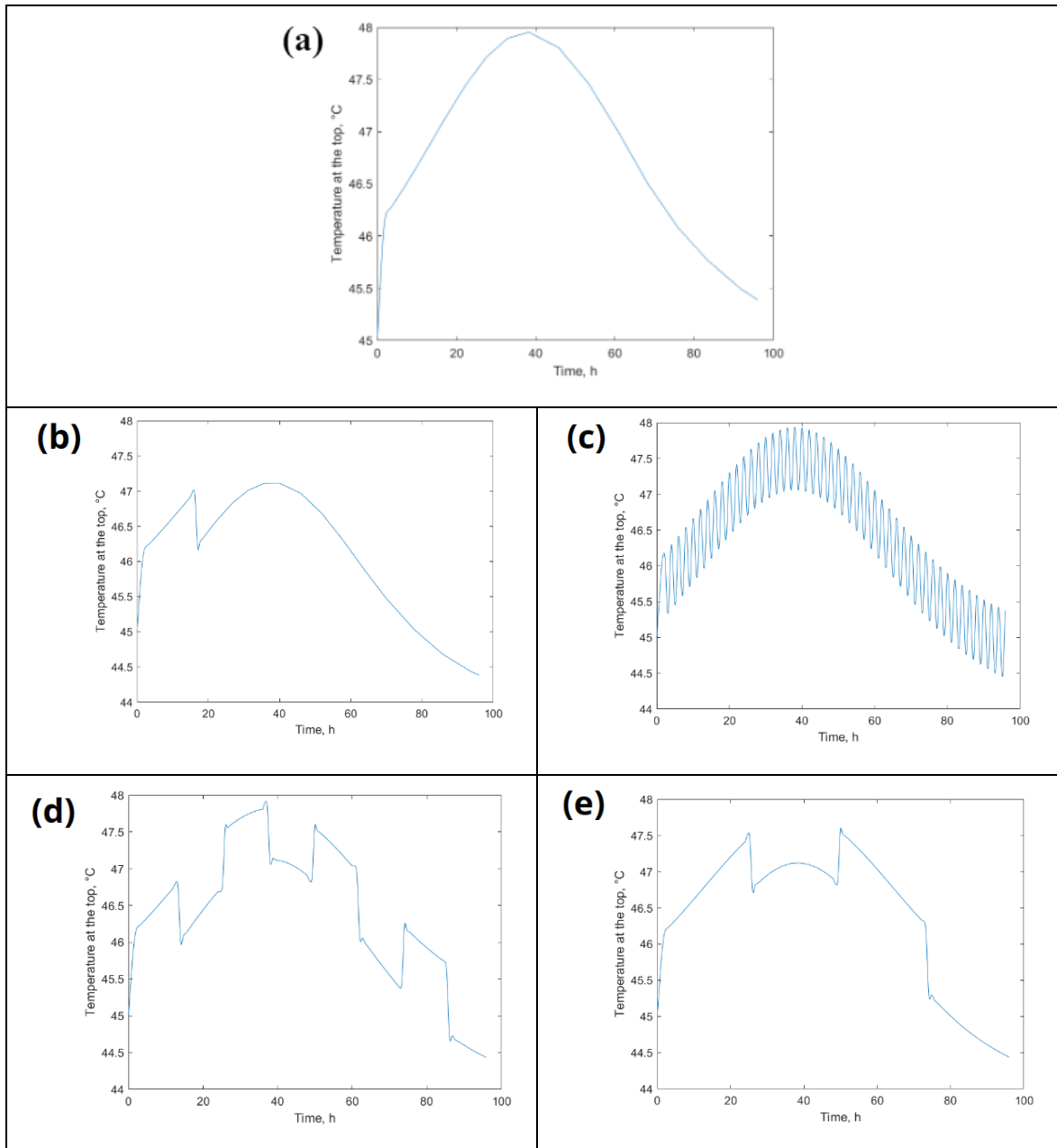


Fonte: Autoria Própria

Observa-se que o ponto quente do biorreator se encontra no topo, atingindo temperaturas de aproximadamente 48°C. Assim, aplicou-se as alternativas propostas anteriormente para buscar uma redução na temperatura máxima atingida no biorreator e otimizar o crescimento do microrganismo.

Em relação a alternativa de alteração da temperatura de entrada do ar percolado, aplicou-se 4 análises diferentes. A primeira análise consistiu em realizar a alteração da temperatura em apenas um ponto do processo, as outras análises visaram alterar a temperatura de entrada do ar em diversos momentos do processo sendo simulado alterações a cada 1h, 12h e a cada 24h. Vale ressaltar que a fermentação foi simulada com um tempo total de 96h e a alteração da temperatura consistiu em uma variação de 45°C para 44°C na temperatura de entrada do ar. A figura 7 apresenta as temperaturas previstas pelo tempo de fermentação para o ponto axial com maior acúmulo de temperatura, que no caso da aeração convencional consiste no topo do biorreator.

Figura 7. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *M. thermophila* (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a temperatura do ar de 45 para 44°C após 16 h de processo; (c) alternando a temperatura do ar entre 45 e 44°C a cada 1 h de processo; (d) alternando a cada 12 h de processo; (e) alternando a cada 24 h de processo.



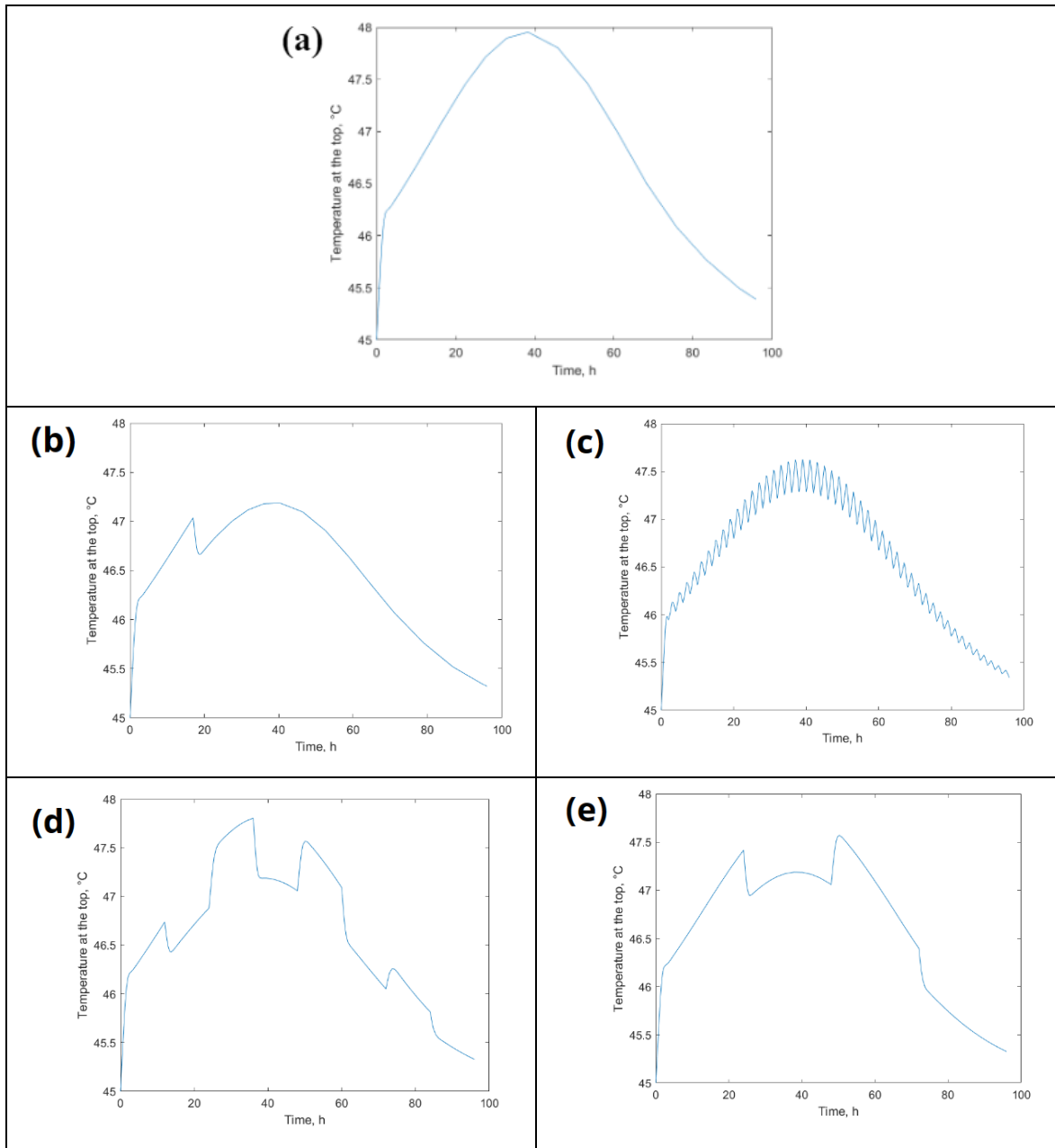
Fonte: Autoria Própria

Com base nos perfis de temperatura apresentados acima, pode-se observar que a alteração na temperatura de aeração em um único instante se provou mais eficiente na redução da temperatura máxima do biorreator. Fez-se análises para a alteração da temperatura de entrada do ar em diferentes instantes do processo, contudo, a alteração a 16h

de processo apresentou a menor temperatura máxima. Infere-se que isso ocorre devido o fornecimento de um período adequado para o microrganismo atingir a fase de crescimento exponencial em uma maior temperatura antes de se realizar a redução da temperatura do biorreator.

Prosseguiu-se com a análise da alteração da vazão de aeração do biorreator. De forma similar ao perfil de temperatura, realizou-se a análises para a alteração da vazão de aeração em apenas um instante do processo, além de alterações a cada 1h, 12h ou 24h de processo. A velocidade do ar de entrada inicialmente considerada foi de 51 m/h (FANA EI; VAZIRI, 2009) sendo alterada para 68 m/h (GHILDYAL et al., 1994). A velocidade máxima de ar adotada precisa levar em consideração a sensibilidade do fungo a altas vazões de aeração, como não se encontrou dados específicos para o máximo suportado pelo fungo *M. thermophila*, optou-se por considerar o valor máximo, de 68 m/h, reportado por Ghildyal et al. (1994) para o fungo *A. niger* como forma de simplificação, contudo testes experimentais são necessários para determinar a velocidade máxima adequada. A Figura 8 apresenta os perfis de temperatura no ponto mais quente do biorreator ao aplicar variações na vazão de ar.

Figura 8. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *M. thermophila* (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h após 16 h de processo; (c) alternando a velocidade de aeração a cada 1 h de processo; (d) alternando a cada 12 h de processo; (e) alternando a cada 24 h de processo.



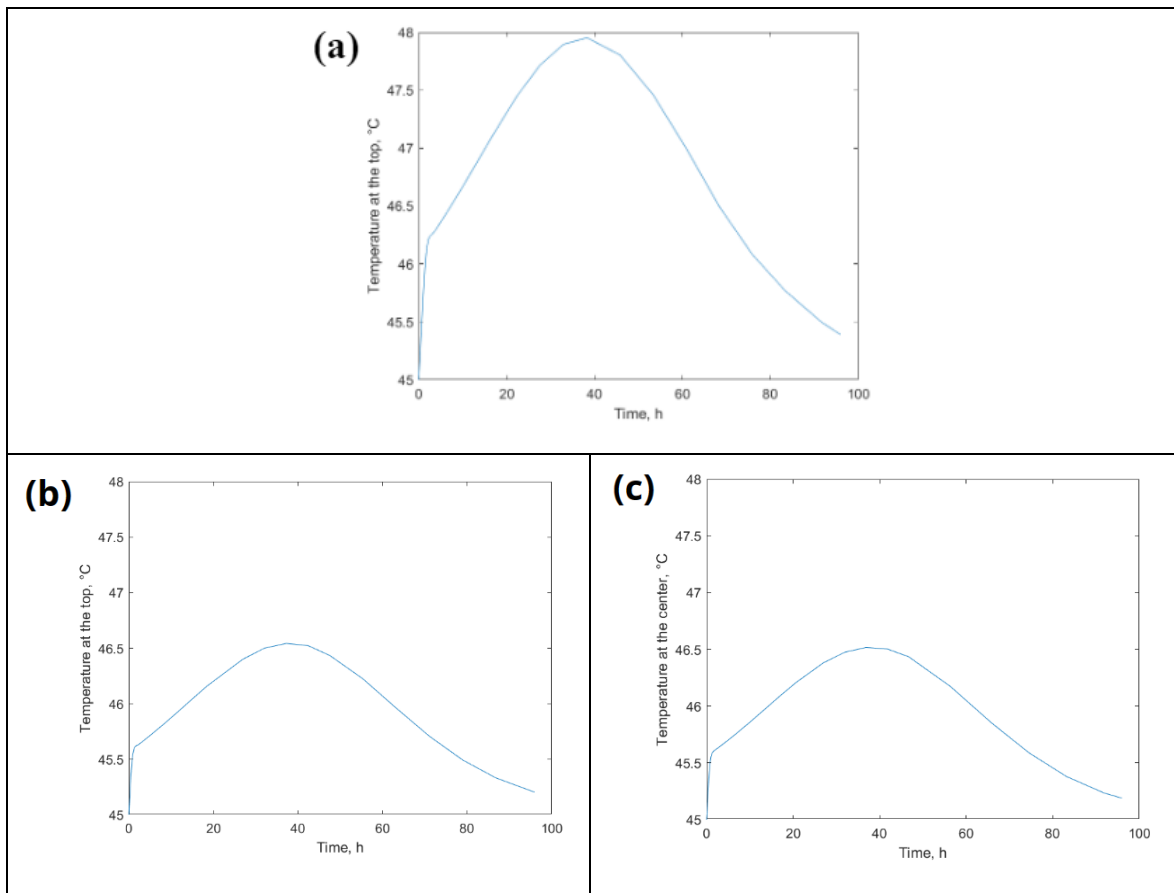
Fonte: Autoria Própria

De forma similar à análise da variação da temperatura de entrada do ar, observou-se que as melhores reduções do gradiente de temperatura formado no biorreator consistem na simulação com alteração da vazão de aeração às 16h de processo, obtendo-se a menor temperatura máxima entre as análises realizadas para a alteração da vazão de ar.

Continuou-se o estudo com a simulação dos modelos de aeração modificados de aeração central e aeração simultânea. Nota-se que, nos modelos de aeração propostos, a corrente de ar percola apenas metade do leito, otimizando a retirada de calor e deslocando o ponto quente do biorreator.

Dessa maneira, a temperatura máxima atingida no biorreator de 5 metros de comprimento corresponde a temperatura máxima atingida em um biorreator de 2,5 m com a aeração convencional. A Figura 9 apresenta a comparação entre os perfis de temperatura obtidos para cada uma das aerações. O ponto de maior temperatura do biorreator com aeração convencional (da base para o topo) se encontra no topo do biorreator, já para a aeração central esse ponto se divide entre o topo e a base do biorreator, sendo que na aeração simultânea o ponto de máxima temperatura se encontra no centro do biorreator.

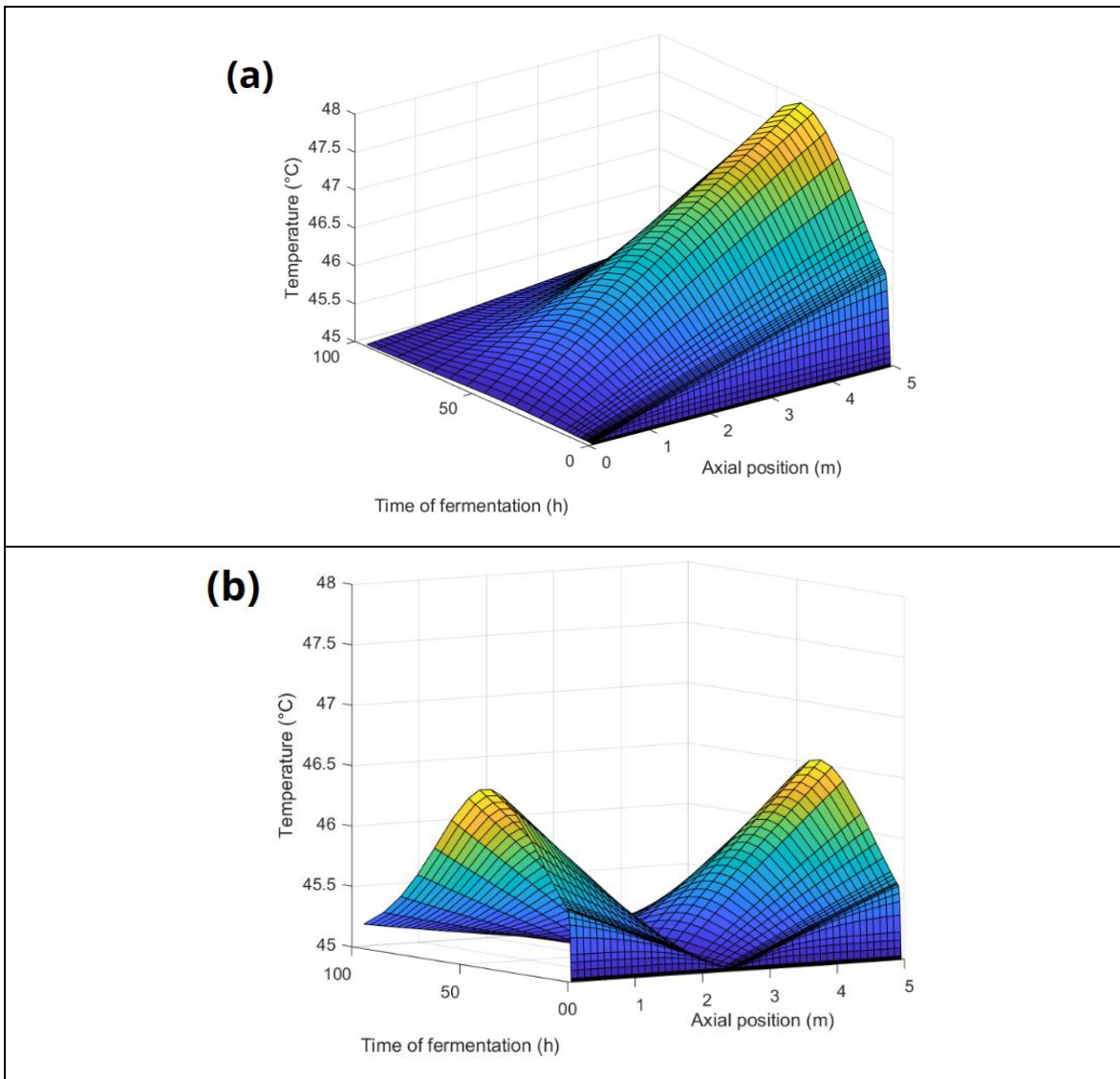
Figura 9. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *M. thermophila* (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.

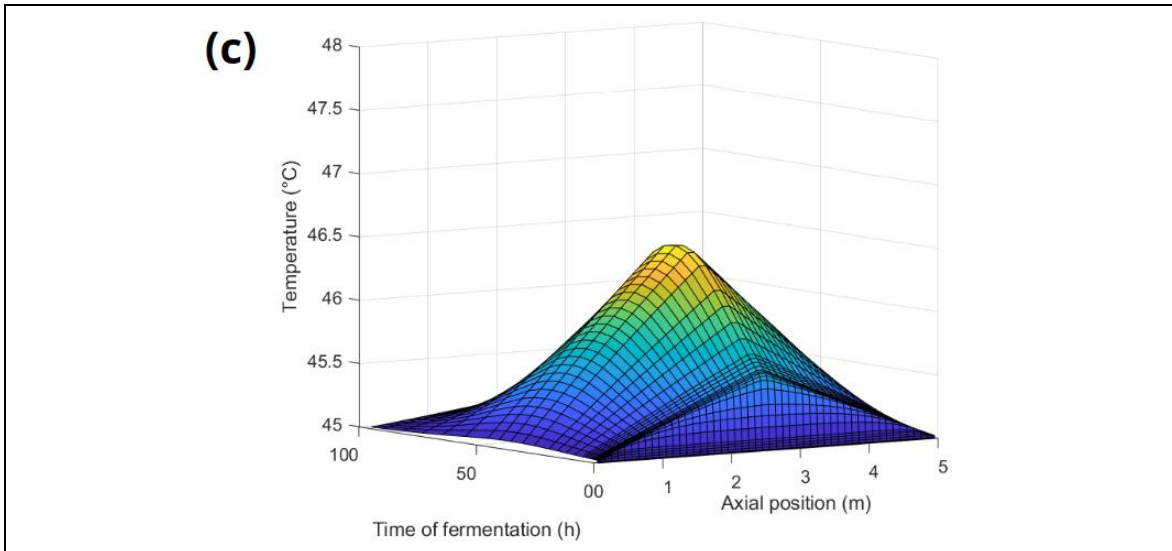


Fonte: Autoria Própria

A figura 10 expõe os perfis tridimensionais de temperatura de cada aeração em função do tempo de fermentação e da posição axial, permitindo a análise do deslocamento do ponto quente do biorreator.

Figura 10. Perfil predito de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial para o fungo *M. thermophila* (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.



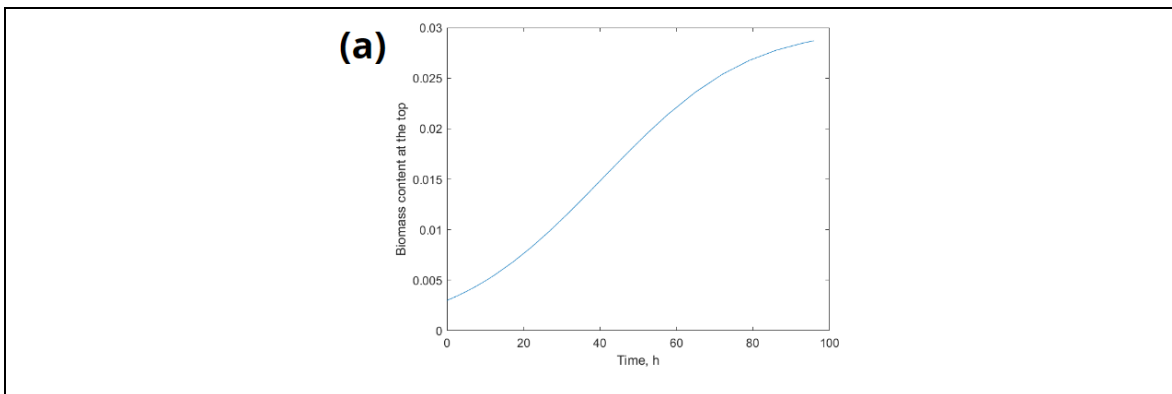


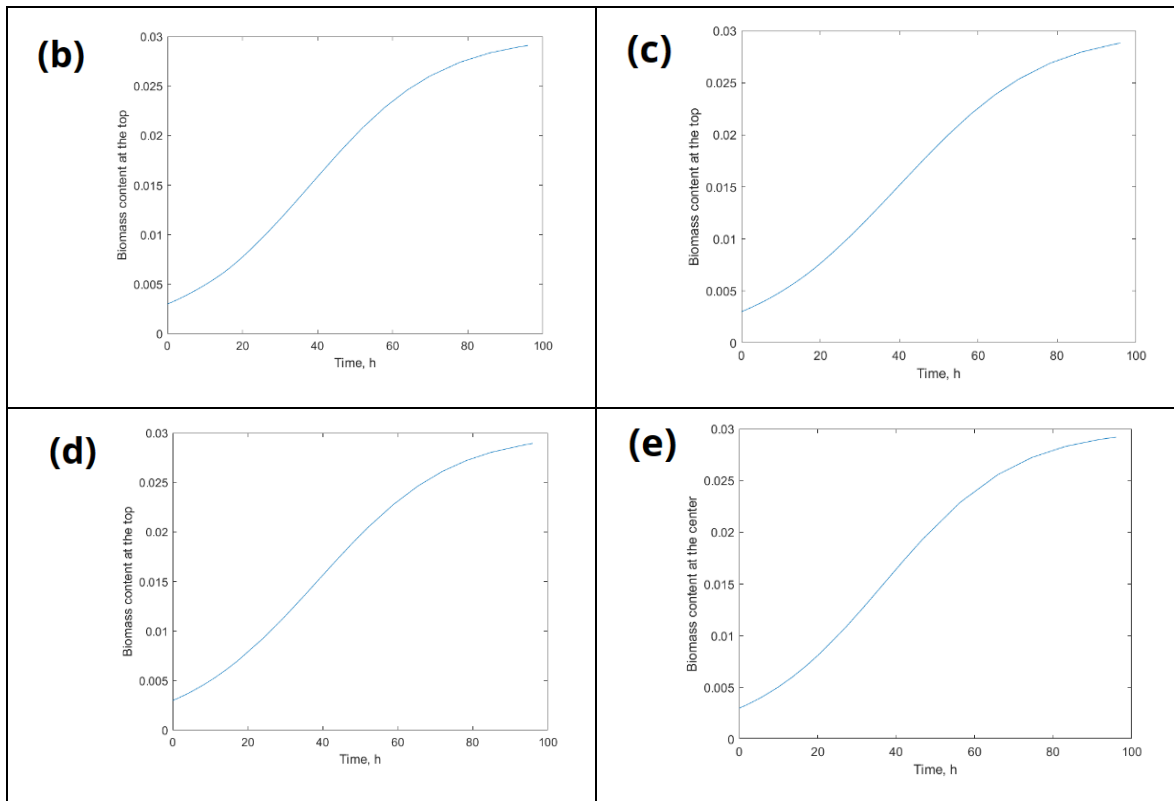
Fonte: Autoria Própria

A formação de altos gradientes de temperatura é um dos fatores impactantes na variação da concentração de biomassa ao longo do tempo de fermentação. Caso haja um grande acúmulo de calor no biorreator, a temperatura passa da temperatura máxima para atuação do microrganismo, afetando no crescimento celular.

Contudo, como o *M. thermophila* se trata de um fungo termofílico, ou seja, resistente a temperatura, a temperatura máxima que o biorreator pode atingir é de 55°C. Logo, a atuação desse fungo não foi afetada em nenhum dos experimentos simulados, como pode ser observado pela Figura 11 que ilustra os perfis preditos da concentração de biomassa no ponto axial de máxima temperatura.

Figura 11. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia (a) sem controle; (b) com variação da temperatura de entrada do ar à 16h do processo; (c) com variação da velocidade de aeração à 16h do processo; (d) com aeração central; (e) com aeração simultânea.





Fonte: Autoria Própria

A Figura 111 apresenta uma variação quase imperceptível na concentração de biomassa ao se comparar as simulações propostas para o fungo *M. thermophila* e demonstra que o fungo selecionado apresenta bom potencial para a utilização em biorreatores de FES. Contudo, serve de estudo para demonstrar a redução no gradiente de temperatura formado no biorreator.

5.2 *Aspergillus niger*

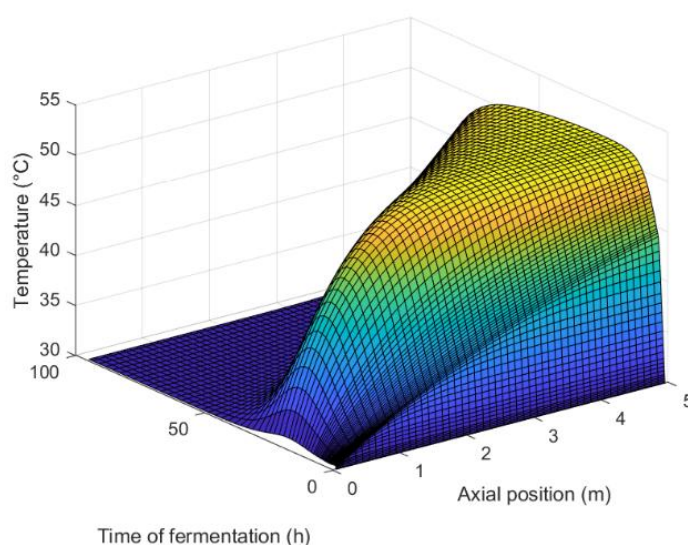
O *Aspergillus niger* se caracteriza como um fungo mesofílico, como já apresentado. Dessa maneira, diferente dos resultados obtidos na simulação para o *M. thermophila* nas quais a diminuição do gradiente de temperatura não impactou de forma significativa a concentração de biomassa do fungo, espera-se que haja um impacto relevante para esse fungo mesófilo, devido a maior sensibilidade à variação de temperatura.

A temperatura ótima para o *A. niger* fica em torno de 35°C, logo a aeração inicial do biorreator escolhida é de 30°C para otimizar a retirada de calor do biorreator já que esse fungo gera uma grande quantidade de calor metabólico (FANAIEI; VAZIRI, 2009). Nota-se que a temperatura máxima para o desenvolvimento deste fungo é de 52°C, temperaturas

superiores a 52°C afetam o crescimento e a produção de enzimas (FANAIEI; VAZIRI, 2009; GHILDYAL et al., 1994).

A Figura 12 apresenta o perfil predito de temperatura dentro do biorreator com o fungo *A. niger* em função do tempo e da posição axial, levando em consideração que nenhuma alteração sendo aplicada. Nota-se que para o fungo *M. thermophila*, Figura 5, o aumento de temperatura ao longo de todo o processo de fermentação é mais suave que para o *A. niger*.

Figura 12. Perfil de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial.



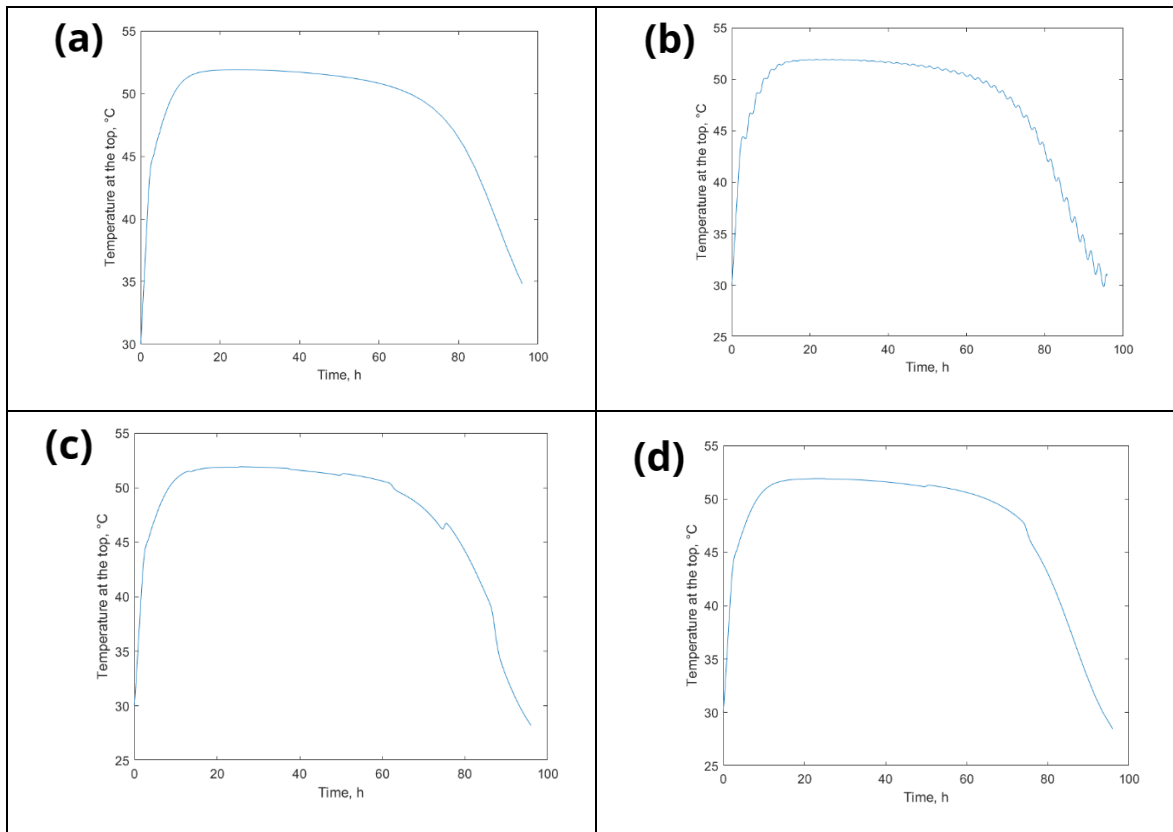
Fonte: Autoria Própria

Devido ao caráter mesófilo do *A. niger* observa-se a formação de um gradiente de temperatura superior a 20°C, tendo em vista que há um aumento de temperatura de 30°C no início da fermentação, atingindo um pico de 52°C em quase todo o comprimento do biorreator e se mantendo nessa temperatura durante parte considerável da fermentação. Em comparação com o *M. thermophila*, o gradiente de temperatura máximo atingido é inferior a 5°C. Logo, aplicou-se as alternativas propostas e já testadas com o *M. thermophila* para buscar uma redução no gradiente de temperatura do biorreator e otimizar o crescimento do microrganismo.

Em relação a alternativa de alteração da temperatura de entrada do ar percolado, aplicou-se 4 análises diferentes. A primeira análise consistiu em realizar a alteração da temperatura em apenas um ponto do processo, contudo não se obteve resultados relevantes tendo em vista que devido à alta liberação de calor metabólico, a temperatura dentro do biorreator aumentava rapidamente para a temperatura anterior, invalidando essa alternativa.

As outras análises visaram alterar a temperatura de entrada do ar em diversos momentos do processo sendo simulado alterações a cada 1h, 12h e a cada 24h. Vale ressaltar que a alteração da temperatura consistiu em uma variação de 30°C para 25°C na temperatura de entrada do ar durante 96h de fermentação. A Figura 13 apresenta as temperaturas previstas pelo tempo de fermentação para o ponto axial com maior acúmulo de temperatura, ou seja, no topo do biorreator para a aeração convencional da base para o topo.

Figura 13. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *A. niger* (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a temperatura do ar entre 30 e 25°C a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.

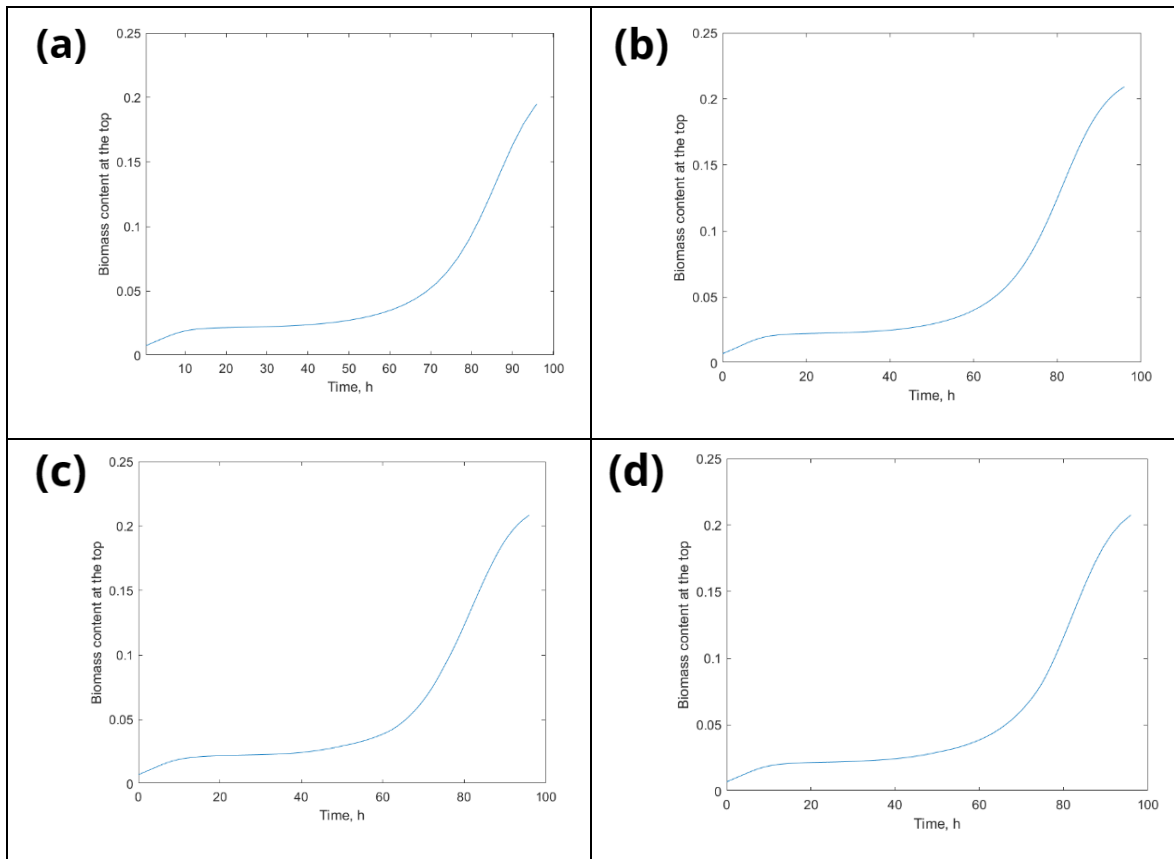


Fonte: Autoria Própria

As simulações com alteração na temperatura do ar de entrada a cada 12h e a cada 24h levam a uma variação na temperatura no topo do biorreator que retorna rapidamente à temperatura antes da alteração, se mostrando pouco eficaz na retirada de calor do biorreator. A Figura 13.b demonstrou a melhor resposta em relação a diminuição da temperatura no topo em relação as alternativas propostas alterando a temperatura de entrada do ar, a diminuição de temperatura é muito pequena, contudo, é possível observar uma pequena

alteração no crescimento do microrganismo, tendo em vista a Figura 14 que apresenta os perfis de concentração de biomassa para as alternativas apresentadas acima.

Figura 14. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para *A. niger* (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a temperatura do ar entre 30 e 25°C a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.



Fonte: Autoria Própria

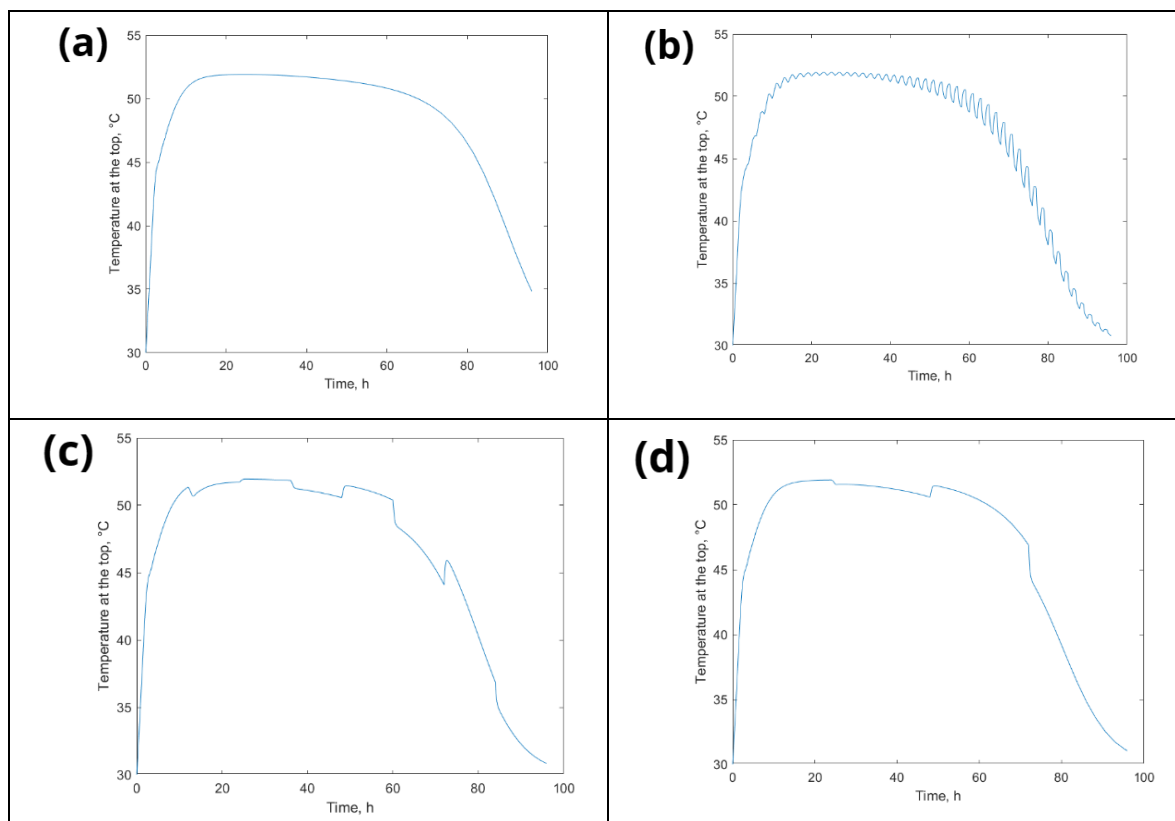
A concentração de biomassa máxima para o *A. niger* é de 0,22 $\text{kg}_{\text{biomassa}}/\text{kg}_{\text{substrato}}$, a simulação com alteração da temperatura de aeração a cada hora atingiu a maior concentração de biomassa no topo do biorreator ao final do processo, de 0,209 kg/kg . Entretanto, a concentração atingida com as alterações a cada 12h e a cada 24h foi basicamente igual, 0,208 e 0,206 kg/kg respectivamente. As 3 simulações obtiveram uma maior produção de biomassa no topo do biorreator ao final do processo.

Em relação a velocidade de aeração, simulou-se novamente alterações da variável a cada hora do processo, a cada 12h e a cada 24h. Tal como o observado para a variação da temperatura de aeração, não se obteve resultado significativo para diminuição do gradiente

de temperatura ao se realizar a alteração da temperatura em um único instante do processo devido ao grande calor metabólico liberado.

Iniciou-se a aeração alimentando o biorreator com uma corrente de ar a uma velocidade de 51 m/h (FANA EI; VAZIRI, 2009). As alterações no fluxo de ar ocorreram conforme cada intervalo de tempo estipulado, intercalando a velocidade de aeração entre 51 m/h e 68 m/h (GHILDYAL et al., 1994). Adotou-se o limite de 68 m/h de aeração com base nos estudos realizados por Ghildyal et al. (1994), tendo em vista o caráter filamentososo do fungo *A. niger*, ou seja, esse fungo apresenta hifas sensíveis a tensões de cisalhamento. Os perfis de temperatura com manipulação da variável velocidade de aeração estão dispostos na Figura 15.

Figura 15. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *A. niger* (a) sem estratégia de controle; (b) alterando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.



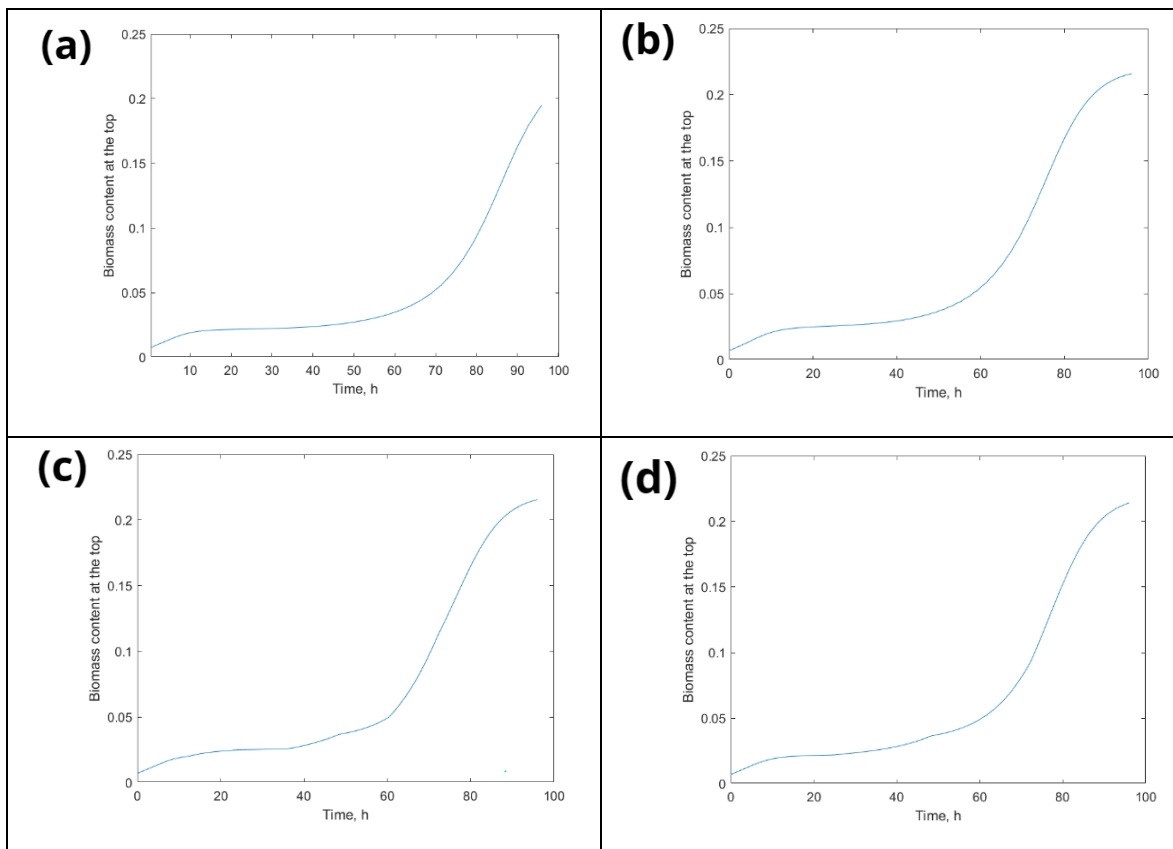
Fonte: Autoria Própria

A variação na velocidade de aeração proporcionou uma maior redução do gradiente de temperatura em relação as simulações variando a temperatura de aeração, indicando uma

maior eficiência nesse método. Nota-se que a melhor redução corresponde ao processo com variação a cada 12h, tendo em vista não só a figura 15 como a figura 16 que apresenta a concentração de biomassa atingida no topo do biorreator.

Tal como para a simulação anterior, nota-se apenas uma diferença mínima entre as concentrações de biomassa, entretanto essa diferença indica uma maior concentração para a variação da vazão a cada 12h. Dessa maneira, ambos as metodologias não apresentaram resultados satisfatórios para a redução do gradiente de temperatura dentro do biorreator. Ressalta-se a necessidade futura de se realizar testes experimentais com a variação do fluxo de aeração devido a sensibilidade do fungo.

Figura 16. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para *A. niger* (a) sem estratégia de controle; (b) alternando a velocidade de aeração de 51 m/h para 68 m/h a cada 1 h de processo; (c) alternando a cada 12 h de processo; (d) alternando a cada 24 h de processo.

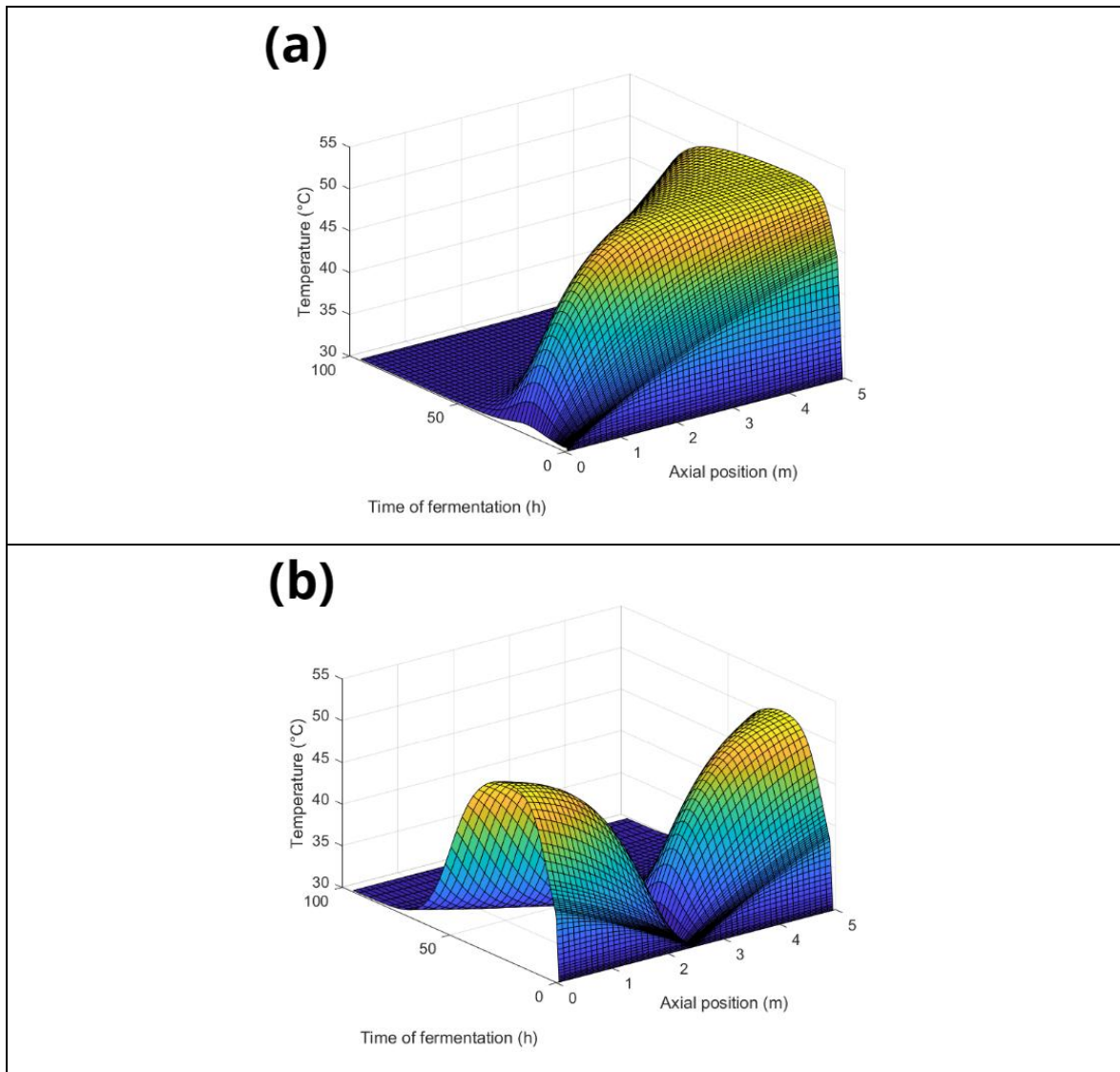


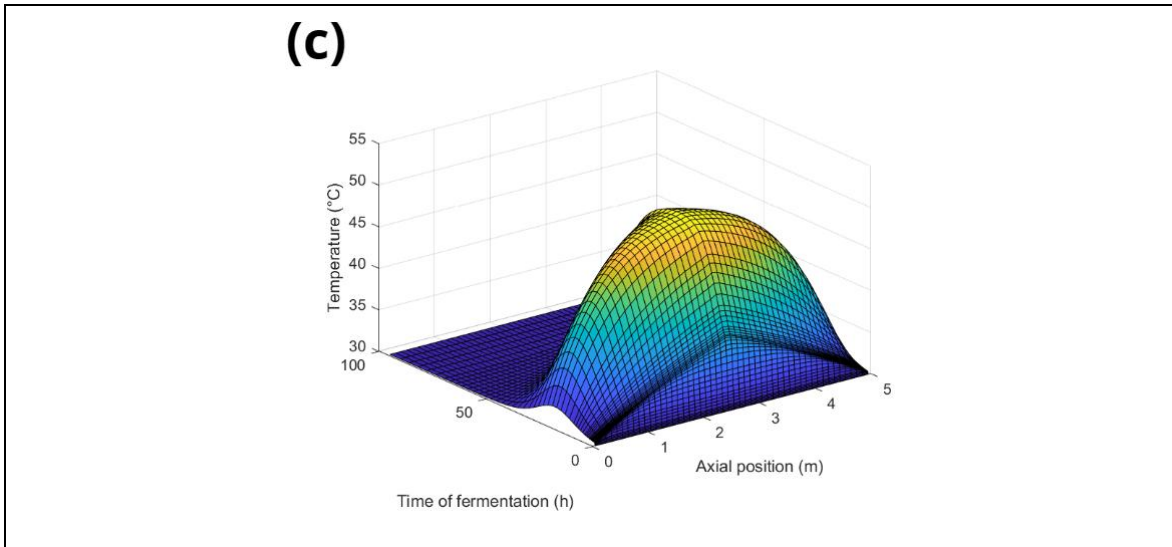
Fonte: Autoria Própria

Prosseguiu-se com a análise das alternativas propostas para comparação com a variação da temperatura de aeração e da vazão de aeração. Para isso, simulou-se os

biorreatores com métodos de aeração distintos, a aeração central e aeração simultânea. A Figura 17 apresenta os perfis de temperatura pelo tempo e comprimento do biorreator para ser possível observar o deslocamento do ponto de máxima temperatura pelo biorreator.

Figura 17. Perfil predito de temperatura pelo tempo de fermentação e pela posição axial para o fungo *A. niger* (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.

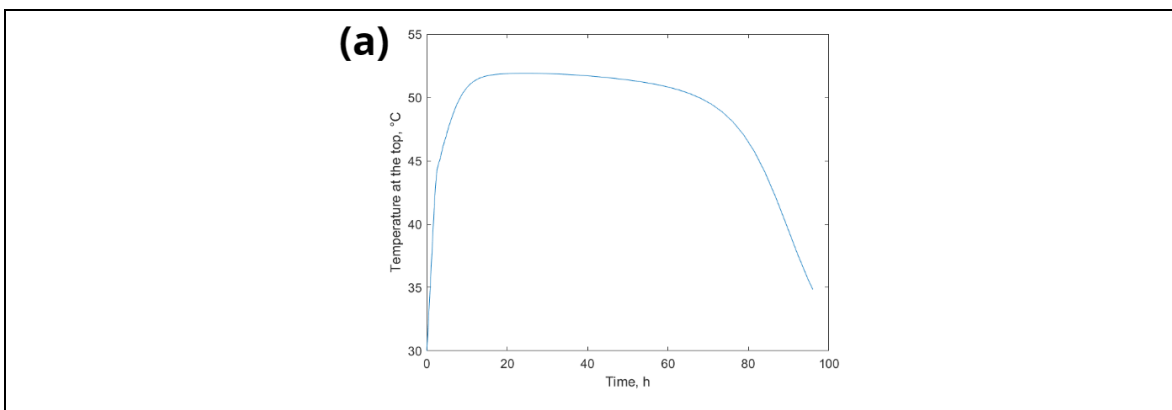


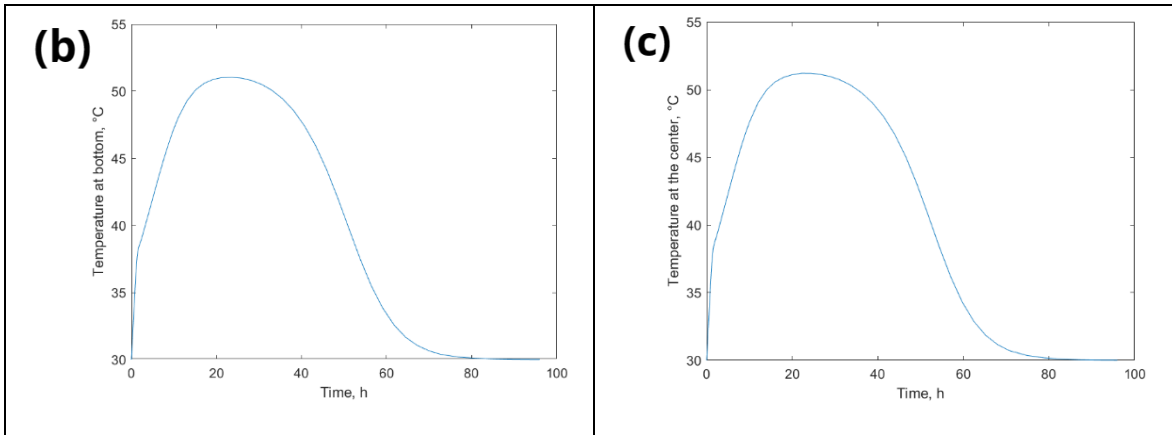


Fonte: Autoria Própria

Com as alternativas de aeração propostas, observou-se um deslocamento do ponto de maior acúmulo de temperatura do biorreator do topo para o centro, no caso da aeração simultânea, ou dividido entre a base e o topo do biorreator, no caso da aeração central. Em ambos os casos, teve-se uma diminuição do período em que o biorreator permanece a altas temperaturas, em comparação com o modelo convencional. A Figura 18 ilustra a temperatura do biorreator ao longo do período de fermentação no ponto com maior acúmulo de energia para melhor observação das temperaturas máximas atingidas no processo.

Figura 18. Temperaturas previstas no ponto do leito com maior acúmulo de energia em função do tempo para *A. niger* (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.



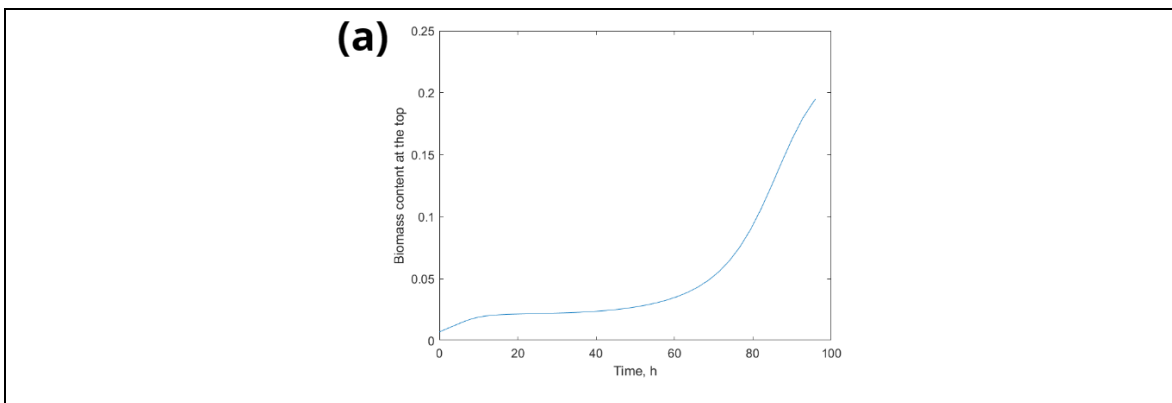


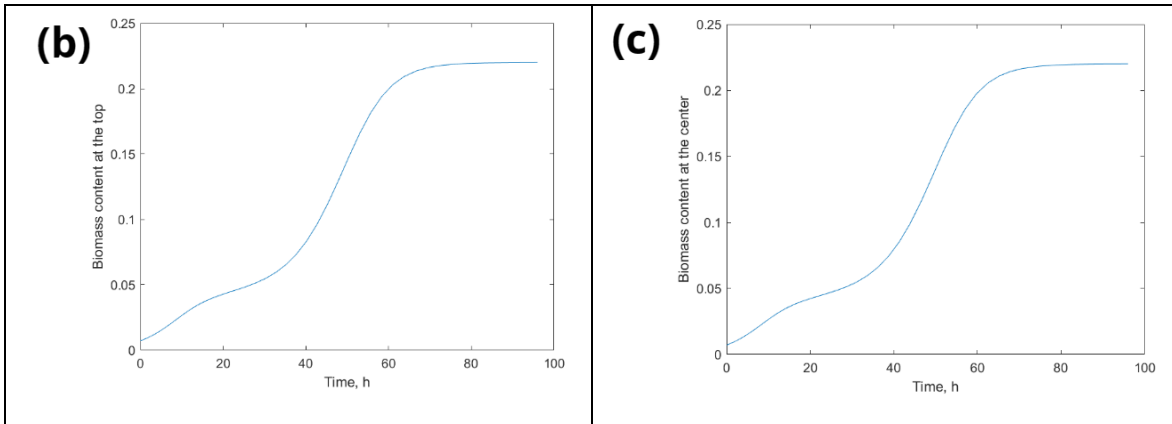
Fonte: Autoria Própria

Os modelos de aeração central e simultânea apresentaram resultados similares de desempenho com perfis de temperatura muito similares, tal como já observado para o *M. thermophila*. No caso do *A. niger*, observou-se que ao aplicar os métodos de aeração central ou simultânea, o biorreator permanece durante um menor período em temperaturas superiores a 50°C. Tanto para a aeração central (fig. 16.b) quanto para a aeração simultânea (fig. 16.c) nota-se que a temperatura no ponto de maior acúmulo começa a diminuir após cerca de 40 horas de processo, já para a aeração convencional (fig. 16.a) a temperatura decai para valores inferiores a 50°C apenas após 80h de processo, aproximadamente.

A diminuição desse gradiente de temperatura ao longo do processo promoveu um resultado expressivo na concentração de biomassa no ponto de maior acúmulo de energia do biorreator, conforme a Figura 19.

Figura 19. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação na posição axial com maior acúmulo de energia para *A. niger* com (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.



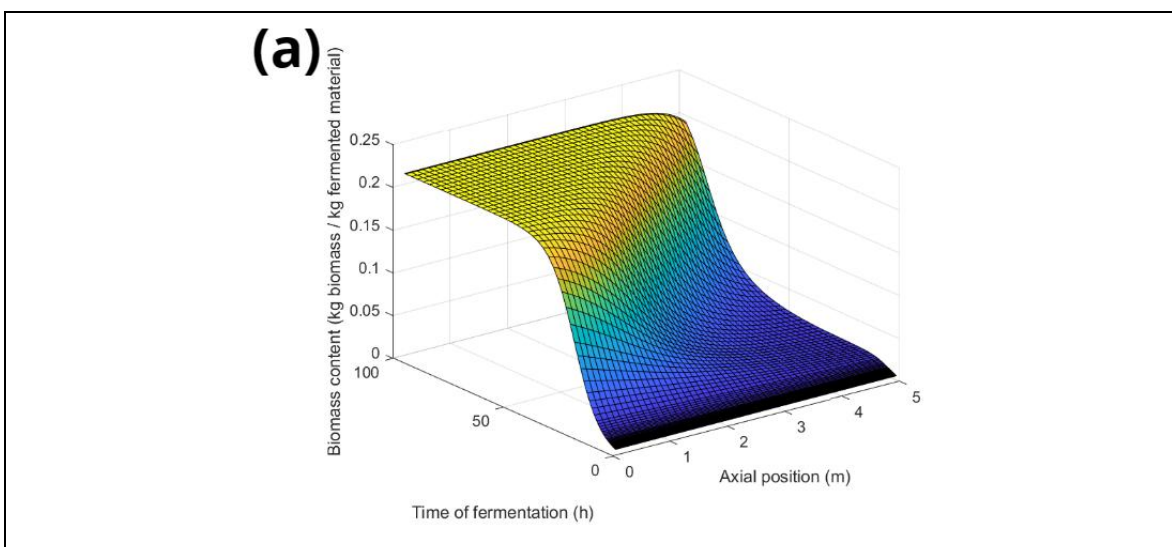


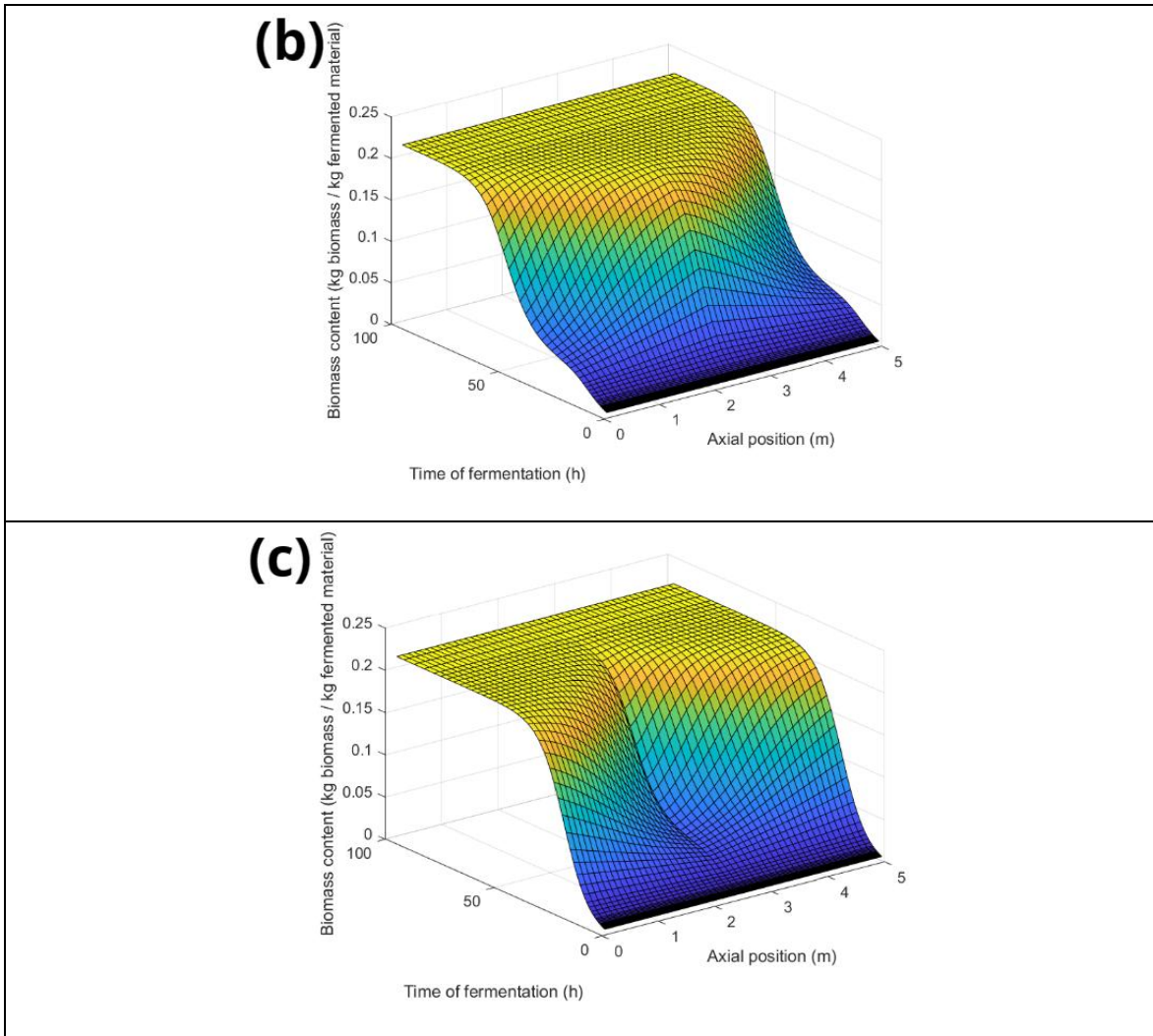
Fonte: Autoria Própria

Dessa maneira, demonstra-se a efetividade desses métodos de aeração modificada em comparação com o método convencional, que proporcionou um maior desenvolvimento do fungo durante o processo e atingiu uma concentração máxima de biomassa de 0,22 $\text{kg}_{\text{biomassa}}/\text{kg}_{\text{substrato}}$ em cerca de 60 horas de processo, enquanto com aeração convencional se atinge no final da fermentação uma concentração de biomassa de apenas 0,195 $\text{kg}_{\text{biomassa}}/\text{kg}_{\text{substrato}}$.

Em relação aos outros pontos do biorreator, a Figura 20 apresenta o perfil da concentração de biomassa predita pelo tempo de fermentação e pela posição axial em comparação entre os 3 métodos de aeração e demonstra a influência positiva da aeração central e da aeração simultânea na concentração de biomassa por todo o biorreator.

Figura 20. Perfil predito da concentração de biomassa pelo tempo de fermentação e pela posição axial para *A. niger* com (a) aeração convencional; (b) aeração central; (c) aeração simultânea.





Fonte: Autoria Própria

Em comparação com os resultados obtidos para as alterações na temperatura de aeração e na vazão de aeração, observou-se o melhor desempenho na redução do gradiente de temperatura e, conseqüentemente, maior concentração de biomassa ao longo da fermentação para os métodos de aeração modificados, tanto aeração central quanto aeração simultânea.

As simulações para o *A. niger* demonstram um efeito benéfico na utilização de alternativas para controlar o gradiente de temperatura, em específico nos métodos de aeração modificados, demonstrando vantagem considerável na utilização desses métodos em relação a aeração convencional, tendo em vista a redução considerável do período em que o biorreator opera a temperaturas muito superiores a temperatura ótima e próxima da temperatura máxima possível para o fungo.

5.3 Comparação entre avaliação experimental e por modelagem matemática da aeração com inversão de fluxo

Henrique (2022) realizou a simulação de um sistema de aeração com inversão de fluxo vinculado com o aumento da temperatura do meio para um biorreator de leito empacotado de FES, com auxílio do modelo matemático de fases heterogêneas e bidimensional proposto por Casciatori et al. (2016).

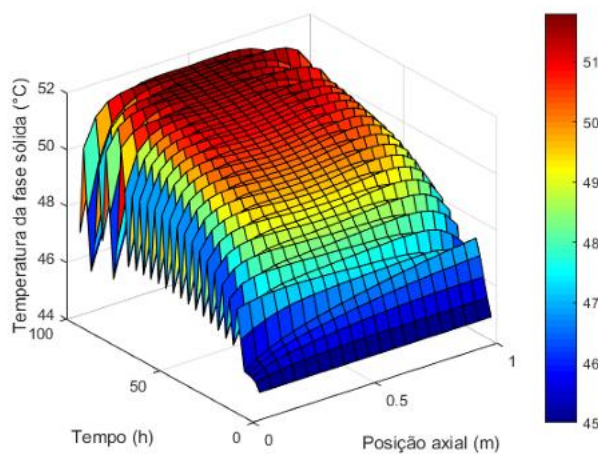
O modelo utilizado por Henrique (2022) considerou a transferência de calor na direção axial e radial, além de apresentar balanços de energia e água para a fase sólida e para a fase gasosa. O estudo realizado considerou o substrato misto de 7:3 em massa de bagaço de cana e farelo de trigo, respectivamente, com o *Myceliophthora thermophila* I-1D3b como microrganismo de estudo para a produção de celulase, tal como o presente trabalho.

O autor, com o intuito de se aproximar de um biorreator com aplicabilidade industrial, simulou um leito com 50m³, considerado uma altura de 10 m e um diâmetro interno de 2,545 m. Em relação a aeração, adotou-se uma vazão de ar de 15,76 m³/h. O biorreator simulado atingiu temperaturas máximas de 53°C para a fase sólida e gasosa.

Como forma de controle operacional, Henrique (2022) propôs a inversão do fluxo de ar baseado nos perfis de temperatura máxima no biorreator, de forma que caso algum modulo da base até o meio do biorreator se encontrasse com temperatura acima de 47°C, o sistema passaria aerar em condição descendente, a partir do topo do biorreator, ou vice e versa.

Dessa maneira, o autor conseguiu reduzir as temperaturas máximas obtidas no biorreator para 51°C, conforme figura 21.

Figura 21. Perfil de temperatura simulado por Henrique (2022) para inversão de fluxo de aeração.



Fonte: HENRIQUE, 2022

Sales (2023) adotou uma estratégia de controle similar para sua avaliação experimental do gradiente de temperatura de um biorreator de leito empacotado com o *Myceliophthora thermophila* I-1D3b para produção de celulase. Contudo, o autor adotou como substrato uma mistura 3:7 em massa de bagaço de cana e farelo de trigo, respectivamente, se diferenciando dos dados utilizados por este trabalho e por Henrique (2022).

O experimento conduzido pelo autor utilizou módulos fermentativos de 12,3 cm de diâmetro interno e 11 cm de altura, contando com 6 módulos, sendo 2 módulos para a entrada e saída do ar. A cada 24h, o autor realizou a inversão do sentido de escoamento do ar, onde observou-se uma redução da temperatura máxima obtida de 53,2°C para 51,7°C.

Observa-se então que os resultados experimentais de Sales (2023) e os resultados de simulação de Henrique (2022) apresentam coerência entre si, de forma que apresentaram reduções similares de temperatura com a metodologia de inversão de fluxo.

Em comparação com a metodologia adotada no presente trabalho, a proposta de aeração pelo módulo central ou por aeração simultânea apresentam a vantagem de diminuir o tamanho do biorreator aerado pela metade, otimizando a retirada de calor pelo ar. Contudo, os estudos apresentados indicam que o estudo de modificações na proposta de aeração dos biorreatores representa a alternativa promissora para redução do gradiente de temperatura e otimização desses biorreatores para a escala industrial.

6. CONCLUSÃO

Os objetivos do presente trabalho, focados no estudo do gradiente de temperatura formado na fermentação em estado sólido (FES) em biorreatores de leito empacotado, foram atingidos com sucesso.

A primeira etapa, que consistiu na elaboração de programas computacionais no software MATLAB para predição dos perfis de temperatura e concentração de biomassa dos fungos estudados, permitiu a obtenção de perfis preditos que corroboram com perfis experimentais observados na literatura. Para isso, analisaram-se 4 alternativas propostas para a redução do gradiente de temperatura formado: a variação da temperatura do ar percolante, a variação da vazão de aeração e 2 modelos de aeração modificados, com aeração central ou aeração simultânea por ambas as extremidades.

Na análise do fungo *Myceliophthora thermophila* I-1D3b, o modelo permitiu observar o melhor desempenho das alternativas de aeração central e simultânea para redução do gradiente de temperatura formado, contudo a observação do perfil predito da concentração de biomassa demonstrou que a redução de temperatura obtida não proporcionou uma melhora significativa no cultivo do fungo, tendo em vista que o *M. thermophila* é um fungo termófilo e, conseqüentemente, mais resistente a alterações de temperatura e capazes de se desenvolver a temperaturas superiores.

Na aplicação dos algoritmos de simulação para o estudo do fungo *Aspergillus niger*, o modelo possibilitou observar o melhor desempenho, novamente, das alternativas de aeração central e simultânea para a redução do gradiente de temperatura formado. Em contrapartida ao observado para o *M. thermophila*, os perfis preditos da concentração de biomassa indicaram que a não elevação da temperatura no processo com *A. niger* promoveu um aumento significativo na concentração, indicando um melhor cultivo do fungo ao longo do biorreator, devido ao caráter mesófilo desse fungo.

Diante do exposto, conclui-se que o biorreator de leito empacotado empregando um modelo de aeração modificado, seja aeração central ou aeração simultânea, pode promover um ambiente mais propício para o desenvolvimento de fungos mesófilos como o *Aspergillus niger*. Entretanto, é necessário a realização de experimentos práticos para corroborar esses resultados.

Os estudos de Henrique (2022) e Sales (2023) avaliados, em conjunto com as propostas deste trabalho, corroboram para a conclusão de que modificações no sistema de aeração

como aeração com inversão de fluxo ou aeração simultânea pelas extremidades apresentam perspectiva positiva para o futuro da fermentação em estado sólido em biorreator de leito empacotado, sendo necessário maior aprofundamento em temas similares para que futuramente a FES se torne competitiva industrialmente.

Dessa maneira, como sugestão para futuros trabalhos, propõe-se o aprofundamento dos métodos propostos em experimentos para validação dos dados preditos. Por fim, propõe-se o aprofundamento nos modelos de transferência de calor em biorreatores de leito empacotado, para a realização das análises realizadas considerando a transferência de calor radial.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGROSTAT, MAPA. Estatísticas de Comércio Exterior do Agronegócio Brasileiro. MAPA. Ministério da Agricultura, Pecuária e do Abastecimento. Disponível em: <https://mapa-indicadores.agricultura.gov.br/publico/extensions/Agrostat/Agrostat.html>. Acesso em: 20 de Abril de 2025.

AGUIAR, H. R. R. D. Produção de etanol de segunda geração. 2017. 85 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2017.

ANDRADE, J. V. D. O. Investigação experimental e modelagem do efeito da temperatura sobre a produção de lipases por *Aspergillus niger* C em cultivo em estado sólido. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química), Universidade Federal de São Carlos. 2022.

ARAGÃO, A.; CONTINI, E. O agro no Brasil e no Mundo: uma síntese do período de 2000 a 2020. Embrapa SIRE, 2021.

BELIK, W. Agroindústria processadora e política econômica. Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Instituto de Economia, Campinas, SP. 1992.

BÜCK, A.; CASCIATORI, F. P.; THOMÉO, J. C.; TSOTSAS, E. Model-based control of enzyme yield in solid-state fermentation. *Procedia Engineering*. Anais...Elsevier Ltd, 2015.

CALIXTO, L. O. Simulação da transferência de calor em um biorreator de leite empacotado operado em modo pseudo-contínuo (BLEPC) para fermentação em estado sólido (FES). Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química), Universidade Federal de São Carlos. 2019.

CARVALHO, L. M. D.; SANTOS, C. H. M. D. Desempenho do PIB em 2024-quarto trimestre e acumulado no ano. 2025.

CASCIATORI, F. P. Obtenção de parâmetros físicos e térmicos para projeto e simulação de biorreatores de fermentação em estado sólido em leito fixo. 2011. 120f. Dissertação (Mestrado). Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista “Julio de Mesquita Filho”, São José do Rio Preto, 2011.

CASCIATORI, F. P. Produção de celulasas fúngicas por fermentação em estado sólido: ampliação de escala de biorreatores de leito fixo. Tese (Doutorado em Engenharia e Ciências de Alimentos). Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (UNESP). 2015.

CASCIATORI, F. P.; BÜCK, A.; THOMÉO, J. C.; TSOTSAS, E. Two-phase and two-dimensional model describing heat and water transfer during solid-state fermentation within a packed-bed bioreactor. *Chemical Engineering Journal*, v. 287, p. 103-116, 2016.

CEPEA. Centro De Estudos Avançados Em Economia Aplicada. PIB AGRO. Disponível em: <https://www.cepea.org.br/br/pib-do-agronegocio-brasileiro.aspx>. 2025.

CUNHA, D. C. D. Modelagem, simulação e otimização de biorreatores de leito fixo para fermentação/bioprocessos em estado sólido. 2009.

EISENTRAUT, A. Sustainable production of second-generation biofuels: potential and perspectives in major economies and developing countries. 2010.

FANAEI, M. A.; VAZIRI, B. M. Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, v. 48, n. 1, p. 446–451, jan. 2009.

FARINAS, C. S.; PIROTA, R.; FONSECA, R.; BERTUCCI NETO, V. Desenvolvimentos em fermentação em estado sólido para produção de enzimas de interesse agroindustrial. Embrapa Instrumentação-Capítulo em livro científico (ALICE), 2014.

GHILDYAL, N. P.; GROWTHAMAN, M. K.; RAO, K. R.; KARANTH, N. G. Interaction of transport resistances with biochemical reaction in packed-bed solid-state fermentors:

effect of temperature gradients. *Enzyme and microbial technology*, v. 16, n. 3, p. 253-257, 1994.

GÍRIO, F. M.; FONSECA, C.; CARVALHEIRO, F.; DUARTE, L. C.; MARQUES, S.; BOGEL-LUKASIK, R. Hemicelluloses for fuel ethanol: A review. *Bioresource technology*, v. 101, p. 4775-4800, jul., 2010.

GOMES, E.; GUEZ, M. A. U.; MARTIN, N.; SILVA, R. D. Enzimas termoestáveis: Fontes, Produção e Aplicação Industrial, *Química Nova*. V. 30, n. 1, p. 136-145, 2007.

GRAJALES AGUDELO, L. M. Avaliação de um biorreator rotativo para fermentação em estado sólido. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciências de Alimentos). Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (UNESP). 2010.

HENRIQUE, J. P. Modelagem matemática e desenvolvimento de estratégias de controle automático de biorreator de leito fixo para a produção de celulases fúngicas por cultivo em estado sólido. Tese de doutorado. Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (UNESP). 2022.

MAFRA, N. S. C.; CASCIATORI, F. P. Efeito da taxa de aeração sobre a produção de enzimas celulolíticas por fungo termofílico cultivado em estado sólido em leito empacotado. 2022.

MARTINS, C. Z. Avaliação da produção de etanol de segunda geração. 2018. 40 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2018.

MATSUURA, F. C. A. U. Estudo do albedo de maracujá e de seu aproveitamento em barra de cereais. Campinas: Universidade Estadual de Campinas, 2005.

MARZO, C.; DÍAZ, A. B.; CARO, I.; BLANDINO, A. Valorization of agro-industrial wastes to produce hydrolytic enzymes by fungal solid-state fermentation. *Waste Management and Research*, v. 37, n. 2, p. 149–156, 2019.

MISHIMA, D.; TATEDA, M.; IKE, M.; FUJITA, M. Comparative study on chemical pretreatments to accelerate enzymatic hydrolysis of aquatic macrophyte biomass used in water purification processes. *Bioresource technology*, v. 97, n. 16, p. 2166-2172, 2006.

MITCHELL, D. A.; KRIEGER, N.; BEROVIC, M. Solid-state fermentation bioreactors: fundamentals, design and operation. Berlin: Springer-Verlag, 2006.

OLIVEIRA, A. C. D.; VARGAS, J. V. C.; RODRIGUES, M. L. F.; MARIANO, A. B. Utilização de resíduos da agroindústria para a produção de enzimas lipolíticas por fermentação submersa. *Revista Brasileira de Produtos Agroindustriais*, v. 15, n. 1, p. 19-26, 2013.

PANDEY, A.; SOCCOL, C. R.; NIGAM, P.; SOCCOL, V. T. Biotechnological potential of agro-industrial residues. I: sugarcane bagasse. *Bioresource technology*, v. 74, n. 1, p. 69-80, 2000.

PARISI, F. Advances in lignocellulosic hydrolysis and in the utilisation of the hydrolysates. *Adv. Biochem. Eng.*, 38:53-87, 1989.

RODRIGUES, N. A.; DE SÁ, D. O. M.; CASCIATORI, F. P. Biorreatores de leite empacotado para fermentação em estado sólido: um panorama atual do estado da arte. p. 1-388-416. 2020.

ROSA, M. F.; SOUZA FILHO, M. S. M.; FIGUEIREDO, M. C. B.; MORAIS, J. P. S.; SANTAELLA, S. T.; LEITÃO, R. C. Valorização de resíduos da agroindústria. II Simpósio internacional sobre gerenciamento de resíduos agropecuários e agroindustriais-II SIGERA, v. 1, n. 2011, p. 98-105, 2011.

SALES, E. H. Análise da transferência de calor e parâmetros térmicos em leite empacotado de fermentação em estado sólido. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2023.

SANGSURASAK, P.; MITCHELL, D. A. The investigation of transient multidimensional heat transfer in solid state fermentation. *Chemical Engineering Journal*, v. 60, p. 199-204, 1995a.

SANGSURASAK, P.; MITCHELL, D. A. Incorporation of death kinetics into a 2-dimensional dynamic heat transfer model for solid state fermentation. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, v. 64, n. 3, p. 253-260, 1995b.

SANGSURASAK, P.; MITCHELL, D. A. Validation of a model describing two-dimensional heat transfer during solid-state fermentation in packed bed bioreactors. *Biotechnology and bioengineering*, v. 60, n. 6, p. 739-749, 1998.

SANTIAGO, B. L. S.; RODRIGUES, F. D. A. Processamento de biomassa lignocelulósica para produção de etanol: uma revisão. 2017.

SANTOS, P. S. D.; SOLIDADE, L. S.; SOUZA, J. G. B.; SAMPAIO, G.; BRAGA JR, A. C. R.; ASSIS, F. G. D. V. D.; LEAL, P. L. Fermentação em estado sólido em resíduos agroindustriais para a produção de enzimas: uma revisão sistemática. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*. 4(2), 0181–0188. 2018.

SAUCEDO-CASTAÑEDA, G.; GUTIERREZ-ROJAS, M.; BACQUET, G.; RAIMBAULT, M.; VINIEGRA-GONZALEZ, G. Heat transfer simulation in solid substrate fermentation. *Biotechnology and bioengineering*, v. 35, n. 8, p. 802-808, 1990.

SCHUTYSER, M. A. I.; BRIELS, W. J.; BOOM, R. M.; RINZEMA, A. Combined discrete particle and continuum model predicting solid-state fermentation in a drum fermentor. *Biotechnology and bioengineering*, v. 86, n. 4, p. 405-413, 2004.

SHOJA, A. S.; HAMIDI, E. Z.; HEJAZI, P.; VASHEGHANI, F. E.; RINZEMA, A. Evaluation of strategies for temperature and moisture control in solid state packed bed bioreactors. *Iranian Journal of Biotechnology*. 2007.

SILVA, J. D. S.; MALTA, V. R. D. S.; SANTOS-ROCHA, M. S. D.; ALMEIDA, R. M.; GOMES, M. A.; VICENTE, C. D.; BARBOSA, K. L. Hidrólise enzimática, fermentação e

produção de biocombustíveis através da coroa de Ananas comosus. Química Nova, v. 41, p. 1127-1131, 2018.

SILVA, V. S.; GARCIA, C. D. A.; DA SILVA, C. M. O destino do bagaço da cana-de-açúcar: um estudo a partir das agroindústrias sucroalcooleiras do Paraná. Revista em Agronegócio e Meio Ambiente, v. 3, n. 1, p. 59-76, 2010.

SCOPUS. Número de publicações sobre “solid-state fermentation” entre 1972 e 2024. Disponível em: <<https://www.scopus.com>>. Acesso em: 5 abr. 2025.

SOUZA SILVA, L.; CASSIANO, A. M.; KUPSKI, L. Fermentação em estado sólido e submerso para produção de celulase: revisão bibliográfica. International Journal Education and Teaching, 4 jul. 2021.

UNICA, histórico de produção e moagem da safra de 2023/24. Observatório da Cana, 2025. Disponível em: www.observatoriodacana.com.br. Acesso em: 2 mai. 2025.

VON MEIEN, O. F.; MITCHELL, D. A. A two-phase model for water and heat transfer within an intermittently-mixed solid-state fermentation bioreactor with forced aeration. Biotechnology and Bioengineering, v. 79, n. 4, p. 416–428, 20 ago. 2002.

VON MEIEN, O. F.; LUZ JR, L. F.; MITCHELL, D. A.; PÉREZ-CORREA, J. R.; AGOSIN, E.; FERNÁNDEZ-FERNÁNDEZ, M.; ARCAS, J. A. Control strategies for intermittently mixed, forcefully aerated solid-state fermentation bioreactors based on the analysis of a distributed parameter model. Chemical Engineering Science, v. 59, n. 21, p. 4493-4504, 2004.

ZABED, H.; SAHU, J. N.; BOYCE, A. N.; FARUQ, G. Fuel ethanol production from lignocellulosic biomass: an overview on feedstocks and technological approaches. Renewable and sustainable energy reviews, v. 66, p. 751-774, 2016.

ZANELATO, A. I.; SHIOTA, V. M.; GOMES, E.; SILVA, R. D.; THOMÉO, J. C. Endoglucanase production with the newly isolated *Myceliophthora sp.* i-1d3b in a packed bed solid state fermentor. Brazilian Journal of Microbiology, v. 43, p. 1536-1544, 2012.