

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

**SIMULAÇÃO DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM BIORREATOR DE
LEITO EMPACOTADO OPERADO EM MODO PSEUDO-CONTÍNUO (BLEPC)
PARA FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO (FES)**

Lucas de Oliveira Calixto

Trabalho de Graduação apresentado ao
Departamento de Engenharia Química da
Universidade Federal de São Carlos

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

São Carlos – SP
2019

BANCA EXAMINADORA

Trabalho de Graduação apresentado no dia 10 de dezembro de 2019 perante a seguinte banca examinadora:

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

Convidado: Prof. Dr. Felipe Fernando Furlan , DEQ/UFSCar

Professor da Disciplina: Mônica Lopes Aguiar, DEQ/UFSCar

AGRADECIMENTOS

Agradeço à minha família por proporcionar todo o suporte necessário para a conclusão da minha graduação, nunca deixando de acreditar em mim.

Agradeço à Carolina Fialho Martins por todo o apoio durante a elaboração deste trabalho de conclusão de curso.

Agradeço à Prof.^a Dr.^a Fernanda Perpétua Casciotori por aceitar o desafio de me orientar neste trabalho.

Agradeço a todos os professores do departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos pela dedicação no ato de ensinar.

Agradeço aos meus amigos e colegas que conheci durante a graduação por me acompanharem nessa jornada.

Muito obrigado a todos.

RESUMO

No cenário mundial atual, faz-se cada vez mais necessária a busca pela utilização de fontes renováveis e métodos economicamente viáveis na produção de energia. Em países em desenvolvimento e com alta disponibilidade de áreas agricultáveis, existe a possibilidade de exploração de culturas agrícolas e florestais para obtenção de biomassa com potencial para produção de bioenergia. Neste contexto, a produção de enzimas necessárias à síntese de biocombustíveis pode representar importante passo para a viabilidade econômica das rotas de produção. Devido à necessidade de pré-tratamento ácido e/ou a quente na biomassa utilizada para produção de bioetanol de segunda geração e biodiesel, a fermentação em estado sólido figura como bioprocessos alternativo para a produção dessas enzimas, pois favorece a adaptação de fungos filamentosos termofílicos que produzem enzimas termoestáveis atuantes em pHs ácidos. A ausência de movimentação em biorreatores de leito empacotado (BLE) é ideal para o crescimento de fungos filamentosos, sensíveis ao cisalhamento. Porém, BLEs estão sujeitos a redução do rendimento por conta de superaquecimento e secagem do meio devido à percolação de ar, além de ter a sua aplicabilidade industrial dificultada por não permitirem um processo contínuo. O presente trabalho de conclusão de curso apresentou dados obtidos via simulação em MATLAB para um modo de processo pseudo-contínuo, visando descrever os perfis de temperatura e crescimento microbiano de biorreator modular de leito empacotado com fluxo pistonado semi-contínuo intermitente ao longo do processo de fermentação em estado sólido (FES). Foram estudados dois fungos filamentosos – *Myceliophthora thermophila* e *Aspergillus niger* – para diferentes tempos de troca modular, obtendo-se até 1,67% de redução de temperatura máxima no biorreator quando comparado a batelada tradicional. Apesar de ainda serem necessários estudos para avaliar a aplicabilidade do reator modular em processos industriais, este mostrou-se como uma alternativa promissora para aplicação da FES, apresentando redução na temperatura máxima da fermentação e possibilitando um fluxo semi-contínuo de processo, com retirada de produto final de fermentação com período equivalente ao tempo de troca de módulos.

Palavras-chave: *Fermentação em estado sólido, Biorreatores, Leito empacotado.*

ABSTRACT

The pursuit of renewable energy sources and economically viable methods in energy production has become imperative nowadays. In developing countries with high availability of arable land, there is the possibility of exploring agricultural and forest crops to obtain biomass with potential for bioenergy production. Producing enzymes necessary for the synthesis of biofuels may represent an important step for the economic viability of the production routes. Due to the need for acid and/or hot pretreatment in the biomass used for second generation bioethanol and biodiesel production, solid state fermentation emerges as an alternative bioprocess for the production of these enzymes, as it favors the adaptation of thermophilic filamentous fungi that produce thermostable enzymes, which may act at acidic pHs. The absence of movement in packed-bed bioreactors is ideal for the growth of shear-sensitive filamentous fungi. However, using such reactors is likely to result on reduced yield due to overheating and drying of the medium due to air percolation, and their industrial applicability is hampered by not allowing a continuous process. This paper presented data obtained via computational simulation on MATLAB of a pseudo-continuous process, aiming to describe temperature and growth profiles along a modular packed-bed reactor, which promotes an intermittent semi-continuous plug-flow on a solid-state fermentation. Two filamentous fungi - *Myceliophthora thermophila* and *Aspergillus niger* - were studied for different modular exchange times, obtaining up to 1.67% of maximum bioreactor temperature reduction when compared to the traditional batch process. Although it still needs further studies of its applicability to industrial processes, the modular bioreactor proved to be a promising alternative to solid-state fermentation, as it presented reduction in maximum bioreactor temperature and it allows for a semi-continuous process mode with removal of fermentation product on intervals equal to the time between modular change.

Keywords: *Solid-state fermentation, Bioreactors, Packed bed*

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Esquema do biorreator de leito empacotado.	12
Figura 2.2 Representação do Biorreator Multicamada de Leito Empacotado.....	14
Figura 4.1 Simulações para o processo em batelada para o microrganismo <i>Myceliophthora thermophila</i>	22
Figura 4.2 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para <i>Myceliophthora thermophila</i>	23
Figura 4.3 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para <i>Myceliophthora thermophila</i> ..	24
Figura 4.4 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para <i>Myceliophthora thermophila</i>	25
Figura 4.5 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para <i>Myceliophthora thermophila</i>	26
Figura 4.6 Gráfico de temperatura máxima do módulo de topo em função do tempo de troca para os processos semi-contínuo e batelada movimentada para <i>Myceliophthora thermophila</i>	27
Figura 4.7 Simulações para o processo em batelada para o microrganismo <i>Aspergillus niger</i>	29
Figura 4.8 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para <i>Aspergillus niger</i>	30
Figura 4.9 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para <i>Aspergillus niger</i>	31
Figura 4.10 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para <i>Aspergillus niger</i>	32
Figura 4.11 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para <i>Aspergillus niger</i>	33
Figura 4.12 Gráfico de temperatura máxima do módulo de topo em função do tempo de troca para os processos semi-contínuo e batelada para <i>Aspergillus niger</i>	34

LISTA DE QUADROS

Quadro 1.1 Evolução do percentual de teor de biodiesel presente no diesel fóssil no Brasil	7
Quadro 3.1 Parâmetros e variáveis utilizados nas simulações dos estudos de caso	20

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	7
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	9
2.1	FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO	10
2.2	REATOR DE LEITO EMPACOTADO	12
2.3	BIORREATOR MULTICAMADA DE LEITO EMPACOTADO	14
3	METODOLOGIA	16
3.1	MODELO CINÉTICO	16
3.2	MODELO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR	17
3.3	SOLUÇÃO NUMÉRICA DOS MODELOS	18
3.4	SIMULAÇÃO DA MOVIMENTAÇÃO DAS CAMADAS	18
3.5	ESTUDOS DE CASO	19
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	21
4.1	CASO <i>MYCELIOPHTHORA THERMOPHILA</i>	21
4.2	CASO <i>ASPERGILLUS NIGER</i>	28
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	35
5.1	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	35

1 INTRODUÇÃO

Na atualidade, a crescente preocupação com os fatores relacionados à sustentabilidade ambiental fomenta pesquisas para desenvolvimento de matrizes energéticas utilizando como matérias-primas fontes renováveis. Neste contexto, no Brasil, os biocombustíveis surgem como uma alternativa promissora, estando cada vez mais presentes nos combustíveis comercializados. Segundo dados da Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, no diesel comercializado no país, cerca de 10% provêm de fontes renováveis (biodiesel), e a tendência é que esse percentual aumente com o passar dos anos, como apresentado no Quadro 1.1.

Quadro 1.1 Evolução do percentual de teor de biodiesel presente no diesel fóssil no Brasil

Data	Percentual
2003	Facultativo
Jan/2008	2%
Jul/2008	3%
Jul/2009	4%
Jan/2010	5%
Ago/2014	6%
Nov/2014	7%
Mar/2018	10%

Fonte: Brasil (2019)

Nesta conjuntura, as biorrefinarias emergem na indústria brasileira com a possibilidade de produção de insumos que contribuem para a mudança dos impactos negativos que o abastecimento energético traz para a sociedade. De acordo com o Valadares (2013), os principais biocombustíveis produzidos em biorrefinarias e comercializados no Brasil atualmente são o bioetanol (BE) e o biodiesel (BD), produzidos principalmente a partir de matérias-primas alimentícias, sendo o bioetanol produzido em quase sua totalidade a partir de cana-de-açúcar e o biodiesel tendo a soja como principal matéria-prima.

Ainda de acordo com o autor, do ponto de vista científico e tecnológico, grande esforço de cientistas, industriais e formadores de políticas públicas deve ser realizado visando à viabilização de biocombustíveis de segunda geração e ao máximo aproveitamento de matérias-primas e resíduos, aplicando-se o conceito de biorrefinarias, como é o caso do bioetanol de segunda geração ou BE2G (obtido a partir de rejeitos agroindustriais e biomassa lignocelulósica em geral).

A produção do BE2G e do biodiesel pode ser feita por diferentes rotas, sendo as principais: a rota química e a rota bioquímica. No caso do biodiesel, a rota química baseia-se na reação de óleos/gorduras vegetais ou animais e álcool metílico ou etílico utilizando um catalizador químico (básico ou ácido), separando a glicerina e gerando uma mistura de ésteres alquílicos de ácidos graxos (biodiesel). Já na rota bioquímica, a reação com os álcoois ocorre utilizando catalizadores enzimáticos produzidos durante o processo fermentativo de microrganismos. Por outro lado, para o BE2G, a rota bioquímica pode ser resumida em 3 etapas principais: a primeira consiste no pré-tratamento da biomassa a ser utilizada (bagaço de cana, por exemplo), seguido da hidrólise enzimática para obtenção de monômeros fermentáveis e, por fim, a fermentação do substrato formado para obtenção de etanol como produto final do processo (PEREIRA et al., 2015).

Neste contexto, a produção de enzimas na própria planta das biorrefinarias pode ser um fator determinante para a autossuficiência das unidades, contribuindo para a viabilidade econômica dos processos, sendo esse o maior empecilho para a produção em larga escala e consolidação destes produtos no mercado.

A fermentação em estado sólido (FES) surge como uma opção promissora para a produção de enzimas e outros produtos de interesse para as biorrefinarias, utilizando resíduos e subprodutos da própria rota produtiva como matéria-prima.

Este trabalho de conclusão de curso teve por objetivo utilizar modelos para simular diferentes estratégias operacionais de um processo de fermentação em estado sólido semi-contínuo para produção de enzimas celulolíticas e lipolíticas, avaliando parâmetros de interesse, como temperatura e concentração de biomassa, e comparando com processo em batelada, para estudo da viabilidade da ampliação de escala do processo.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O termo fermentação é derivado do verbo em Latim *fervere*, que tem por significado ferver, que descreve a aparência da ação da levedura em extratos de frutas ou em grãos maltados (STANBURY; WHITAKER; HALL, 1995). Apesar disso, atualmente, fermentação possui diversas definições, na bioquímica, por exemplo, fermentação é definida como a geração de energia pela degradação oxidativa de macromoléculas de compostos orgânicos pela ação de microrganismos.

Industrialmente, o termo fermentação se estende a qualquer processo no qual ocorre a produção de um produto desejado pela cultura de microrganismos. Um grande exemplo de processo industrial que utiliza da fermentação é a produção de cerveja, onde ocorre quebra de cereais maltados (utilizados como substrato) pela ação de leveduras produzindo etanol.

Dentre os processos fermentativos existentes, Stanbury, Whitaker e Hall (1995) destacam 5 grupos principais de fermentações baseados em seus produtos desejados, são eles:

- Aqueles que produzem células microbianas (biomassa) como produto;
- Aqueles que produzem enzimas microbianas;
- Aqueles que produzem metabólitos microbianos;
- Aqueles que produzem produtos recombinantes (ex: insulina);
- Aqueles que transformam um composto adicionado ao meio fermentativo.

Usualmente, o processo de fermentação pode ser dividido nas seguintes etapas:

- Produção de uma cultura de microrganismos em quantidade suficiente para ser utilizada como inóculo no meio de cultivo;
- O crescimento do organismo no fermentador em condições ótimas de cultivo;
- Extração e separação do produto de fermentação;
- Tratamento e eliminação dos efluentes produzidos pelo processo.

Os requisitos básicos para um processo fermentativo são:

- Biomassa: massa de microrganismos selecionados que serão inseridos no meio fermentativo;

- Substrato: molécula que será quebrada durante a fermentação. Fonte de carbono que será utilizada pelo microrganismo para produção de energia;
- Fermentador: Biorreator onde acontecerá o processo de fermentação;
- Enzimas: catalisadores biológicos compostos por proteínas.

Nos dias de hoje, o método de fermentação mais utilizado é a fermentação submersa. A fermentação submersa é o processo no qual ocorre o desenvolvimento de microrganismos em um meio líquido contendo nutrientes necessários para o crescimento microbiano. Este método de fermentação utiliza um substrato solúvel no meio de cultivo estéril, seguido da adição do inóculo contendo o microrganismo selecionado ao meio com o posterior crescimento celular.

Contudo, tem-se aumentado o interesse no método de fermentação em estado sólido para possíveis aplicações em escala industrial.

2.1 Fermentação em estado sólido

A fermentação em estado sólido (FES) é definida como o processo de fermentação no qual microrganismos crescem em materiais sólidos sem a presença de líquido livre (BHARGAV et al., 2008). Neste processo, a umidade necessária para o crescimento microbiano se encontra absorvida no substrato sólido.

A FES oferece numerosas oportunidades no processamento de resíduos agroindustriais (PANDEY, 2013). Isto se deve, entre outros motivos, por conta de os processos em estado sólido requisitarem menor quantidade de energia, produzir menos águas residuais, além de resolver o problema da eliminação de resíduos sólidos.

Uma das vantagens do uso da FES como método fermentativo está em permitir um contato direto do microrganismo com a matriz de substrato sólida, aumentando a concentração de nutrientes em volta do microrganismo, permitindo um aumento da produtividade da fermentação e uma maior concentração final (SINGHANIA et al., 2009). Outra vantagem, em comparação com a fermentação submersa, está no fato de que o produto gerado não se encontra diluído em meio aquoso, diminuindo os custos industriais no que se refere a separação do produto final.

A tecnologia de fermentação em estado sólido abre portas para novas oportunidades no ramo agroindustrial por permitir o uso de subprodutos do setor como substrato para a fermentação sem a necessidade de pré-tratamentos extensos, levando à produção de alta concentração de produtos de alto valor agregado, como enzimas (CASCIATORI et al., 2016).

Diversos fatores influenciam o bom andamento dos processos fermentativos em estado sólido. Dentre os principais fatores está a atividade aquosa, definida como a razão da pressão parcial de água na atmosfera em equilíbrio com o substrato e a da atmosfera em equilíbrio com a água pura na mesma temperatura, que tem influência direta com a atividade microbiana. A atividade aquosa (ou teor de umidade) é fator determinante para seleção de microrganismos que podem crescer em sistemas de fermentação em estado sólido (PANDEY, 2013).

Apesar do grande potencial que a FES apresenta, existem algumas desvantagens em seu uso, como a dificuldade de aplicação em fermentações bacterianas devido à baixa concentração de umidade livre, necessária para esse tipo de microrganismo. Outra desvantagem está na complexidade do controle de temperatura do meio. O calor gerado durante a fermentação está diretamente ligado a atividade metabólica do organismo, e é transferido para níveis superiores pelo sistema de aeração aplicado no leito. Este calor é acumulado no sistema devido à baixa condutividade térmica dos substratos utilizados na FES e acaba por prejudicar o crescimento celular. Devido a essas características, o microrganismo que mais se adequa para esse tipo de processo são fungos filamentosos, que possuem maior resistência térmica e cujo habitat natural mais se aproxima das condições presentes na FES. Barrios-González (2012) afirma que após a germinação, fungos filamentosos formam hifas tubulares que se alongam nas pontas e formam novos ramos. Suas morfologias permitem aos fungos filamentosos colonizarem a superfície do substrato e penetrar a matriz de substrato à procura de nutrientes.

Apesar de ser considerado nas últimas décadas como um processo tecnologicamente inferior, a FES surge com potencial de inovação promissor para produção de diversos insumos de alto valor agregado. Entre os produtos possíveis estão: antibióticos, alcaloides, enzimas, ácidos orgânicos, biopesticidas, biosurfactantes, biocombustíveis, compostos aromáticos. Além disso, a FES possui aplicações diversas em bioprocessos, como biorremediação e biodegradação de compostos perigosos, desintoxicação biológica de resíduos agroindustriais, biotransformação de plantas e resíduos de plantio para enriquecimento nutricional, biopolpação, etc (PANDEY, 2013).

A transferência de calor é o maior gargalo na utilização em escala industrial da FES, por isso, as pesquisas envolvendo o assunto se concentram em estudos para contornar esse empecilho e desenvolver processos que possibilitem a implementação da FES.

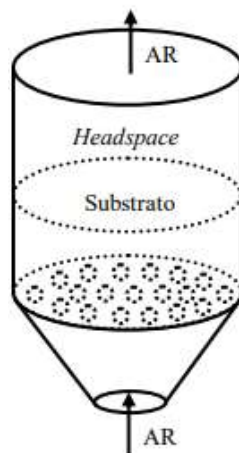
2.2 Reator de Leito Empacotado

Reatores de leito empacotado (ou reatores de leito fixo) são os reatores mais comuns na indústria química, para uso em processos catalíticos heterogêneos. Estes reatores consistem de tubos cilíndricos onde encontram-se imobilizada camas de partículas (podendo ser catalizadores por exemplo) e ocorre a passagem do fluido reativo gasoso. Neste tipo de reator ocorre o aumento do contato entre as fases do processo químico (GHASEM, 2018). Na indústria química seus usos variam desde destilações, absorção de umidade e separações, até reações catalíticas onde o leito fixo atua como catalizador.

Já na indústria bioquímica, biorreatores de leito empacotados (BLE) são aplicados utilizando enzimas ou células microbiológicas como biocatalisadores. Um BLE consiste basicamente de um tubo vertical empacotado com as partículas de biocatalisador (SILVEIRA, 2006). Nestes reatores, quando utilizados para processos fermentativos, usualmente, ocorre a inserção inicial do meio e das células de forma a gerar a aderência formando uma fina camada acima do leito, e posteriormente inicia-se o processo fermentativo.

Na fermentação em estado sólido, os biorreatores de leito empacotado são utilizados por conta da simplicidade do projeto, custo reduzido e facilidade de manutenção (CASCIATORI, 2015). Este tipo de reator favorece o desenvolvimento de microrganismos sensíveis ao cisalhamento, por conta inexistência de movimento de suas partículas. Nestes reatores, ocorre a percolação ascendente de ar pelo leito soprado pela base da coluna como mostrado na Figura 2.1.

Figura 2.1 Esquema do biorreator de leito empacotado.



Fonte: BARGA (2007)

O biorreator pode ser equipado com um encamisamento com circulação de água para controlar a temperatura durante o processo (CUNHA, 2009).

Os principais detratores na aplicação desse tipo de biorreator são: a baixa transferência de calor gerado pelo microrganismo durante o processo fermentativo, ocasionando um acúmulo deste calor e inibindo o crescimento celular, e a secagem do meio devido a percolação do ar, diminuindo a concentração da umidade para níveis abaixo do necessário para as condições ideais para o desenvolvimento microbiano.

Canabarro et al. (2017) estudaram a utilização da fermentação em estado sólido em reator de leito empacotado visando a ampliação de escala da produção de etanol via sacarificação e fermentação de farelo de arroz utilizando uma cepa de *Saccharomyces cerevisiae* obtendo $135 \pm 10.8 \text{ g kg}^{-1}$, resultados comparáveis a estudos que utilizaram fermentação submersa.

Piedrahíta-Aguirre et al. (2014), por outro lado, avaliaram a influência dos parâmetros de processo na produção de biopolímero γ -PGA e co-produção do lipopeptídeo iturim A utilizando fermentação em estado sólido em reator de leito empacotado aerado, concluindo que o controle preciso dos gradientes de pressão é essencial para o aumento de escala do bioprocessos.

Fanaei e Vaziri (2009), propuseram um modelo cinético para crescimento de microrganismo para fermentação em estado sólido em BLE's utilizando parâmetros do crescimento de *Aspergillus niger* em farelo de trigo proporcionando ferramentas úteis para investigação da dinâmica de transferência de calor e performance de biorreatores de leito empacotado em diferentes condições de operação.

Casciadori (2015) em sua tese avaliou a ampliação de escala de BLE's para produção de celulasas fúngicas por fermentação em estado sólido utilizando cepas dos fungos termofílicos *Myceliophthora thermophila* I-1D3b e mesofílicos *Trichoderma reesei* QM9414. As etapas realizadas para cumprir o objetivado foram:

- Obtenção dos parâmetros cinéticos de crescimento dos agentes fermentativos empregados para produção de celulasas a partir de rejeitos agroindustriais;
- Aplicação dos parâmetros obtidos experimentalmente para simulação de processos e estudos de caso do cultivo em bagaço de cana e farelo de trigo;
- Ampliação de escala através do aumento de comprimento do leito em BLEs encamisados e validação do modelo.

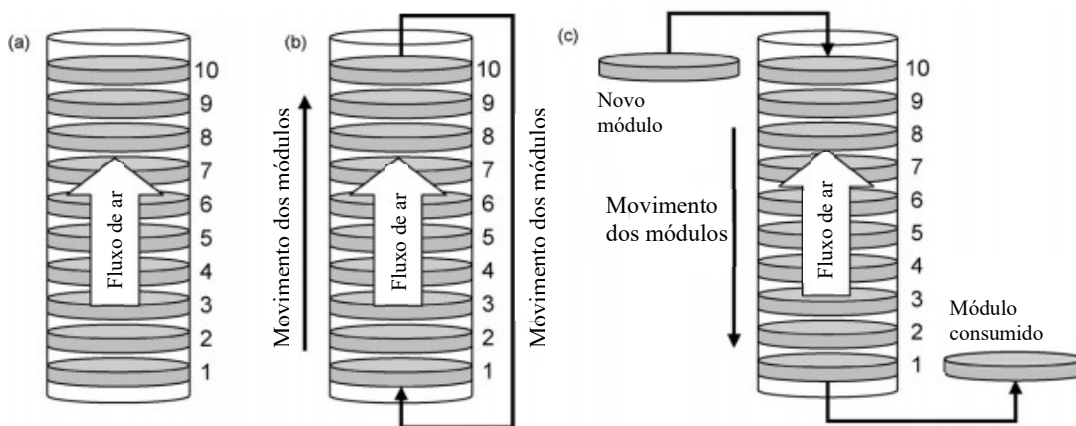
A autora concluiu que modelo proposto permitiu predições confiáveis do desempenho do processo e pontuou a ocorrência de variações radiais de temperatura consideráveis e sobreaquecimento no centro do leito.

2.3 Biorreator multicamada de leito empacotado

O biorreator multicamada empacotado consiste na divisão de um biorreator de leito empacotado em várias camadas (ou módulos), permitindo não só a aplicação de placas de resfriamento entre as camadas, mas também a movimentação das camadas, abrindo um leque de possibilidades para estudos de processos visando a diminuição do gradiente de temperatura axial.

Mitchell et al. (2010) estudaram a movimentação dos módulos utilizando duas estratégias. A primeira estratégia (Figura 2.2 (b)) baseava-se na movimentação cíclica do leito de fermentação, onde haveria a movimentação dos módulos de forma que o módulo de posição mais abaixo seria alocado ao topo do leito a cada 1 hora. A segunda estratégia (Figura 2.2 (c)), por outro lado, aproximava o processo a um reator de fluxo pistonado, onde o módulo de posição mais abaixo era retirado do processo (sendo tratado como produto final) e a adição de um novo módulo com condições iniciais ao topo do leito, com período de troca de 3,5 horas. A Figura 2.2 a) representa o biorreator sem a movimentação de camadas.

Figura 2.2 Representação do Biorreator Multicamada de Leito Empacotado



Fonte: Extraído e adaptado de Mitchell et al. (2010)

O presente trabalho aplicou os modelos de processos propostos por Mitchell et al. (2010) em simulações e analisou a eficiência das movimentações dos módulos para estudos de caso envolvendo o cultivo de *Aspergillus niger* em farelo de trigo – estudado por Fanaei e Vaziri

(2009) e para produção de celulases fúngicas por fermentação em estado sólido utilizando *Myceliophthora thermophila* em um substrato formado por farelo de trigo e bagaço de cana em proporção 7:3. Os resultados obtidos e análise dos dados, bem como a metodologia aplicada, serão expostos nas seções seguintes.

3 METODOLOGIA

Neste capítulo são apresentadas as equações, parâmetros e hipóteses utilizadas para os cálculos necessários para as simulações.

3.1 Modelo Cinético

O modelo cinético apresentado neste trabalho para descrever o aumento da biomassa fúngica (X) foi assumido como obedecendo a equação logística, comumente utilizada para crescimento microbiano para fermentação em estado sólido. A equação logística é um modelo não estruturado, empírico e baseado em observações experimentais. Apesar de parecer simples matematicamente, a equação logística pode fornecer uma aproximação apropriada da curva de crescimento com um todo, contendo em uma só equação a fase *lag*, crescimento exponencial e até a fase estacionária (FANAIE e VAZIRI, 2009), falhando apenas em traduzir a fase de morte celular, sendo representada pela Equação 3.1:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \quad (3.1)$$

onde X , X_m e μ são, respectivamente, a fração de biomassa microbiana no material fermentado, o valor máximo dessa fração e a velocidade específica de crescimento (VICCINI et. al, 2001 apud. CASCIATORI, 2016).

A velocidade de crescimento específica pode ser declarada de modo empírico como uma função da temperatura, como proposto por Fanaei e Vaziri (2009), pela Equação 3.2:

$$\mu = \left(\frac{s + (T_{max} - T_{opt})}{T_{max} - T_{opt}}\right) \left(\frac{\mu_{opt}(T_{max} - T)}{s + (T_{max} - T)}\right) \quad (3.2)$$

onde s é a sensibilidade da taxa de crescimento específica a aumentos de temperatura, T_{max} é a temperatura máxima de crescimento e T_{opt} é a temperatura ótimo para o crescimento microbiano. μ_{opt} é definido como a constante ótima de crescimento específico.

3.2 Modelo de Transferência de Calor

Para o modelo de transferência de calor foi escolhido um modelo distribuído utilizando duas hipóteses principais: a primeira desconsidera a variação radial de temperatura, visto que o fluxo de ar percolando no leito é próximo a um fluxo pistonado; e a segunda considera, em todos os pontos do leito, um equilíbrio térmico entre o ar e as partículas de substrato. Tal modelo é descrito pela Equação 3.3, como proposto por Fanaei e Vaziri (2009):

$$\rho_b C_{pb} \left(\frac{\partial T}{\partial t} \right) = \rho_s (1 - \varepsilon) Y_Q \frac{dX}{dt} - \rho_a C_{pa} V_Z \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) - \rho_a f \lambda V_Z \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) + k_b \left(\frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) \quad (3.3)$$

onde C_{pb} , C_{pa} , ρ_b , ρ_a , ρ_s , Y_Q , V_Z , ε , z , f , λ e k_b são, respectivamente, capacidade calorífica do leito, capacidade calorífica do ar úmido, densidade do leito, densidade do ar úmido, densidade do substrato, calor liberado pelo crescimento do microrganismo, velocidade superficial do ar úmido, porosidade do leito, altura do leito, capacidade do ar de carregar água, calor latente de evaporação da água e condutividade térmica do leito.

Para o cálculo dos valores de condutividade térmica e capacidade calorífica do leito foram utilizadas médias ponderadas com base nas propriedades do ar e do substrato, como exposto nas Equações 3.4 a 3.6, propostas por Fanaei e Vaziri (2009):

$$\rho_b = \varepsilon \rho_a + (1 - \varepsilon) \rho_s \quad (3.4)$$

$$k_b = \varepsilon k_a + (1 - \varepsilon) k_s \quad (3.5)$$

$$C_{pb} = \frac{\varepsilon \rho_a (C_{pa} + f \lambda) + (1 - \varepsilon) \rho_s C_{ps}}{\rho_b} \quad (3.6)$$

onde k_a é a condutividade térmica do ar úmido, k_s a condutividade térmica do substrato e C_{ps} é a capacidade calorífica do substrato.

As condições de contorno para a temperatura no leito foram definidas como:

- Em $z = 0$, $T = T_{ge}$
- Em $z = Z$, $\frac{\partial T}{\partial z} = 0$

onde T_{ge} é a temperatura do gás de entrada, z é a variável que representa o ponto axial ao longo do leito e Z é a altura total do leito.

3.3 Solução Numérica dos Modelos

Para a solução do modelo de transferência de calor distribuído, Fanaei e Vaziri (2009) aproximaram as derivadas parciais pelo método das diferenças finitas utilizando n espaçamentos iguais. Aplicando diferenças centrais, a Equação 3.3. foi discretizada, possibilitando a obtenção de equações diferenciais ordinárias para cada espaçamento. O conjunto de equações diferenciais ordinárias resultante é representado pela Equação 3.7:

$$\frac{dT_i}{dt} = \frac{\rho_s(1-\varepsilon)Y_Q \frac{dX}{dt}}{\rho_b C_{pb}} - \frac{1}{2h} \frac{\rho_a C_{pa} V_Z}{\rho_b C_{pb}} (T_{i+1} - T_{i-1}) - \frac{1}{2h} \frac{\rho_a f \lambda V_Z}{\rho_b C_{pb}} (T_{i+1} - T_{i-1}) + \frac{1}{h^2} \frac{k_b}{\rho_b C_{pb}} (T_{i+1} - 2T_i + T_{i-1}) \quad \text{para } i = 2, 3, \dots, n \quad (3.7)$$

onde h representa o tamanho do passo na direção da variável z .

Para a solução das EDOs dos modelos cinético e de transferência de calor foi utilizada a função do MATLAB® *ode15s*, que utiliza um método de solução em várias etapas.

3.4 Simulação da Movimentação das Camadas

Baseando-se nos processos com movimentação das camadas propostos por Mitchell et al. 2010 (Figuras 2.2 (b) e (c)), foram aplicados loops para os cálculos das variáveis. Para o primeiro caso (Figura 2.2 (b)), onde ocorre a movimentação circular dos módulos do biorreator, foi empregado um loop com período de troca constante de modo que ao final de cada *loop* os valores das variáveis correspondentes a cada módulo eram trocados pela lógica que segue:

- $X_{(i-1)} = X_i$ para $i = 2, 3, \dots, n$ (n sendo o número de divisões do leito)
- $X_n = X_1$ (sendo X_1 o vetor de valores correspondente ao primeiro módulo, de baixo para cima, antes de ser trocado)

Ao ser efetuada a troca das variáveis, o vetor correspondente é extraído do conjunto de valores que representam a solução das EDOs pela função *ode15s* e é aplicado novamente no solver como variável de entrada para condições iniciais do próximo *loop*. Em cada *loop* os valores de tempo decorrido e variáveis soluções das EDOs eram concatenados em uma matriz

solução auxiliar, possibilitando que ao fim do último *loop* fosse obtida a matriz solução do sistema.

Para o segundo caso, o método aplicado foi similar ao primeiro. A única diferença está na lógica aplicada para a troca de módulos. Baseado na Figura 2.2 c - onde o módulo 1 (que representa a camada na posição inferior do biorreator) é retirado do biorreator, enquanto é inserido um novo módulo na parte superior do BLE, em condições iniciais de processo - foi utilizada a seguinte lógica para a movimentação:

- $X_{(i-1)} = X_i$ para $i = 2, 3, \dots, n$ (n sendo o número de divisões do leito)
- $X_n = X_{\text{inicial}}$ (onde X_{inicial} é o vetor que corresponde aos valores de condições iniciais das variáveis de processo)

Neste caso, os vetores correspondentes à X_1 (vetores de valores correspondentes ao primeiro módulo, de baixo para cima, antes de ser trocado), em cada troca, foram tratados como vetores de produto final, representando as condições de saída de um processo semi-contínuo.

3.5 Estudos de Caso

O presente trabalho avaliou os processos citados na Seção 3.4 para os casos de cultivo *Aspergillus niger* em farelo de trigo estudados por Fanaei e Vaziri (2009) e de *Myceliophthora thermophila* para produção de enzimas estudada por Casciatori (2015). Os parâmetros e variáveis correspondentes a cada caso estão expostos no Quadro 3.1.

Para ambos os casos supracitados foram feitas simulações de FES em BLEs para batelada, batelada movimentada (Figura 2.2 b) e processo semi-contínuo (Figura 2.2 c), como exposto na Seção 3.4. Baseado nos gráficos gerados para todos os casos foi feita a análise comparativa buscando avaliar a eficiência dos métodos propostos em comparação ao processo em batelada

Quadro 3.1 Parâmetros e variáveis utilizados nas simulações dos estudos de caso

Símbolo	Descrição	Valor (<i>A. niger</i>)	Valor (<i>M. therm.</i>)
n	Número de módulos	10	20
ϵ	Porosidade do leito	0,35 (adimensional)	0,75 (adimensional)
s	sensibilidade da taxa de crescimento específica a aumentos de temperatura	6,275 (adimensional)	6,275 (adimensional)
T_{max}	Máxima temperatura para crescimento	52°C	60°C
T_{opt}	Temperatura ótima para crescimento	35°C	45°C
X	Concentração de biomassa	X _o = 0,0071 kg-biomassa kg-substrato ⁻¹	X _o = 0,00281 kg-biomassa kg-substrato ⁻¹
X_m	Concentração máxima de biomassa possível	0,22 kg-biomassa kg-substrato ⁻¹	0,0327 kg-biomassa kg-substrato ⁻¹
μ	Taxa específica de crescimento	h ⁻¹	h ⁻¹
μ_{opt}	Taxa específica de crescimento ótima	0,173 h ⁻¹	0,06 h ⁻¹
C_{pa}	Capacidade calorífica do ar úmido	1180 J kg ⁻¹ °C ⁻¹	1200 J kg ⁻¹ °C ⁻¹
C_{ps}	Capacidade calorífica do substrato	2500 J kg ⁻¹ °C ⁻¹	1760 J kg ⁻¹ °C ⁻¹
f	capacidade do ar de carregar água	0,00246 kg-água kg-ar ⁻¹ °C ⁻¹	0,00246 kg-água kg-ar ⁻¹ °C ⁻¹
ka	Condutividade	74.16 J h ⁻¹ m ⁻¹ °C ⁻¹	74.16 J h ⁻¹ m ⁻¹ °C ⁻¹
T	Temperatura do leito	T _o = T _{ge} = 30°C	T _o = T _{ge} = 45°C
V_z	Velocidade superficial do ar úmido	51 m.h ⁻¹	52,56 m.h ⁻¹
Y_Q	Calor liberado pelo crescimento do microrganismo	8,366×10 ⁶ J kg-biomassa ⁻¹	8,366×10 ⁶ J kg-biomassa ⁻¹
Z	Altura do leito	0,17 m	1 m
λ	Calor latente de evaporação da água	2.414.300 J kg-água ⁻¹	2.414.300 J kg-água ⁻¹
ρ_a	Densidade do ar úmido	1,14 kg m ⁻³	1,14 kg m ⁻³
ρ_s	Densidade do substrato	700 kg m ⁻³	1.298 kg m ⁻³

Fonte: Fanaei e Vaziri (2009); Casciadori et al. (2016); Casciadori et al. (2014)

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos nas simulações dos diferentes modos de operação do biorreator de leito empacotado multicamada para os microrganismos *Myceliophthora thermophila* e *Aspergillus niger*.

4.1 Caso *Myceliophthora thermophila*

Para o estudo de caso do microrganismo *Myceliophthora thermophila* foram feitas simulações para os processos em batelada, semi-contínuo e batelada movimentada, divididos em 20 módulos de alturas iguais. Para fins de comparação, escolheu-se tempo total para simulação de 384 horas (16 dias) – mesmo após concluir-se que o crescimento celular cessa com aproximadamente 125h no processo em batelada – de modo a obter-se dados para o processo semi-contínuo que mostrem seu comportamento após a última troca de módulo ser efetuada para a maior parte dos tempos de troca simulados.

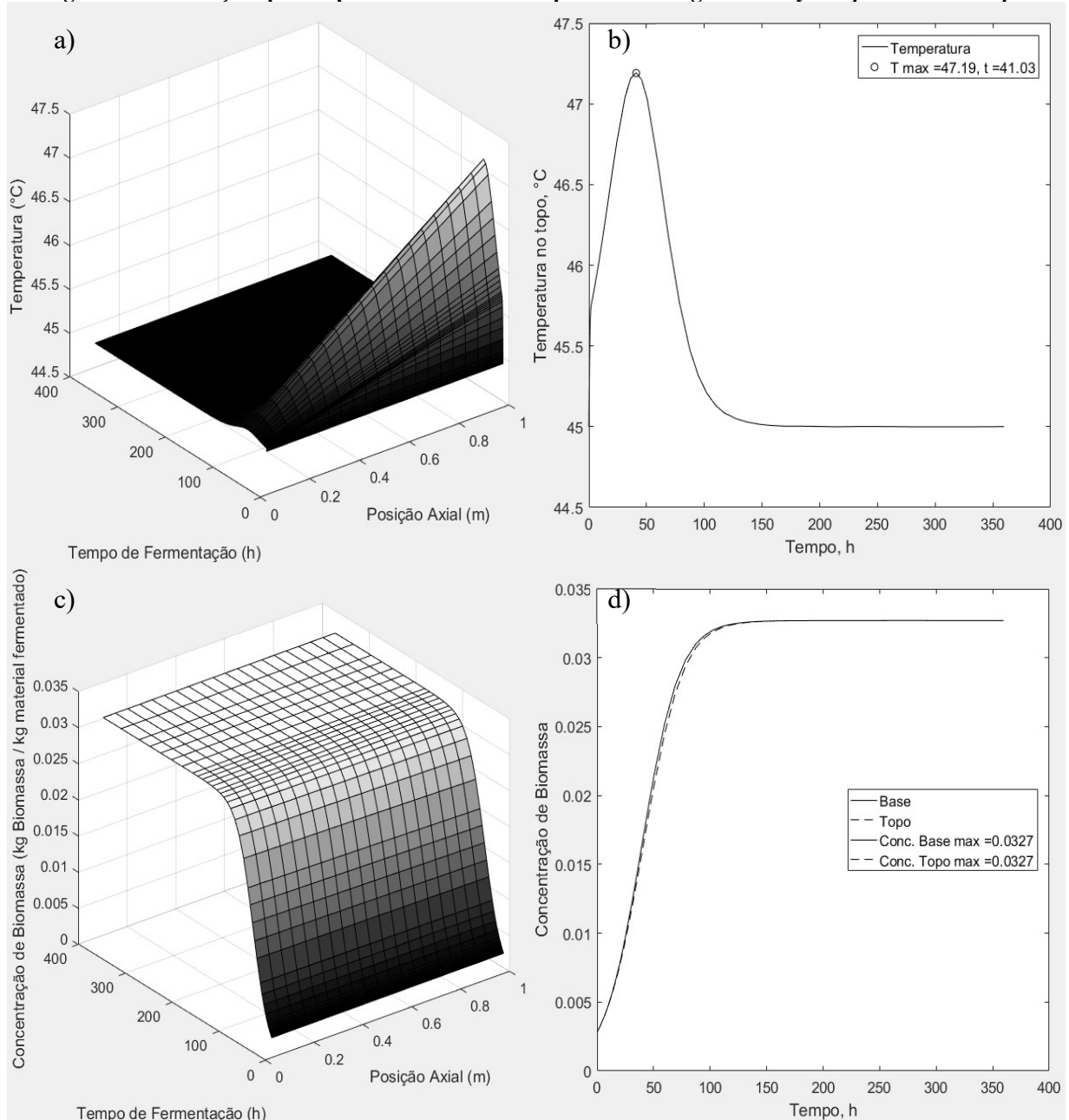
A Figura 4.1 a) apresenta o comportamento da temperatura em função da posição axial com a passagem do tempo para o processo batelada. Como é possível verificar na Figura 4.1, durante o período de atividade do microrganismo, a temperatura apresenta comportamento crescente da base (entrada de ar) ao topo do leito, comportamento esse explicado pelo transporte de calor proporcionado pelo ar percolado no leito.

A Figura 4.1 b) apresenta o gráfico de variação da temperatura em função do tempo no topo do biorreator. Neste processo, a temperatura máxima obtida foi de 47,19°C em 41,03 horas de processo.

A Figura 4.1 c) demonstra o comportamento da concentração de biomassa em função da posição axial com o decorrer do tempo. É possível observar a baixa variação no desempenho do crescimento microbiano em função da posição axial, demonstrando uma curva crescente de concentração até estagnar em aproximadamente 125 horas de processo.

Na Figura 4.1 d) observa-se a baixa alteração do desempenho de crescimento microbiano comparando a variação da concentração de biomassa em função do tempo na base e no topo do biorreator, comportamento esperado dada a discreta diferença entre a temperatura de ambas no decorrer do processo. Para o processo em batelada, a concentração máxima de biomassa na base e no topo do biorreator foram de 0,0327 kg biomassa/kg material fermentado.

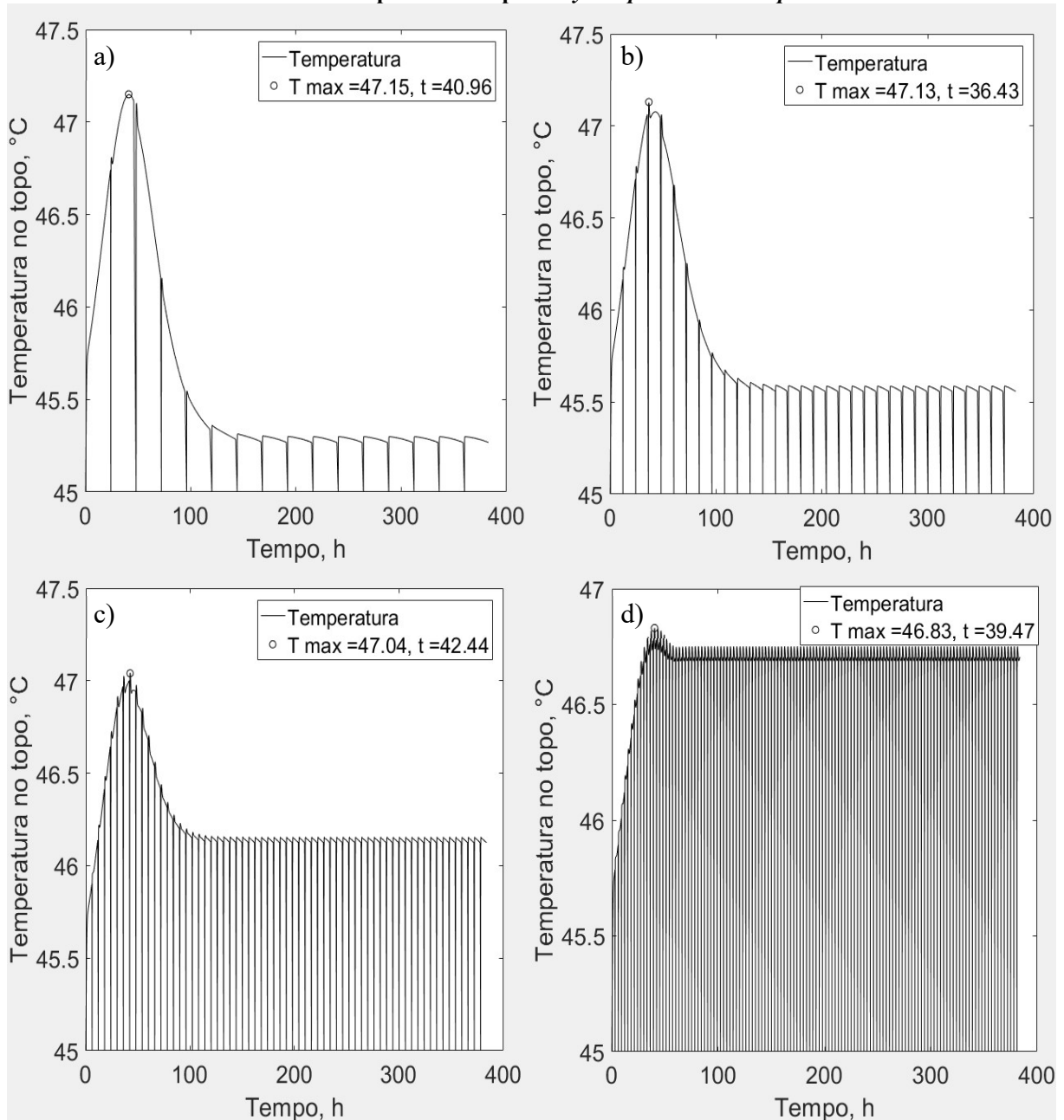
Figura 4.1 Simulações para o processo em batelada para o microrganismo *Myceliophthora thermophila*



a) Gráfico Temperatura x Posição Axial x Tempo; b) Gráfico de Temperatura x Tempo no topo da coluna; c) Gráfico de Concentração de Biomassa x Posição Axial x Tempo; d) Gráfico de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna. **Fonte:** Elaboração própria.

Na figura 4.2 são expostos os gráficos de Temperatura em função do tempo no topo da coluna para o processo semi-contínuo. Analisando os gráficos obtidos, observamos um comportamento de diminuição da temperatura máxima obtida conforme diminuimos os tempos de troca, diminuições essas equivalentes à 0,085%, 0,127%, 0,317% e 0,927%, para os tempos de troca de 24 horas, 12 horas, 6 horas e 3 horas respectivamente.

Figura 4.2 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para *Myceliophthora thermophila*



a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs; d) Tempo de troca = 3hs.

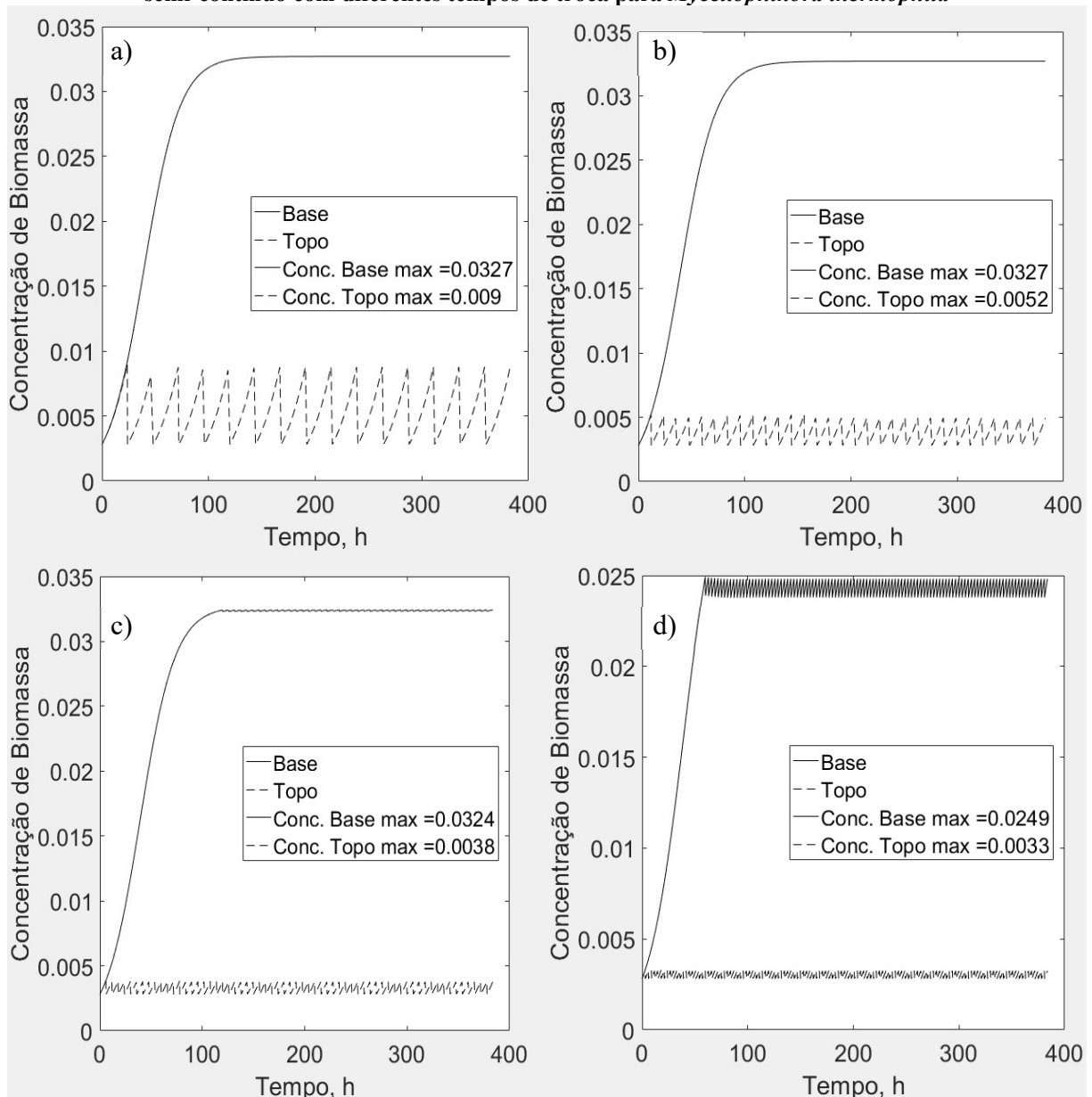
Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.3 são apresentados os gráficos de Concentração de Biomassa em função do tempo no topo e na base da coluna. Na Figura 4.3 a) verificamos que no topo do reator (linha tracejada) é possível observar um comportamento de função periódica, isto explica-se pela entrada de um módulo apresentando condições iniciais de processo em cada troca. Já na base do reator, ainda na Figura 4.3 a), observamos o crescimento microbiano parecido com o reator em batelada. Neste processo, há a retirada do módulo da base do reator com período equivalente

ao tempo de troca, sendo este o produto final do processo. Observa-se que, após aproximadamente 125 horas de processo, o processo entra em estado estacionário com concentração de biomassa de saída de 0,0327 kg biomassa/kg material fermentado.

Mediante a análise desses gráficos podemos observar que, para tempos de troca muito curtos, existe a possibilidade da ocorrência de diminuição da concentração de biomassa de saída, como pode ser visto para o tempo de troca de 3 horas na Figura 4.3 d). Isto pode ser explicado pela possível entrada do processo em estado estacionário muito antes do total esgotamento do potencial de crescimento do microrganismo.

Figura 4.3 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para *Myceliophthora thermophila*

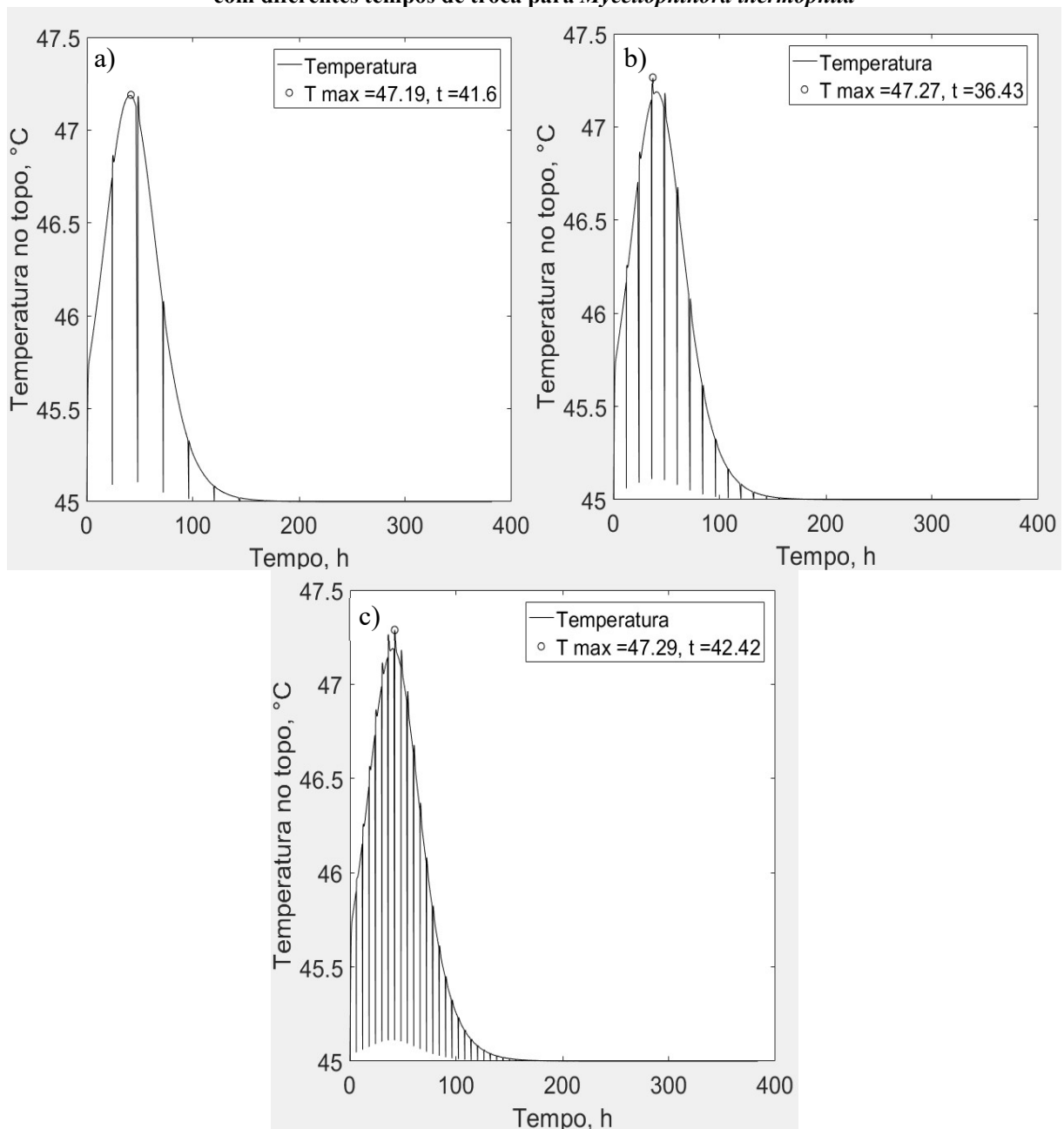


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs; d) Tempo de troca = 3hs.

Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.4 são expostos os gráficos de Temperatura em função do tempo no topo da coluna para o processo batelada movimentada. A partir da análise dos gráficos obtidos, observamos um comportamento de aumento da temperatura máxima obtida conforme diminuimos os tempos de troca, diferente do que ocorre para o processo semi-contínuo. Este comportamento pode ser explicado pelos picos de temperatura gerados pelo termo de diferença de temperatura ($T_{i+1} - T_{i-1}$) presente na EDO descrita pela Equação 3.7.

Figura 4.4 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para *Myceliophthora thermophila*

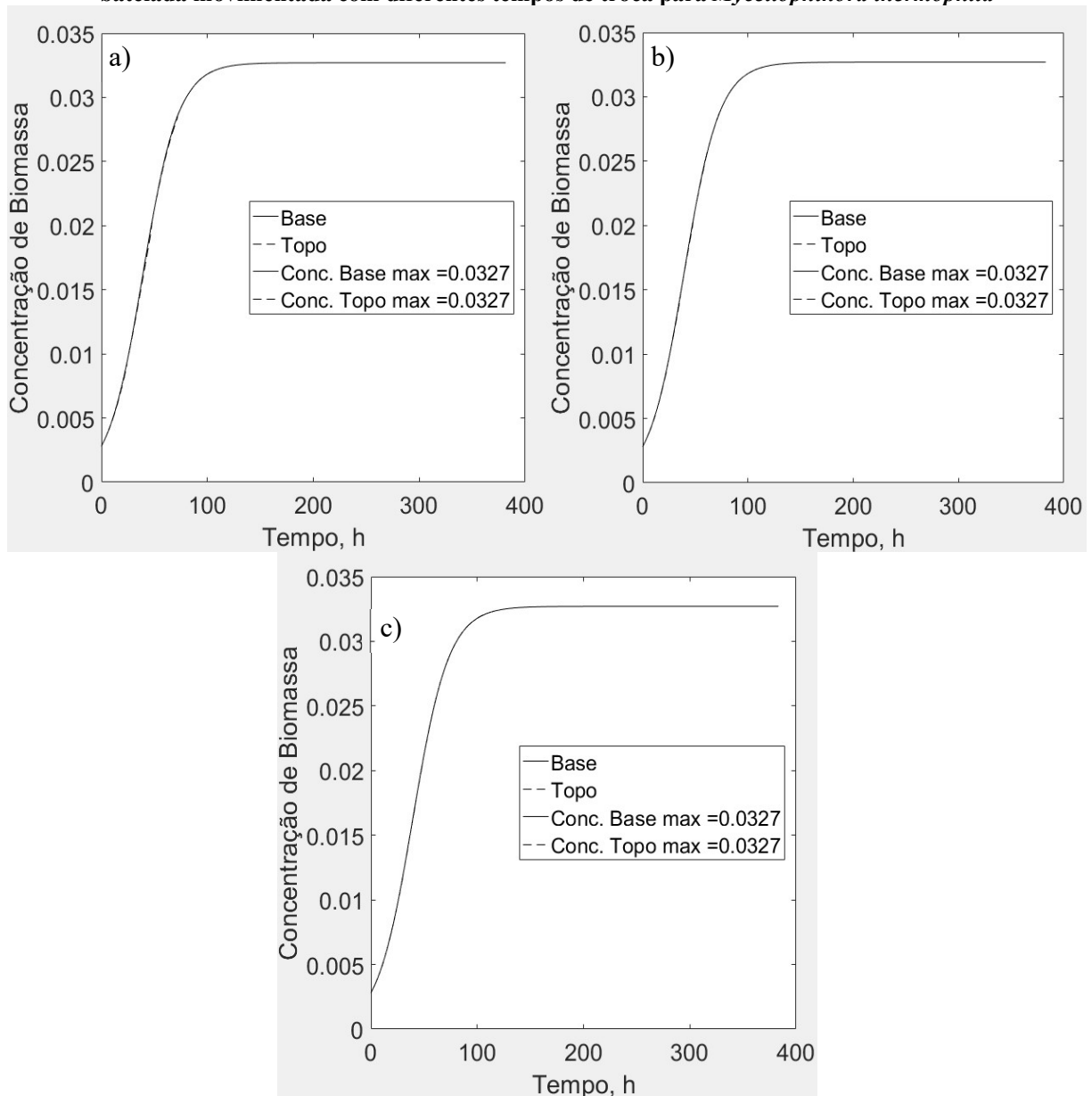


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.5 são expostos os comportamentos das concentrações de biomassa em função do tempo na base e no topo do reator para os diferentes tempos de troca. Neste processo, podemos observar que a movimentação dos módulos ocasiona uma aproximação das curvas de concentração de biomassa dos módulos, demonstrando que este tipo de processo proporciona um equilíbrio das condições de processo nos módulos, possibilitando uma diminuição aparente da influência do aumento de temperatura no crescimento microbiano, fazendo com que as curvas de concentração de biomassa em função do tempo no topo e na base praticamente se sobreponham, apesar da variação positiva da temperatura no topo.

Figura 4.5 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para *Myceliophthora thermophila*



a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

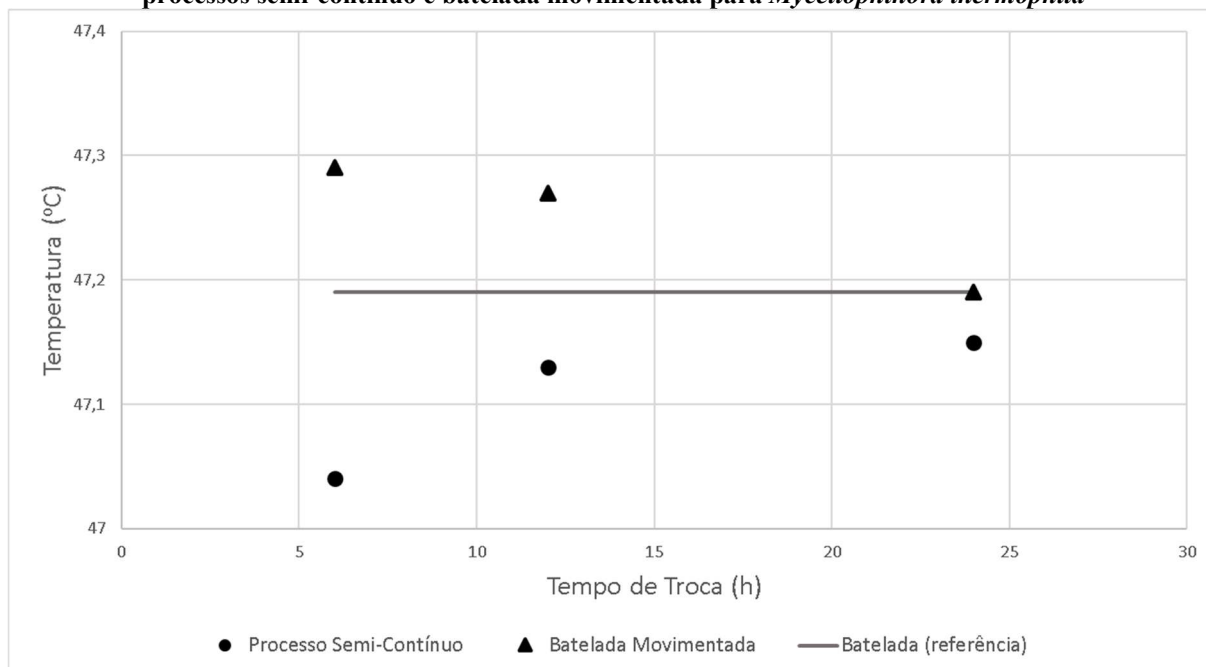
Fonte: Elaboração própria.

Para o processo de batelada movimentada, conforme os módulos são alterados de posição, a temperatura da camada correspondente também varia e, em decorrência disso, cada módulo é exposto à vários ciclos de temperatura durante o processo. Apesar de a batelada movimentada equalizar a exposição dos módulos a altas temperaturas, esta não promove melhores resultados com relação à diminuição da temperatura máxima de processo. Este resultado também é verificado por Mitchell et al. (2010).

No processo semi-contínuo, à medida que um novo módulo é adicionado no topo do biorreator, este é rapidamente aquecido pelo ar percolado. Apesar disso, a temperatura máxima obtida no processo é inferior à temperatura obtida pela batelada tradicional - também verificado por Mitchell et al. (2010). Com a diminuição do tempo de troca, a temperatura máxima obtida no processo também diminui.

Mediante a análise da Figura 4.6 é possível concluir que, no que se refere à temperatura máxima obtida no biorreator, o processo semi-contínuo mostra-se promissor pois, além de não prejudicar a temperatura máxima obtida no processo, ainda permite uma obtenção contínua do produto desejado, e cabe analisar sua aplicabilidade em processos industriais.

Figura 4.6 Gráfico de temperatura máxima do módulo de topo em função do tempo de troca para os processos semi-contínuo e batelada movimentada para *Myceliophthora thermophila*



Fonte: Elaboração própria

4.2 Caso *Aspergillus niger*

Para o estudo de caso do microrganismo *Aspergillus niger* foram feitas simulações para os processos em batelada, semi-contínuo e batelada movimentada, divididos em 10 módulos de alturas iguais. O tempo de simulação escolhido foi de 240 horas (10 dias), suficiente para obtenção dos dados para o processo semi-contínuo que mostrem seu comportamento após a última troca de módulo ser efetuada para os tempos de troca simulados.

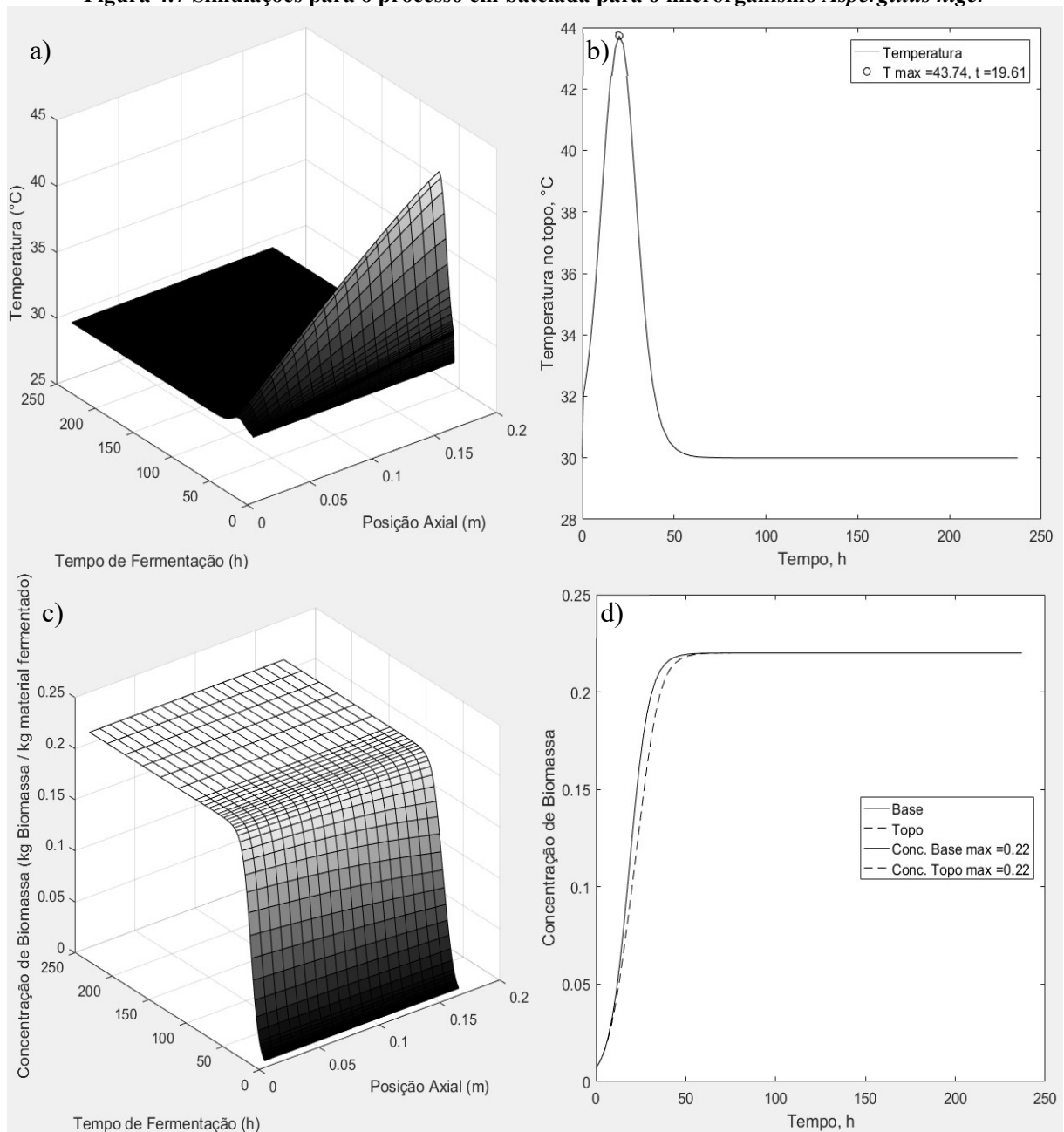
Na Figura 4.7 a) é apresentado o comportamento da temperatura em função da posição axial com a passagem do tempo para o processo batelada. Verifica-se que, durante o período de atividade do microrganismo, a temperatura apresenta comportamento crescente da base (entrada de ar) ao topo do leito, semelhante ao apresentado para o mesmo processo para o microrganismo *Myceliophthora thermophila*.

A Figura 4.7 b) apresenta o gráfico de variação da temperatura em função do tempo no topo do biorreator. Neste processo, a temperatura máxima obtida foi de 43,72°C em 19,74 horas de processo.

A Figura 4.7 c) apresenta o comportamento da concentração de biomassa em função da posição axial com o decorrer do tempo. É possível observar uma curva crescente de concentração até estagnar em aproximadamente 50 horas de processo.

Na Figura 4.7 d) observa-se a variação do desempenho de crescimento microbiano em função do tempo na base e no topo do biorreator, variação essa, maior que a observada para o *Myceliophthora thermophila*. Para o processo em batelada, a concentração máxima de biomassa na base e no topo do biorreator foram de 0,22 kg biomassa/kg material fermentado.

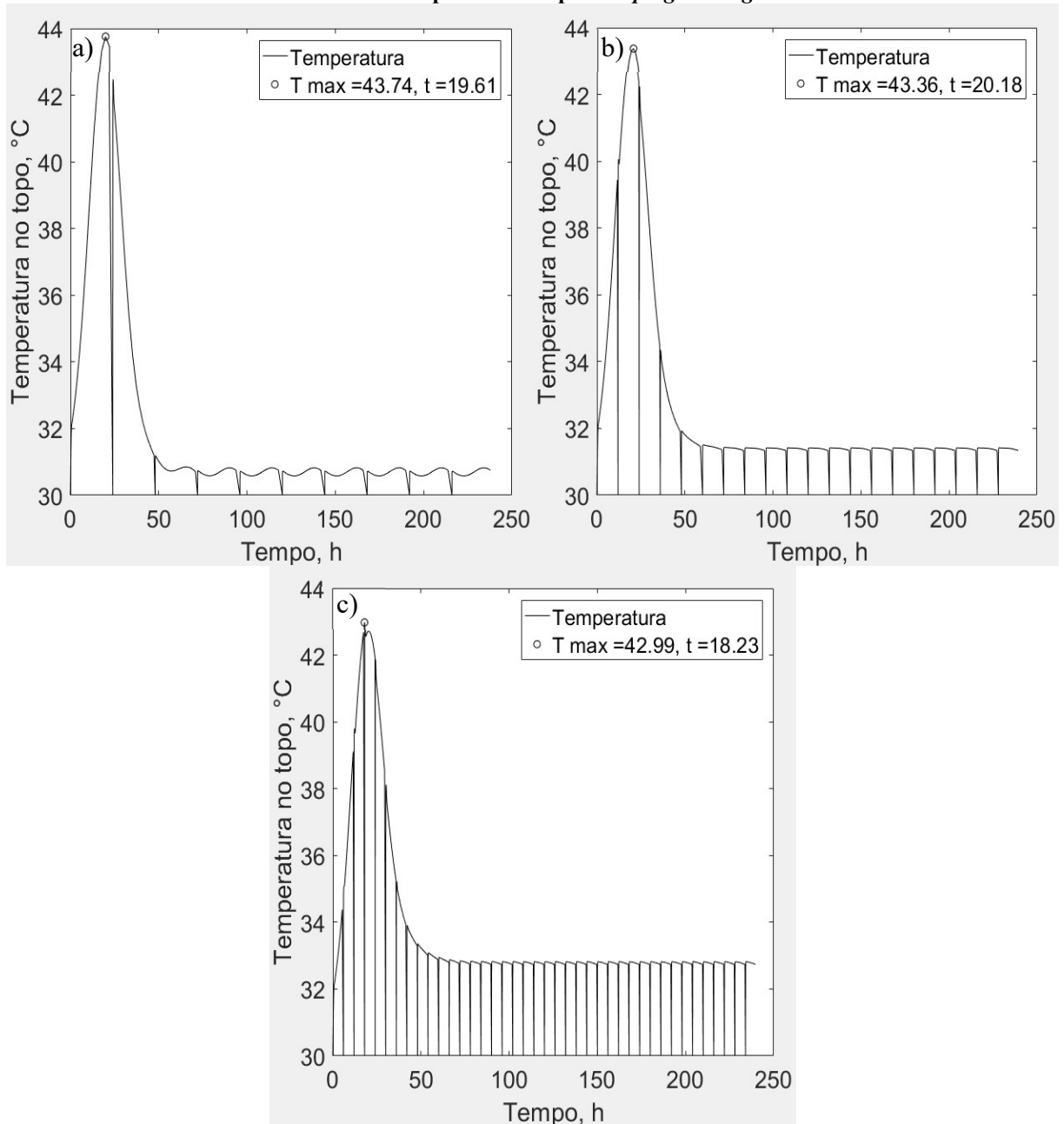
Figura 4.7 Simulações para o processo em batelada para o microrganismo *Aspergillus niger*



a) Gráfico Temperatura x Posição Axial x Tempo; b) Gráfico de Temperatura x Tempo no topo da coluna; c) Gráfico de Concentração de Biomassa x Posição Axial x Tempo; d) Gráfico de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna. **Fonte:** Elaboração própria.

A Figura 4.8 expõe os gráficos de Temperatura em função do tempo no topo da coluna para o processo semi-contínuo. Analisando os gráficos obtidos, observamos um comportamento de diminuição da temperatura máxima obtida conforme diminuimos os tempos de troca, semelhante ao observado para o microrganismo *Myceliophthora thermophila*. As diminuições de temperatura observadas equivalem à 0,83% e 1,67%, para os tempos de troca de 12 horas e 6 horas respectivamente.

Figura 4.8 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para *Aspergillus niger*

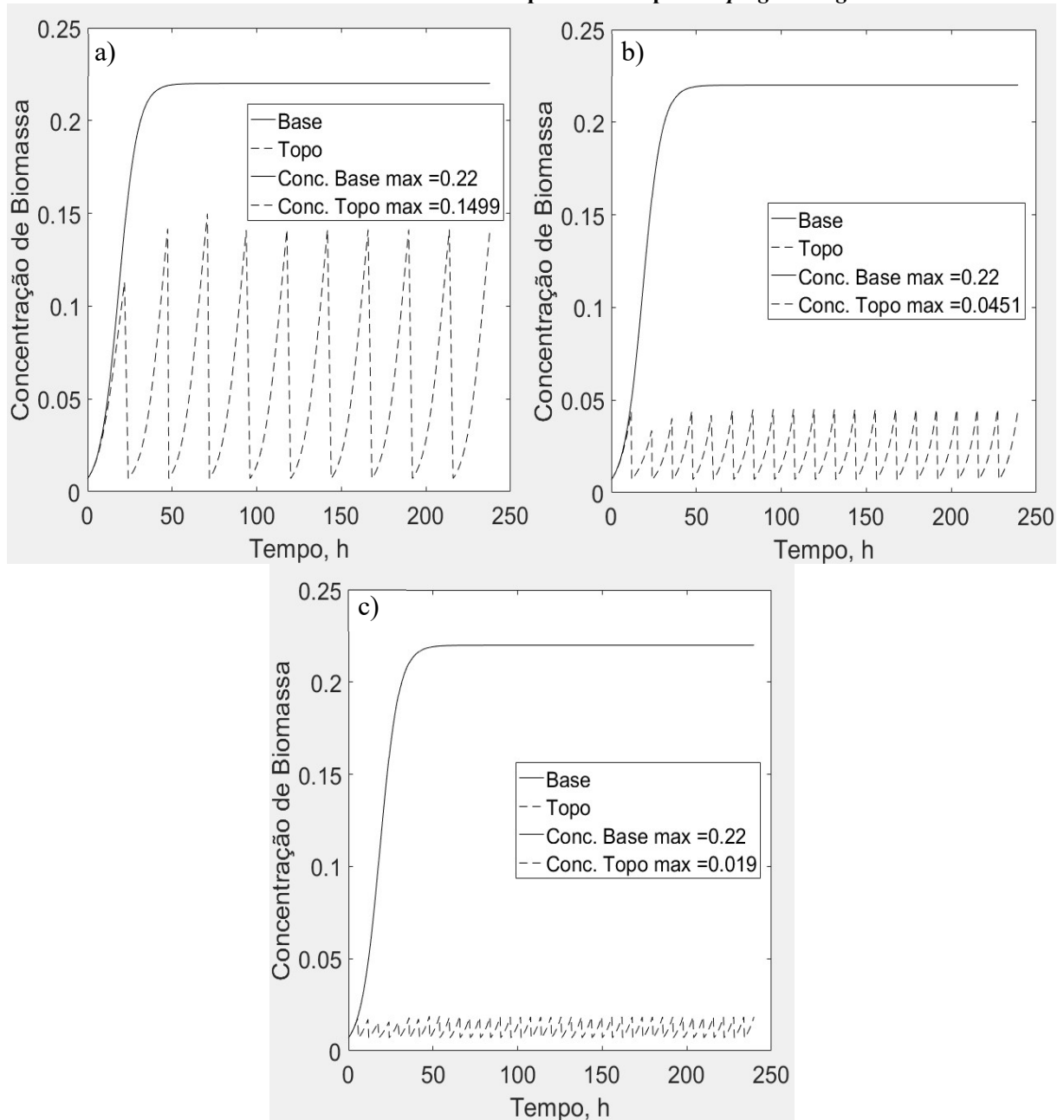


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.9 são apresentados os gráficos de Concentração de Biomassa em função do tempo no topo e na base da coluna. Avaliando os tempos de troca simulados podemos observar que, após o potencial do crescimento microbiano ser atingido, obtemos concentrações de saída equivalentes a contração máxima. Observamos também na curva tracejada, representando a concentração de topo, o mesmo comportamento periódico observado na análise para o processo semi-contínuo do *Myceliophthora thermophila*.

Figura 4.9 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo semi-contínuo com diferentes tempos de troca para *Aspergillus niger*

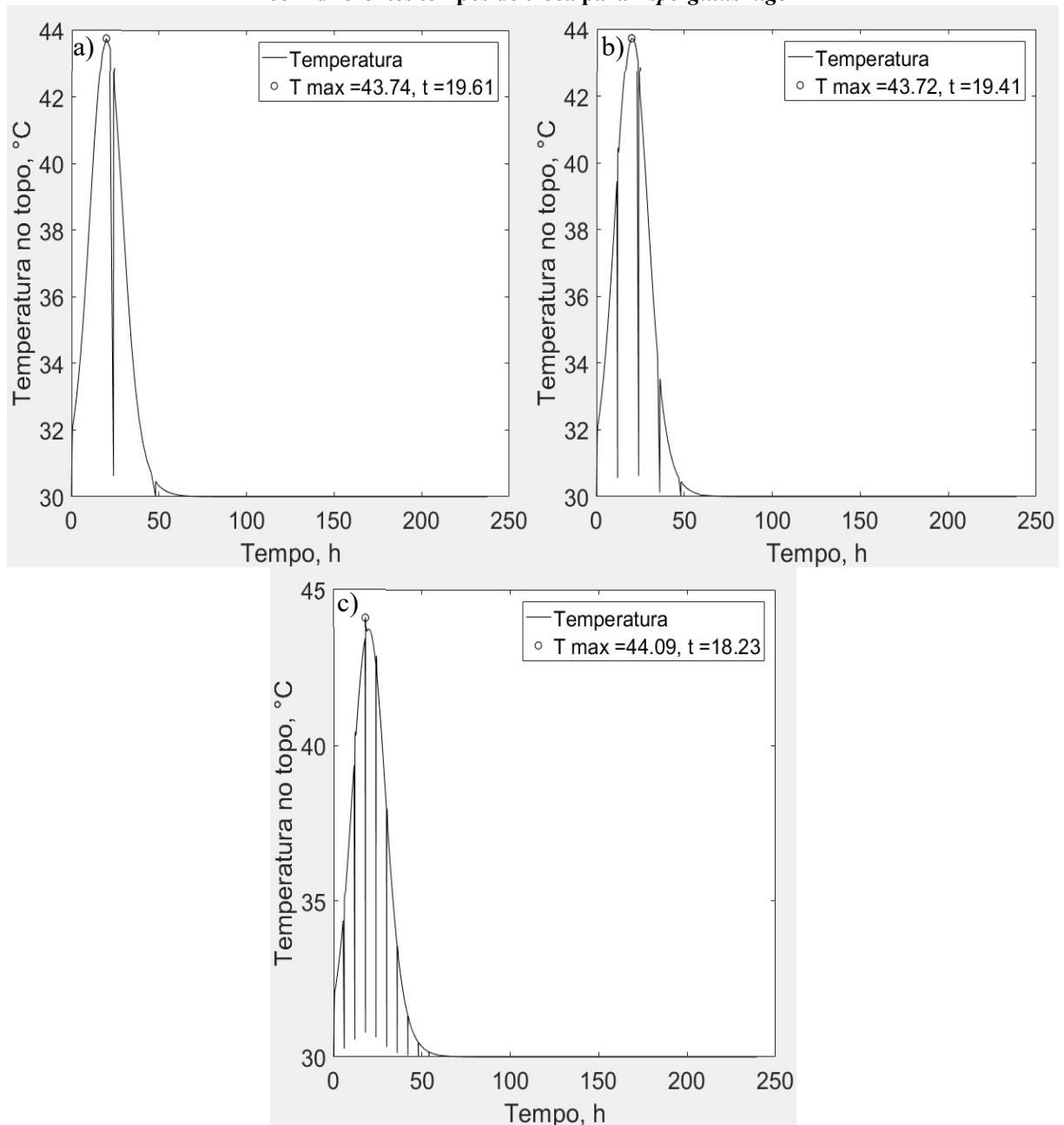


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.10 são apresentados os gráficos de Temperatura em função do tempo no topo da coluna para o processo batelada movimentada. A partir da análise dos gráficos obtidos, observamos um comportamento de aumento da temperatura máxima obtida mediante diminuição dos tempos de troca, semelhante ao observado para o *M. thermophila*.

Figura 4.10 Gráficos de Temperatura x Tempo no topo da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para *Aspergillus niger*

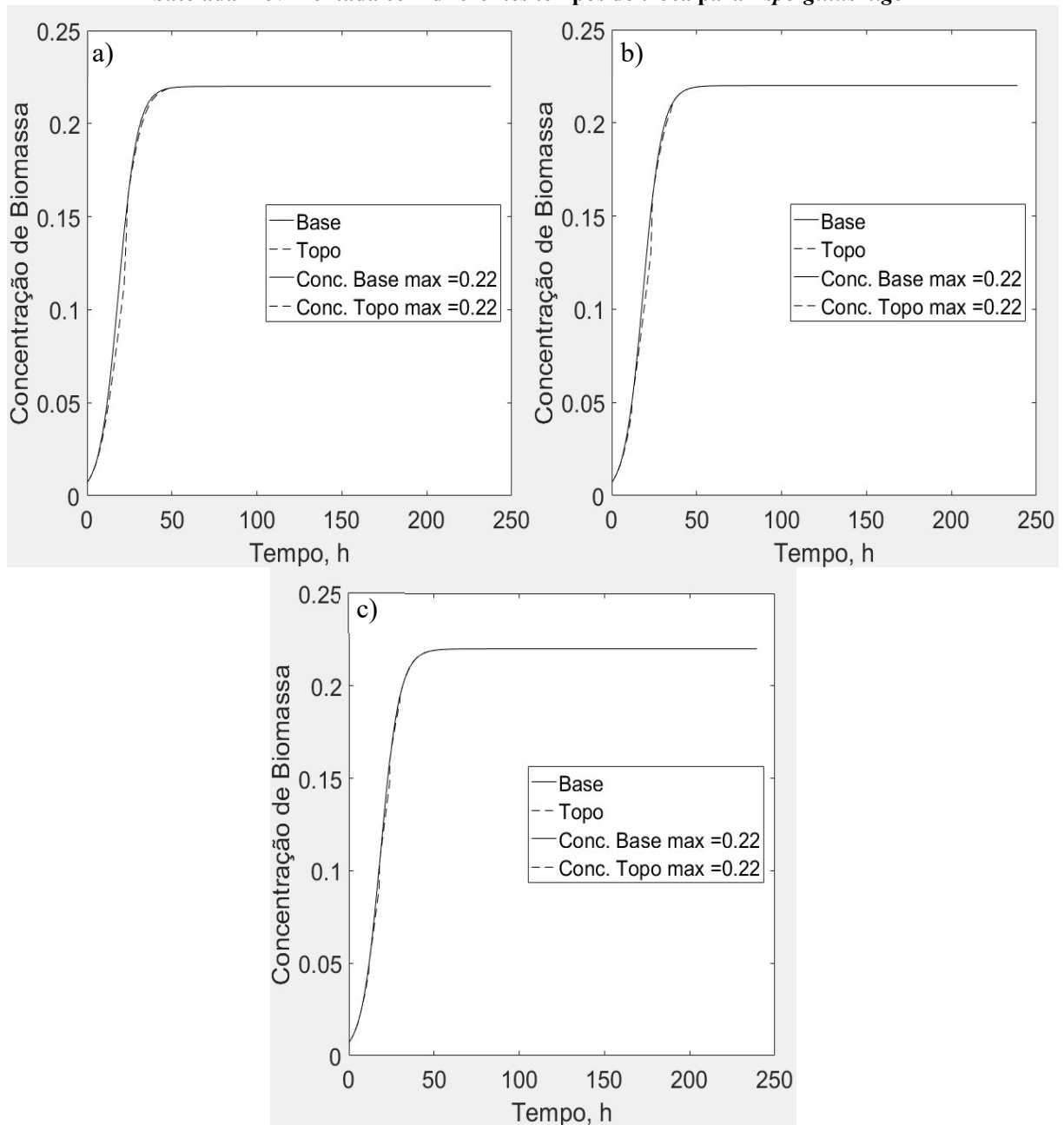


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

Fonte: Elaboração própria.

Na Figura 4.11 apresenta-se os comportamentos das concentrações de biomassa em função do tempo na base e no topo do reator para os diferentes tempos de troca para o processo de batelada movimentada. Verificamos novamente que, apesar do aumento de temperatura máxima do processo, o modo de operação aproxima as curvas de crescimento do teor de biomassa e que essa aproximação aumenta conforme diminui-se o tempo de troca do sistema.

Figura 4.11 Gráficos de Concentração de Biomassa x Tempo no topo e na base da coluna para processo batelada movimentada com diferentes tempos de troca para *Aspergillus niger*

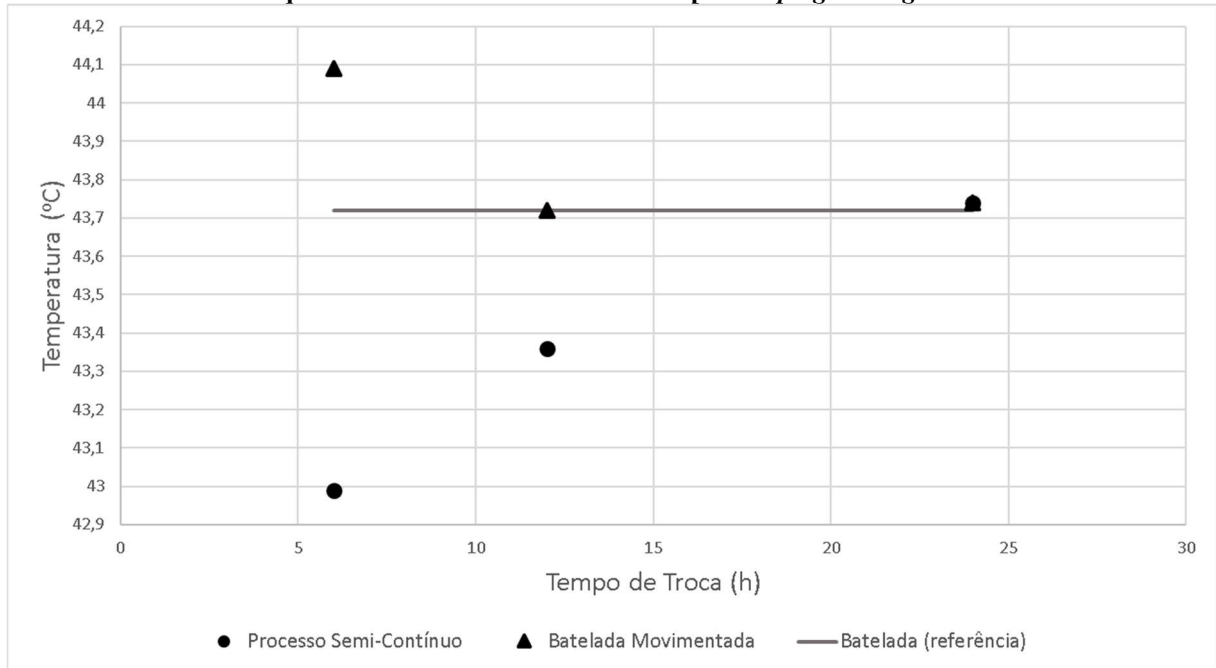


a) Tempo de troca = 24hs; b) Tempo de troca = 12hs; c) Tempo de troca = 6hs.

Fonte: Elaboração própria.

Analisando a Figura 4.12 é possível pressupor conclusões semelhantes ao caso anterior. Demonstra-se que o processo semi-contínuo é uma alternativa promissora por permitir uma obtenção contínua do produto desejado, além de não prejudicar a temperatura máxima obtida no processo.

Figura 4.12 Gráfico de temperatura máxima do módulo de topo em função do tempo de troca para os processos semi-contínuo e batelada para *Aspergillus niger*



Fonte: Elaboração própria

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

As simulações desenvolvidas em MATLAB demonstraram o potencial que o processo fermentação em estado sólido em biorreator de leito empacotado operado em modo pseudo-contínuo (BLEPC) possui, no que se refere a evitar o sobreaquecimento do processo. Mediante análise dos gráficos obtidos nota-se que a diminuição nos tempos de troca dos módulos gera diminuição da temperatura máxima durante o período de crescimento do microrganismo, proporcionando diminuição da temperatura máxima de até 0,317% para o microrganismo *Myceliophthora thermophila* e de 1,67% para *Aspergillus niger*, ambos operados com tempo de troca de módulo de 6 horas. Porém, apesar das diminuições de temperatura não serem tão impactantes, o modo de operação pseudo-contínuo mostra-se como uma alternativa promissora visto que possibilita uma produção contínua, auxiliando na viabilidade econômica de produções de intermediários necessários para diversas plantas *in loco*.

Em relação a biomassa, constata-se que tempos de troca muito curtos no modo pseudo-contínuo podem levar o processo a um estado estacionário prematuro, antes do total esgotamento do potencial de crescimento do microrganismo, fazendo com que a concentração de biomassa de saída do processo seja consideravelmente inferior. Portanto, propõe-se estudo do tempo de troca que melhor atenda às necessidades do produto final desejado para o microrganismo a ser utilizado.

5.1 Sugestões para trabalhos futuros

Realizar simulações de estudos de caso utilizando modelos que levem em consideração outros parâmetros importantes para descrever a transferência de calor e cinética de crescimento, como o fator fisiológico proposto por Fanaei e Vaziri (2009), utilizado para mensurar os efeitos de temperaturas anteriores no crescimento do microrganismo; e perfil radial de temperatura.

Apesar do modelo simulado ter apresentado resultados promissores para o modo de processo proposto, necessita-se de validação dos resultados por meio de experimentos. Além disso, sugere-se o estudo de tempos de troca operacionalmente factíveis para o nível de maturidade tecnológico da pesquisa atual e, futuramente, da indústria.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

A MARKOV, Sergei. Industrial Fermentation. In: FRANCESCHETTI, Donald R. **Applied Science**. Hackensack: Salem Press, 2012. p. 1037-1042. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/281716235_Industrial_fermentation>. Acesso em: 01 out. 2019.

BARGA, Marcelo Calide. **Modelo de inferência para a determinação da umidade do leite de um biorreator piloto de fermentação no estado sólido**. 2007. 145 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Processos Térmicos e Químicos, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2007. Disponível em: <<http://www.pipe.ufpr.br/portal/defesas/dissertacao/134.pdf>>. Acesso em: 15 out. 2019.

BARRIOS-GONZÁLEZ, Javier. Solid-state fermentation: Physiology of solid medium, its molecular basis and applications. **Process Biochemistry**, [s.l.], v. 47, n. 2, p.175-185, fev. 2012. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.procbio.2011.11.016>>. Acesso em: 15 out. 2019.

BHARGAV, S. et al. Solid-state Fermentation: An Overview. **Chemical and Biochemical Engineering Quarterly**. [s.l.], p. 49-70. jan. 2008. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/27205523_Solid-State_Fermentation_An_Overview>. Acesso em: 01 out. 2019.

BRASIL. Agência Nacional do Petróleo Gás Natural e Biocombustíveis. Ministério de Minas e Energia. **Biodiesel**. 2019. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/biocombustiveis/biodiesel>>. Acesso em: 27 out. 2019.

CANABARRO, Nicholas I. et al. Ethanol production by solid-state saccharification and fermentation in a packed-bed bioreactor. **Renewable Energy**, [s.l.], v. 102, p.9-14, mar. 2017. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.renene.2016.10.026>>. Acesso em: 15 out. 2019.

CASCIATORI, Fernanda Perpétua et al. Two-phase and two-dimensional model describing heat and water transfer during solid-state fermentation within a packed-bed bioreactor. **Chemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 287, p.103-116, mar. 2016. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2015.10.108>>. Acesso em: 01 out. 2019.

CASCIATORI, Fernanda Perpétua. **Produção de celulases fúngicas por fermentação em estado sólido::** ampliação de escala de biorreatores de leite fixo. 2015. 177 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia e Ciência de Alimentos, Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, São José do Rio Preto, 2015.

CASCIATORI, Fernanda Perpétua et al. **Structural properties of beds packed with agro-industrial solid by-products applicable for solid-state fermentation: Experimental data and effects on process performance**. **Chemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 255, p.214-224, nov. 2014. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2014.06.040>>. Acesso em: 1 out. 2019.

CUNHA, Daniele Colembergue da. **Modelagem, simulação e otimização de biorreatores de leito fixo para fermentação/bioprocessamento em estado sólido**. 2009. 114 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia e Ciência de Alimentos, Escola de Química e Alimentos, Universidade Federal do Rio Grande, Rio Grande, 2009. Disponível em: <http://repositorio.furg.br/bitstream/handle/1/6096/tese_daniele.pdf?sequence=1>. Acesso em: 25 out. 2019.

FANAEI, Mohammad Ali; VAZIRI, Behrooz Mahmoodzadeh. Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors. **Chemical Engineering And Processing: Process Intensification**, [s.l.], v. 48, n. 1, p.446-451, jan. 2009. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.cep.2008.06.001>>. Acesso em: 15 out. 2019.

GHASEM, Nayef. **Modeling and simulation of chemical process systems**. S.l: Crc Press, 2018. 502 p.

GHOSH, Raja. Cuboid Packed-Beds as Chemical Reactors? **Processes**, [s.l.], v. 6, n. 5, p.44-54, 1 maio 2018. MDPI AG. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.3390/pr6050044>>. Acesso em: 15 out. 2019.

MITCHELL, David Alexander et al. A model-based investigation of the potential advantages of multi-layer packed beds in solid-state fermentation. **Biochemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 48, n. 2, p.195-203, jan. 2010. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2009.10.008>>. Acesso em: 01 out. 2019.

PANDEY, Ashok. Solid-state fermentation. **Biochemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 13, n.2-3, p.81-84, mar. 2003. Elsevier BV. Disponível em: <[http://dx.doi.org/10.1016/s1369-703x\(02\)00121-3](http://dx.doi.org/10.1016/s1369-703x(02)00121-3)>. Acesso em: 15 out. 2019.

PIEDRAHÍTA-AGUIRRE, C. A. et al. The influence of process parameters in production of lipopeptide iturin A using aerated packed bed bioreactors in solid-state fermentation. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, [s.l.], v. 37, n. 8, p.1569-1576, 7 fev. 2014. Springer Science and Business Media LLC. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1007/s00449-014-1129-1>>. Acesso em: 15 out. 2019.

SILVEIRA, Renata Ferreira. **Produção de etanol por leveduras m biorreatores com células livres e imobilizadas utilizando soro de queijo**. 2006. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Microbiologia Agrícola e do Ambiente, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2006. Disponível em: <<https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/10386/000595952.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 15 out. 2019.

SINGHANIA, Reeta Rani et al. Recent advances in solid-state fermentation. **Biochemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 44, n. 1, p.13-18, abr. 2009. Elsevier BV. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2008.10.019>>. Acesso em: 01 out. 2019.

SOCCOL, Carlos R. et al. New Perspectives for Citric Acid Production and Application. **Food Technology and Biotechnology**. [s.l.], p. 141-149. abr. 2006. Disponível em: <https://www.researchgate.net/publication/228338285_New_Perspectives_for_Citric_Acid_Production_and_A>. Acesso em: 01 out. 2019. STANBURY, Peter F; WHITAKER, Allan; HALL, Stephen J. **Principles of Fermentation Technology**. 2. ed. Burlington: Butterworth-heinemann, 1995. 357 p.

VALADARES, Leonardo. Sete bilhões de habitantes e a produção de biocombustíveis no contexto de biorrefinaria. **Agroenergético**. Brasília, p. 8-9. 07 ago. 2013. Disponível em: <<https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/infoteca/bitstream/doc/1007156/1/Ed44082013.pdf>>. Acesso em: 15 out. 2019.