UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

ESCOLA DE ENGENHARIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ESTELA MOSCHETTA EIDELWEIN

ESTUDO DO ESCALONAMENTO DE UMA ROTA BIOTECNOLÓGICA PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDO ACRÍLICO A PARTIR DE GLICEROL RESIDUAL

Porto Alegre

2026

ESTELA MOSCHETTA EIDELWEIN

ESTUDO DO ESCALONAMENTO DE UMA ROTA BIOTECNOLÓGICA PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDO ACRÍLICO A PARTIR DE GLICEROL RESIDUAL

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à COMGRAD/ENQ da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química. Este trabalho está vinculado ao projeto desenvolvido pelo aluno durante as disciplinas de Planejamento e projeto da indústria química I e II deste curso.

Orientadora: Profa. Dra. Daniele Misturini Rossi

Porto Alegre

2026

CIP - Catalogação na Publicação

Moschetta Eidelwein, Estela
ESTUDO DO ESCALONAMENTO DE UMA ROTA BIOTECNOLÓGICA PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDO ACRÍLICO A PARTIR DE GLICEROL RESIDUAL / Estela Moschetta Eidelwein. -- 2026.
70 f.
Orientadora: Daniele Misturini Rossi.

Trabalho de conclusão de curso (Graduação) -- Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Escola de Engenharia, Curso de Engenharia Química, Porto Alegre, BR-RS, 2026.

1. Glicerol. 2. Ácido acrílico. 3. Ácido 3-hidroxipropanoico. 4. Escalonamento. 5. Biorreator. I. Misturini Rossi, Daniele, orient. II. Título.

Elaborada pelo Sistema de Geração Automática de Ficha Catalográfica da UFRGS com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

ESTELA MOSCHETTA EIDELWEIN

ESTUDO DO ESCALONAMENTO DE UMA ROTA BIOTECNOLÓGICA PARA PRODUÇÃO DE ÁCIDO ACRÍLICO A PARTIR DE GLICEROL RESIDUAL

Este Trabalho de Conclusão de Curso foi analisado e julgado adequado para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química e aprovado em sua forma final pelo Orientador e pela Banca Examinadora designada pela COMGRAD/ENQ da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

_____

Daniele Misturini Rossi

_____

Caroline Borges Agustini

Aprovado em:__/__/__

Banca Examinadora:

Profª Dra. Débora Jung Luvizetto Faccin, Universidade Federal do Rio Grande do Sul _____

Me. Fernando Xavier Suita, Universidade Federal do Rio Grande _____

AGRADECIMENTOS

Inicio meus agradecimentos por aqueles que sempre estiveram presentes, mesmo com a distância, seja ela qual for. Agradeço à minha mãe, Claudia, por sempre acreditar nos meus sonhos e me apoiar incondicionalmente. Ao meu pai, Darlei, por ter me incentivado a cursar Engenharia e encontrar meu lugar no mundo. Aos demais familiares, agradeço por compreenderem minha ausência no dia a dia e por demonstrarem constante interesse pelas minhas atividades, mesmo não compreendendo integralmente a maioria delas.

Agradeço à Fernanda, por compartilhar os dias comigo, ouvir minhas ambições, preocupações e, principalmente, por ter estado ao meu lado durante a elaboração deste trabalho.

Agradeço aos meus colegas Lorenzo Martiny, Lorenzo Dal Ponte e Mariana Moschem, por terem dedicado longas horas ao trabalho desenvolvido nas disciplinas de Planejamento e Projeto da Indústria I e II.

À Profa. Dra. Daniele Misturini Rossi, expresso minha gratidão pela dedicação, paciência e orientação ao longo do desenvolvimento deste Trabalho de Conclusão de Curso e das oportunidades de Iniciação Científica. Agradeço também à banca examinadora pelo interesse e disponibilidade!

Agradeço à Universidade Federal do Rio Grande do Sul, que ao longo desses anos proporcionou não apenas minha formação acadêmica, mas também oportunidades de crescimento pessoal e profissional, por meio de projetos de iniciação científica e de mobilidade acadêmica.

Por fim, aos projetos extracurriculares dos quais tive a oportunidade de participar ao longo da graduação, especialmente o Centro dos Estudantes Universitários de Engenharia (CEUE), a Bateria Minotrago, a Equipe de Tênis de Mesa, a Associação Atlética Acadêmica da Escola de Engenharia (AAEE) e a Feira de Oportunidades, deixo meu sincero agradecimento pelas experiências proporcionadas, pelas amizades, trocas de vivências e momentos que marcaram de forma significativa minha trajetória universitária, tornando essa caminhada mais leve, enriquecedora e humana.

RESUMO

A produção de ácido acrílico é tradicionalmente realizada por meio de rotas petroquímicas consolidadas; entretanto, processos alternativos a partir do glicerol vêm sendo estudados devido à disponibilidade dessa matéria-prima renovável proveniente da cadeia do biodiesel. Entre as rotas propostas, destaca-se a conversão química do glicerol em acroleína e posteriormente em ácido acrílico, porém a aplicação industrial desse processo é limitada, principalmente pelo elevado custo e pela rápida desativação dos catalisadores empregados. Nesse contexto, este trabalho propõe uma rota híbrida alternativa para obtenção de ácido acrílico a partir do glicerol bruto, utilizando o ácido 3-hidroxipropanoico (3-HP) como intermediário, visando reduzir os problemas associados à etapa catalítica convencional. O objetivo do estudo foi realizar o escalonamento da etapa fermentativa de produção de 3-HP, definindo as condições operacionais do biorreator e avaliando os principais critérios de ampliação aplicáveis ao processo. Inicialmente, foi realizada uma revisão bibliográfica para seleção do microrganismo mais adequado, sendo escolhida uma cepa recombinante de *Klebsiella pneumoniae* devido à elevada concentração e produtividade de 3-HP reportadas na literatura. Em seguida, foram definidas as condições operacionais do cultivo e realizado o escalonamento de um biorreator de bancada para um equipamento industrial de 200 m³, utilizando relações geométricas entre as escalas. Foram analisados diferentes critérios de ampliação para agitação e aeração, incluindo potência por volume de meio, velocidade da ponta do impelidor, número de Reynolds, capacidade de bombeamento, vazão específica de ar, velocidade superficial do gás e número de aeração. Os resultados demonstraram que a manutenção da potência por volume e do número de aeração constante apresentou maior coerência técnica para a ampliação do processo, resultando em condições operacionais compatíveis com aplicações industriais. O sistema escalonado apresentou potência aproximada de 30,6 kW, regime turbulento e demanda de aeração equivalente a 0,10 vvm, indicando viabilidade técnica para operação em grande escala. Dessa forma, conclui-se que a integração entre etapas biotecnológicas e catalíticas para conversão do glicerol em ácido acrílico representa uma alternativa promissora e potencialmente mais sustentável, além de contribuir para minimizar limitações associadas ao uso de catalisadores de alto custo e baixa estabilidade na rota química convencional.

Palavras-chave: *glicerol; ácido acrílico; ácido 3-hidroxipropanoico; escalonamento de biorreator.*

ABSTRACT

Acrylic acid is traditionally produced through consolidated petrochemical routes; however, alternative processes based on glycerol have attracted interest due to the availability of this renewable raw material from the biodiesel industry. Among these routes, the chemical conversion of glycerol into acrolein followed by acrylic acid production stands out, although its industrial application is limited mainly by the high cost and fast catalysts' deactivation. In this context, this work proposes an alternative hybrid route for acrylic acid production from crude glycerol using 3-hydroxypropionic acid (3-HP) as an intermediate, aiming to reduce the limitations associated with the conventional catalytic route. The objective of this study was to perform the scale-up of the fermentative stage for 3-HP production, defining the bioreactor operating conditions and evaluating the main scale-up criteria applicable to the process. Initially, a literature review was carried out to select the most suitable microorganism, and a recombinant strain of *Klebsiella pneumoniae* was chosen due to the high 3-HP concentration and productivity reported in the literature. Subsequently, the cultivation operating conditions were defined, and the scale-up from a laboratory-scale bioreactor to a 200 m³ industrial bioreactor was performed using geometric relationships between scales. Different scale-up criteria for agitation and aeration were analyzed, including power per volume of medium, impeller tip speed, Reynolds number, pumping capacity, specific air flow rate, superficial gas velocity, and aeration number. The results demonstrated that maintaining constant power per volume and aeration number provided the most technically consistent scale-up strategy, resulting in operating conditions compatible with industrial applications. The scaled system presented an estimated power requirement of 30.6 kW, turbulent flow regime, and aeration demand equivalent to 0.10 vvm, indicating technical feasibility for large-scale operation. Therefore, the integration of biotechnological and catalytic steps for converting glycerol into acrylic acid represents a promising and potentially more sustainable alternative, while also helping to minimize limitations associated with the use of high-cost and low-stability catalysts in the conventional chemical route.

Keywords: *glycerol; acrylic acid; 3-hydroxypropionic acid; bioreactor scale-up.*

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Estrutura molecular do 3-HP. 3
Figura 2 - Potenciais utilizações industriais do 3-HP. 4
Figura 3 – Fluxograma de processo da produção convencional de ácido acrílico. 5
Figura 4 – Rota biotecnológica-catalítica de conversão de glicerol a ácido acrílico. 8
Figura 5 - Síntese do 3-HP a partir do glicerol pelas vias CoA-independente e CoA-dependente. 9
Figura 6 - Biorreator STR típico e suas dimensões. 13
Figura 7 – Escoamento axial para impelidores tipo hélice marinha em tanque com chicanas. 14
Figura 8 – Escoamento radial para impelidores tipo turbina com disco e pás planas em tanque com chicanas. 14
Figura 9 – Relação entre a potência transmitida por duas turbinas em relação à transferida por um turbina (P_2/P_1), em função da relação H_i/D_i, para turbina de pás planas. 15
Figura 10 - Escalas de trabalho no desenvolvimento de processos fermentativos. 17
Figura 11 – Fluxograma simplificado da síntese de ácido acrílico a partir do glicerol residual. 20
Figura 12 – Número de potência (N_P) em função do número de Reynolds (N_{Re}) para impelidores tipo pás planas e tipo hélice, para sistema não aerado. 26
Figura 13 – Concentração de 3-HP produzido, rendimento e produtividade dos principais microrganismos considerados no trabalho. 29
Figura 14 – Desenho simplificado do biorreator proposto. 34

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição amostral do glicerol bruto. 23

Tabela 2 – Parâmetros do cultivo em escala laboratorial..... 30

Tabela 3 – Parâmetros do cultivo na escala industrial proposta. 32

Tabela 4 – Dimensões estimadas pelas relações geométricas para impelidor tipo Rushton.... 33

Tabela 5 – Resultado da rotação do impelidor (N) na escala industrial (V = 200 m^3) obtido considerando os diferentes critérios de escalonamento. 35

Tabela 6 – Resultado das demais variáveis na escala industrial utilizando P/V_L como critério de escalonamento. 36

Tabela 7 – Vazão de ar necessária para o biorreator de 200 m^3 estimada pelos diferentes critérios de ampliação. 37

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 1

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 3

2.1 ÁCIDO 3-HIDROXIPROPANOICO 3

2.2 ÁCIDO ACRÍLICO E ROTAS DE PRODUÇÃO 4

2.2.1 Rota convencional 4
2.2.2 Rota química a partir do glicerol 5
2.2.3 Rota biotecnológica-catalítica 8
2.2.4 Glicerol residual como matéria-prima renovável 12

2.3 BIORREATORES 13

2.4 CRITÉRIOS E ESTRATÉGIAS DE SCALE UP EM BIORREATORES 16

3 FORMULAÇÃO DO PROBLEMA 19

4 MATERIAIS E MÉTODOS 23

4.1 DEFINIÇÃO DO MICRORGANISMO E FORMA DE OPERAÇÃO 23

4.2 ESCALONAMENTO DO BIORREATOR 23

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES 29

5.1 DEFINIÇÃO DO MICRORGANISMO E FORMA DE OPERAÇÃO 29

5.2 ESCALONAMENTO DO BIORREATOR 32

5.2.1 Estimativa das dimensões do equipamento e impelidores 32
5.2.2 Definição dos critérios de escalonamento 34
5.2.2.1 Critérios de agitação 34
5.2.2.2 Critérios de aeração 37

6 CONCLUSÕES 39

REFERÊNCIAS 41

APÊNDICE A - RELATÓRIO DA COMPOSIÇÃO DO GLICEROL BRUTO PRODUZIDO E ANALISADO PELA EMPRESA BE8. 51

APÊNDICE B – ESTIMATIVA DA MASSA ESPECÍFICA DA MISTURA NÃO AERADA. 52

APÊNDICE C – ESTIMATIVA DA VISCOSIDADE DINÂMICA DA MISTURA. 53

APÊNDICE D – DETERMINAÇÃO DO NÚMERO E DISTÂNCIA ENTRE OS IMPELIDORES. 54

1 INTRODUÇÃO

A utilização de glicerol como matéria-prima para a síntese de ácidos orgânicos vem crescendo ao longo dos anos por conta da sua relação direta com a indústria do biodiesel. No Brasil, o biodiesel é um componente estratégico na matriz energética brasileira devido à disponibilidade de matérias-primas e pela obrigatoriedade de adição no diesel comercial – regulamentada pelo Programa Nacional de Produção e Uso de Biodiesel (PNPB) - e por incentivos fiscais (COELHO, 2017).

O glicerol é um composto com ampla aplicação industrial, sendo utilizado principalmente nas indústrias farmacêutica, cosmética e alimentícia, onde atua como solvente, umectante e agente de viscosidade. Além disso, também é empregado como matéria-prima na produção de diversos compostos químicos de maior valor agregado, o que reforça sua importância como insumo industrial (TAN; ABDUL AZIZ; AROUA, 2013). Uma destas possibilidades de agregar valor a este subproduto é produzindo o ácido acrílico, um químico amplamente utilizado na produção de materiais superabsorventes, polímeros, tintas e vernizes, ésteres e derivados, sais de origem acrílica (alguns deles utilizados para maior absorção de água pelo solo), detergentes e produtos de limpeza, materiais de construção, médicos, e odontológicos, entre outros (NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION, 2026).

A conversão do glicerol em acroleína, e desta para ácido acrílico foi estudada por diversos autores (DIMIAN; BILDEA, 2021; DUBOIS; PATIENCE, 2014; PAWANIPAGAR et al., 2025; SANDID et al., 2023) e tem como principal limitador o custo do catalisador da reação de glicerol para acroleína (TALEBIAN-KIAKALAIEH; AMIN, 2017). Uma rota de síntese alternativa que não apresenta este problema é mista (primeira etapa biotecnológica e a segunda química), que tem como intermediário o ácido 3-hidroxipropanoico (3-HP).

Dessa forma, este trabalho visa realizar o escalonamento do processo de produção de ácido acrílico a partir do glicerol via 3-HP, por meio da definição e aplicação de critérios de projeto e cálculos de ampliação, estabelecendo as condições operacionais do biorreator e propondo o fluxograma integrado do processo.

Como objetivos específicos, busca-se:

a. Selecionar o microrganismo mais adequado considerando sua aplicação em processos em maior escala;

b. Definir as condições operacionais do biorreator (temperatura, pH, aeração e agitação);
c. Avaliar os critérios de escalonamento relevantes (geométricos, hidrodinâmicos e de transferência de massa); e,
d. Realizar os cálculos de escalonamento para transposição do processo de escala laboratorial para escala ampliada.

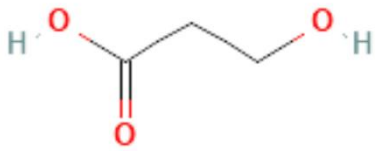
De forma geral, o trabalho está estruturado em cinco capítulos. O primeiro apresenta a introdução ao tema; o segundo reúne a revisão bibliográfica necessária ao desenvolvimento do estudo. O capítulo 3 descreve o problema abordado, enquanto o capítulo 4 apresenta a metodologia aplicada. O capítulo 5 é dedicado à discussão e análise dos resultados obtidos. Por fim, a conclusão sintetiza os principais pontos do trabalho e permite avaliar o atendimento aos objetivos específicos propostos.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ÁCIDO 3-HIDROXIPROPANOICO

O ácido 3-hidroxipropanoico (nome IUPAC), também conhecido como 3-hidroxipropiônico (3-HP), é um ácido orgânico de cadeia curta, polar e solúvel em água, de fórmula molecular $C_3H_6O_3$, caracterizado pela presença simultânea de um grupo carboxílico (-COOH) e um grupo hidroxila (-OH) (Figura 1)(PubChem, 2026). Essa estrutura caracteriza elevada reatividade química ao composto, permitindo tanto reações típicas de ácidos carboxílicos quanto de álcoois, podendo, então, sofrer desidratação para formar ácido acrílico (KUMAR; ASHOK; PARK, 2017). Essas propriedades tornam o 3-HP um intermediário versátil em diversas transformações químicas.

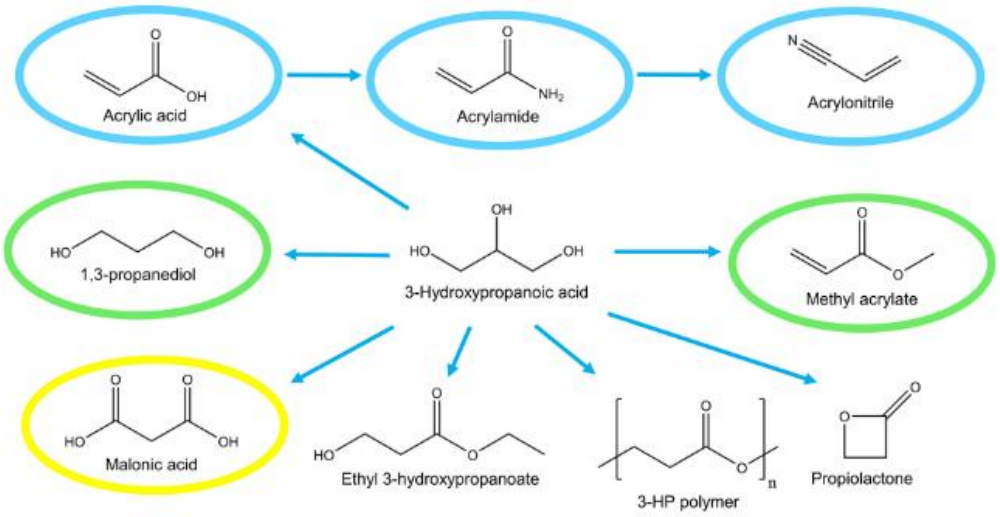
Figura 1 - Estrutura molecular do 3-HP.



Fonte: PubChem (2026).

Nesse contexto, o 3-HP é reconhecido como um *platform chemical*, capaz de originar diversos produtos de alto valor agregado (Figura 2), como ácido acrílico, acrilamida, ácido malônico e 1,3-propanodiol, amplamente aplicados na produção de polímeros, resinas, fibras sintéticas, adesivos, revestimentos e cosméticos (JERS et al., 2019; LI et al., 2023).

Figura 2 - Potenciais utilizações industriais do 3-HP.



Fonte: JERS et al. (2019).

2.2 ÁCIDO ACRÍLICO E ROTAS DE PRODUÇÃO

2.2.1 Rota convencional

A produção convencional de ácido acrílico é baseada na oxidação catalítica parcial de propeno ou propano em fase vapor, sendo tradicionalmente realizada em três etapas principais: preparação da alimentação, reação e purificação do produto (BARUS *et al*., 2025) (Figura 3). Inicialmente, o hidrocarboneto é misturado com ar, vapor e, em alguns casos, oxigênio puro, sendo a corrente pré-aquecida, frequentemente com recuperação de calor do próprio processo, para melhorar a eficiência energética.

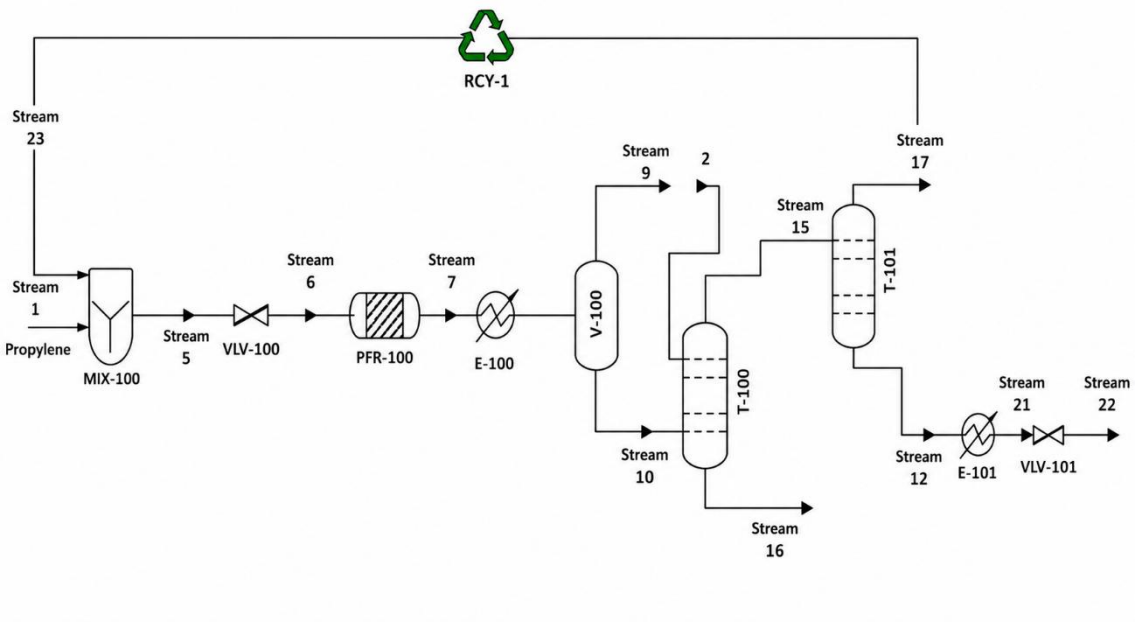
A reação ocorre em reatores de leito fixo ou fluidizado, utilizando catalisadores de óxidos metálicos mistos, geralmente à base de molibdênio e vanádio (LANDI; LISI; RUSSO, 2005; LIN, 2001). Na rota via propeno, a reação ocorre em duas etapas sequenciais, formando inicialmente acroleína e posteriormente ácido acrílico; quando se utiliza propano, há uma etapa prévia de desidrogenação a propeno (BARUS *et al*., 2025). Para preservar elevada seletividade

ao ácido acrílico, trabalha-se frequentemente com conversões moderadas e reciclo dos reagentes não convertidos (AI, 1992; BARUS *et al*., 2025).

Após a reação, o efluente é submetido a etapas de separação e purificação para obtenção de ácido acrílico em grau glacial. Gases não condensáveis são inicialmente separados e recirculados, enquanto a corrente líquida segue para operações de extração e múltiplas colunas de destilação, projetadas para contornar a formação de azeótropos e remover água e subprodutos, como ácido acético (BARUS *et al*., 2025).

Por ser altamente exotérmico, o processo exige rigoroso controle térmico, com uso de fluidos para remoção de calor e integração energética. Este também adota recuperação de energia e medidas de segurança, como inibidores para evitar a polimerização do ácido acrílico e controle operacional para mitigar riscos de inflamabilidade (AI, 1992).

Figura 3 – Fluxograma de processo da produção convencional de ácido acrílico.



Fonte: BARUS, et al (2025).

2.2.2 Rota química a partir do glicerol

A produção de ácido acrílico a partir do glicerol tem se destacado como uma rota alternativa promissora à via petroquímica convencional baseada no propeno, especialmente em um

contexto de valorização de matérias-primas renováveis e de aproveitamento do excedente de glicerol gerado pela indústria de biodiesel (WITSUTHAMMAKUL; SOOKNOI, 2012). Essa rota busca converter um subproduto de baixo valor agregado em um intermediário químico de grande importância industrial, utilizado na produção de polímeros acrílicos, tintas, adesivos e superabsorventes (PubChem, 2026).

A rota química baseada no glicerol ocorre, em geral, em duas etapas reacionais principais: a desidratação do glicerol para formação de acroleína e, posteriormente, a oxidação parcial da acroleína para ácido acrílico (DUBOIS; PATIENCE, 2014).

Na primeira etapa, o glicerol sofre desidratação catalítica, com remoção de duas moléculas de água, formando acroleína como principal produto intermediário. Essa reação pode ser conduzida em fase gasosa ou em fase líquida, sob temperaturas tipicamente entre 250 e 400 °C e pressões próximas à atmosférica ou moderadamente elevadas (SANDID et al., 2023). A viabilidade dessa etapa depende fortemente do uso de catalisadores ácidos, uma vez que a reação térmica sem catalisador apresenta baixa seletividade e elevada formação de subprodutos (PAWANIPAGAR et al., 2025).

Entre os catalisadores mais estudados destacam-se materiais à base de zircônia modificada com tungstênio, silício ou titânio, além de heteropoliácidos e zeólitas. Esses materiais promovem elevada atividade e seletividade para acroleína, embora desafios como formação de coque e desativação catalítica ainda sejam relevantes (PAWANIPAGAR et al., 2025). Além disso, a alimentação do reator geralmente utiliza soluções aquosas de glicerol, pois concentrações excessivas favorecem reações paralelas, formação de compostos pesados e problemas operacionais (SANDID et al., 2023).

Apesar do potencial da reação, diversos subprodutos podem ser formados, como hidroxiacetona, acetaldeído, ácido acético e compostos fenólicos. Esses produtos secundários, somados ao coque depositado sobre o catalisador, representam importantes obstáculos tecnológicos para a aplicação industrial contínua do processo (DUBOIS; PATIENCE, 2014).

Após a etapa de desidratação, muitas propostas de processo incluem uma unidade intermediária de separação ou condensação parcial entre os dois reatores. Seu principal objetivo é promover o reciclo do glicerol não reagido e separar a acroleína e outros compostos leves, como a acetona, dos componentes mais pesados presentes na corrente, como glicerol residual e

acetol (DUBOIS; PATIENCE, 2014). Essa separação é particularmente importante porque o acetol apresenta ponto de ebulição (145,4 °C) muito próximo ao do ácido acrílico (141,0 °C), tornando sua separação após a etapa de oxidação tecnicamente difícil e economicamente inviável (SANDID et al., 2023). Além de viabilizar essa separação antecipada, a etapa intermediária também reduz o teor de água e subprodutos pesados alimentados ao segundo reator, protegendo o catalisador de oxidação contra desativação prematura, aumentando a seletividade do processo e evitando a obtenção de uma solução excessivamente diluída de ácido acrílico, o que encareceria as etapas posteriores de purificação (PAWANIPAGAR et al., 2025).

No segundo reator, a acroleína é oxidada seletivamente a ácido acrílico na presença de oxigênio molecular, normalmente em fase gasosa e em temperaturas entre 250 e 320 °C (DUBOIS; PATIENCE, 2014). Trata-se de uma reação exotérmica, exigindo controle térmico rigoroso, o que justifica o uso frequente de reatores multitubulares ou de placas (SANDID et al., 2023).

Os catalisadores empregados nessa etapa são tipicamente óxidos metálicos mistos, especialmente formulações baseadas em molibdênio, vanádio e tungstênio, frequentemente modificadas com outros metais para otimização da atividade e seletividade (PAWANIPAGAR et al., 2025). Esses sistemas catalíticos apresentam alta eficiência, mas são sensíveis à presença de excesso de vapor d'água e impurezas oriundas da primeira etapa, reforçando a importância da condensação intermediária (PAWANIPAGAR et al., 2025).

Além do núcleo reacional, a viabilidade industrial da rota depende de estratégias de integração e reciclo (DIMIAN; BILDEA, 2021). Patentes e estudos propõem a recirculação do glicerol não reagido (DUBOIS; PATIENCE, 2014) e o uso de etapas de purificação da matéria-prima — especialmente no caso do glicerol bruto oriundo do biodiesel — para remoção de sais e matéria orgânica não glicerol (MONG), que podem causar corrosão ou envenenamento catalítico (XIAO et al., 2013). Técnicas como nanofiltração, osmose reversa, eletrodiálise e troca iônica têm sido avaliadas nesse contexto (ATTARBACHI et al., 2024).

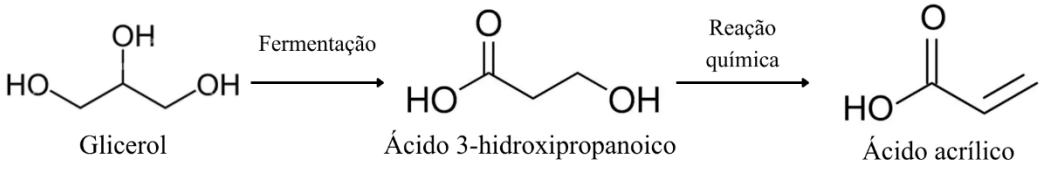
Embora essa rota apresente vantagens ambientais e potencial de integração com biorrefinarias (BROBBEY et al., 2023), desafios ainda limitam sua consolidação comercial, incluindo a estabilidade dos catalisadores (SANDID et al., 2023), a seletividade em ambas as etapas, o controle da formação de subprodutos e os custos de purificação e separação (DUBOIS; PATIENCE, 2014). Ainda assim, o aproveitamento do glicerol como plataforma química para

produção de ácido acrílico representa uma alternativa estratégica para reduzir dependência de matérias-primas fósseis e avançar em processos químicos mais sustentáveis (BROBBEY et al., 2023).

2.2.3 Rota biotecnológica-catalítica

Além da rota puramente química via desidratação do glicerol, destaca-se a rota mista biotecnológica-catalítica para produção de ácido acrílico, baseada na conversão do glicerol em ácido 3-hidroxipropiônico (3-HP) por via fermentativa, seguida de sua transformação catalítica em ácido acrílico (Figura 4) (BHAGWAT et al., 2021; DISHISHA et al., 2015). Essa abordagem tem despertado interesse por combinar a seletividade dos processos biológicos com a eficiência das etapas catalíticas, configurando uma alternativa renovável à rota petroquímica convencional (ABUBAKAR et al., 2023).

Figura 4 – Rota biotecnológica-catalítica de conversão de glicerol a ácido acrílico.



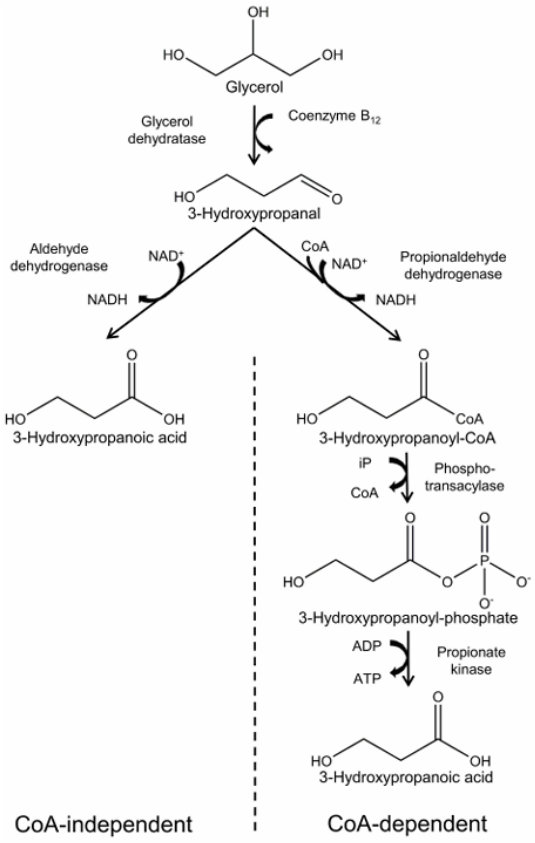
Fonte: a autora (2026).

2.2.3.1 Conversão fermentativa de glicerol a ácido 3-hidroxipropanoico

A conversão ocorre, predominantemente, por uma rota metabólica em duas etapas, na qual o glicerol é inicialmente convertido em 3-hidroxipropionaldeído (3-HPA) por ação da enzima glicerol desidratase, seguida da oxidação desse intermediário a 3-HP por aldeído desidrogenase (KUMAR et al., 2013; JERS et al., 2019). Dentre as diferentes vias propostas para produção microbiana de 3-HP, a rota independente de coenzima A (CoA) destaca-se pela menor complexidade metabólica e pelo maior potencial de aplicação industrial (KUMAR et al., 2013). Nessa via, o principal desafio metabólico consiste em direcionar o fluxo de carbono proveniente

do glicerol para a formação de 3-HP, minimizando simultaneamente sua redistribuição para rotas competitivas. Um esquema da conversão é demonstrado na Figura 5.

Figura 5 - Síntese do 3-HP a partir do glicerol pelas vias CoA-independente e CoA-dependente.



Fonte: JERS et al. (2019).

Os microrganismos mais frequentemente empregados nesse processo são *Klebsiella pneumoniae* e *Escherichia coli*, devido às suas características metabólicas e ao potencial de modificação genética (JERS et al., 2019; JIANG et al., 2018). A *K. pneumoniae* apresenta a vantagem de metabolizar glicerol naturalmente e sintetizar vitamina B12, cofator essencial para a atividade catalítica da glicerol desidratase na conversão de glicerol em 3-HPA (KUMAR et al., 2013). Entretanto, seu metabolismo também favorece a formação de subprodutos, principalmente 1,3-propanodiol (PDO), ácido acético e ácido lático, reduzindo a seletividade do processo para 3-HP (LI et al., 2016). Em contraste, *E. coli* não possui naturalmente essa rota metabólica, sendo necessária a introdução de genes heterólogos para viabilizar a síntese de 3-HP (JERS et al., 2019). Apesar disso, esse microrganismo é amplamente explorado devido à elevada flexibilidade para engenharia metabólica, permitindo maior controle sobre o

direcionamento do fluxo de carbono e a otimização das condições de produção (CHU et al., 2015).

Independentemente do microrganismo empregado, o principal objetivo das modificações metabólicas é aumentar o fluxo de carbono direcionado ao 3-HP e reduzir a formação de compostos indesejados (DISHISHA et al., 2017; JERS et al., 2019; JIANG et al., 2018; LI et al., 2016). Para isso, uma estratégia comum consiste em aumentar a atividade das enzimas responsáveis pela conversão de 3-HPA em 3-HP, evitando o acúmulo desse intermediário dentro da célula (KUMAR et al., 2013). Isso é importante porque o 3-HPA apresenta elevada toxicidade celular e pode comprometer o crescimento microbiano e a estabilidade do processo quando acumulado em excesso. Paralelamente, genes associados à formação de subprodutos podem ser removidos ou inibidos, reduzindo o consumo desnecessário de carbono e aumentando a seletividade do sistema (ASHOK et al., 2011; HUANG et al., 2013).

Além do direcionamento metabólico, o balanço de cofatores celulares representa um fator crítico para a eficiência da conversão. Durante a oxidação de 3-HPA para 3-HP ocorre consumo de NAD^+ e geração de NADH, tornando necessária a regeneração contínua desses cofatores para manutenção da atividade metabólica (JERS et al., 2019; JIANG et al., 2018). Nesse contexto, a própria formação controlada de 1,3-propanodiol pode auxiliar o equilíbrio redox, pois sua síntese consome NADH e regenera NAD^+. Assim, embora o PDO seja considerado um subproduto, sua formação em quantidades moderadas pode contribuir para maior estabilidade metabólica e operacional do sistema (KUMAR et al., 2013).

Outro aspecto importante está relacionado à dependência da vitamina B12. Esse cofator é essencial para a atividade da glicerol desidratase, porém apresenta sensibilidade à presença de oxigênio (KUMAR et al., 2013). Dessa forma, a aeração do processo deve ser cuidadosamente controlada. Quantidades moderadas de oxigênio favorecem a regeneração de cofatores celulares, mas excesso de aeração pode inativar a vitamina B12 e reduzir a eficiência da conversão do glicerol em 3-HPA (JERS et al., 2019; KUMAR et al., 2013). Assim, o controle das condições de transferência de oxigênio torna-se um dos principais desafios operacionais da fermentação.

As condições operacionais do biorreator também exercem forte influência sobre o desempenho do processo. O acúmulo de 3-HP provoca redução do pH do meio, podendo afetar a atividade enzimática e a viabilidade celular, o que exige controle e neutralização contínua ao longo da fermentação (SCHMIDELL et al., 2021). A temperatura influencia diretamente a atividade metabólica e a estabilidade das enzimas, sendo geralmente utilizadas faixas entre 33 e 37 °C (SCHMIDELL et al., 2021). Além disso, a operação em batelada alimentada (*fed-batch*)

é amplamente empregada para evitar elevadas concentrações de glicerol no meio, reduzindo efeitos de inibição e permitindo melhor controle do acúmulo de intermediários tóxicos (KUMAR et al., 2013).

2.2.3.2 Conversão catalítica de 3-HP a ácido acrílico

A transformação do 3-HP em ácido acrílico ocorre por uma reação de desidratação, na qual o reagente perde uma molécula de água e forma a ligação dupla característica do ácido acrílico (DISHISHA et al., 2015). O processo é conduzido, em geral, em fase vapor, utilizando reatores de leito fixo alimentados com soluções aquosas de 3-HP previamente vaporizadas (DECOSTER et al., 2013; LYNCH et al., 2016). Entre os materiais reportados para o leito reacional estão catalisadores ácidos, como argilas bentoníticas, e superfícies inertes, como esferas de vidro, que favorecem a conversão por efeitos de contato superficial (DECOSTER et al., 2013).

A reação é tipicamente conduzida em fase vapor e sob pressão próxima à atmosférica, enquanto a faixa de temperatura é entre 250 e 300 ºC (LYNCH et al., 2016). Este parâmetro é um ponto chave no processo assim como o tempo de residência do fluido no reator, uma vez que temperaturas elevadas e tempos de residência excessivos favorecem reações secundárias (DECOSTER et al., 2013). Entre os principais subprodutos formados estão: ácido propiônico, acetaldeído, monóxido de carbono, coque e espécies oligoméricas resultantes da polimerização do ácido acrílico, as quais podem provocar desativação catalítica, incrustações e aumento da perda de carga no reator (DECOSTER et al., 2013; LYNCH et al., 2016).

Antes da reação de desidratação, o caldo contendo 3-HP é frequentemente acidificado até valores próximos de pH 2,0, condição que favorece a predominância da forma protonada do ácido 3-hidroxipropiônico (DECOSTER et al., 2013). Essa condição é importante tanto para aumentar a eficiência da conversão em ácido acrílico quanto para facilitar etapas de separação e purificação, uma vez que a forma ácida apresenta maior solubilidade em solventes orgânicos do que a forma ionizada (DECOSTER et al., 2013). A acidificação é normalmente realizada com ácidos minerais, como ácido sulfúrico ou ácido fosfórico (DECOSTER et al., 2013).

Após a etapa reacional, a corrente gasosa contendo ácido acrílico, água, subprodutos leves e compostos não convertidos é submetida a sistemas de resfriamento e condensação para

recuperação do produto (DECOSTER et al., 2013; LYNCH et al., 2016). Em aplicações industriais, etapas subsequentes de separação e purificação podem incluir absorção, destilação e remoção de impurezas para obtenção de ácido acrílico com especificação adequada para uso industrial (SCHMIDELL et al., 2021).

2.2.4 Glicerol residual como matéria-prima renovável

O glicerol (1,2,3-propanotriol), também denominado glicerina, pode ser classificado conforme seu grau de pureza e origem em glicerol puro e glicerol residual. O glicerol puro, com pureza superior a 95–99%, é amplamente empregado nas indústrias farmacêutica, alimentícia e cosmética devido às suas características controladas de cor, odor e composição (ROSSI, 2012; SANTIBÁÑEZ et al., 2011; YANG et al., 2012). Já o glicerol residual, subproduto da transesterificação para produção de biodiesel, apresenta menor pureza (em torno de 80–83%) e contém componentes residuais como água, álcoois, sais, cinzas e ácidos graxos livres (ROSSI, 2012; SANTIBÁÑEZ et al., 2011; YANG et al., 2012).

Estudos indicam que *Klebsiella pneumoniae* é capaz de utilizar tanto glicerol purificado quanto glicerol residual como fonte de carbono, mantendo desempenho fermentativo satisfatório em ambos os casos (SANTIBÁÑEZ et al., 2011; YANG et al., 2012). Apesar da presença de impurezas, incluindo sais frequentemente apontados como potenciais inibidores em processos fermentativos, essas não necessariamente comprometem a eficiência do processo, uma vez que a espécie apresenta tolerância a essas condições (ITO et al., 2005; ROSSI, 2012). Além disso, o glicerol residual apresenta elevado potencial biotecnológico devido ao seu baixo custo e à presença de minerais residuais, como fósforo, magnésio, cálcio, enxofre e nitrogênio, que podem contribuir para o crescimento microbiano (ITO et al., 2005; ROSSI, 2012). Embora o uso de glicerol puro possa, em alguns casos, proporcionar rendimentos ligeiramente superiores, o glicerol residual destaca-se como substrato promissor para aplicações biotecnológicas e processos mais sustentáveis (ITO et al., 2005; ROSSI, 2012; SANTIBÁÑEZ et al., 2011; YANG et al., 2012).

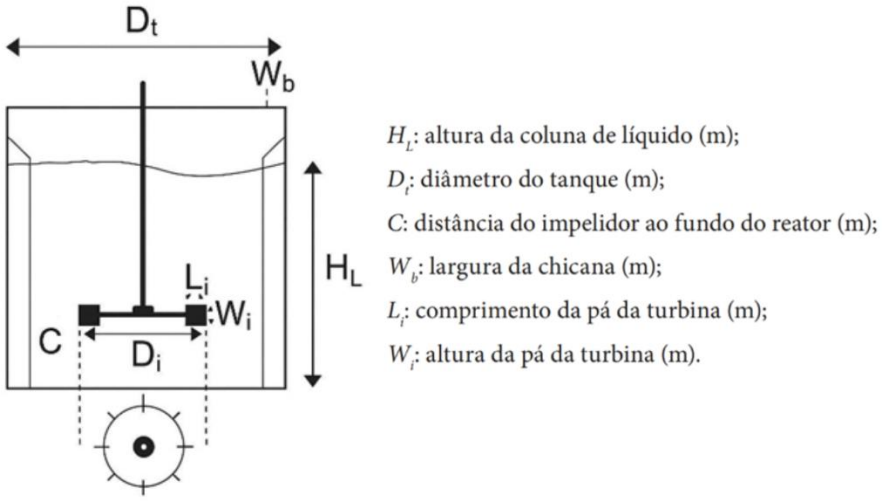
2.3 BIORREATORES

Os biorreatores são equipamentos projetados para fornecer condições controladas ao crescimento de microrganismos, células ou enzimas, possibilitando a condução de bioprocessos sob monitoramento de variáveis como temperatura, pH, agitação, aeração e transferência de massa (LIDÉN, 2002).

Dentre os principais tipos, destaca-se o biorreator de tanque agitado (*stirred tank reactor* – STR), amplamente empregado devido à sua versatilidade operacional e elevada eficiência de mistura, sendo aplicável tanto em processos aeróbios quanto anaeróbios (WANG; ZHONG, 2007).

Um biorreator STR típico é ilustrado na imagem a seguir:

Figura 6 - Biorreator STR típico e suas dimensões.



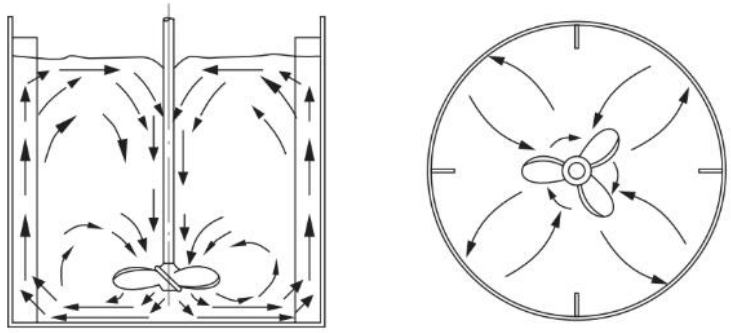
Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

Na literatura existem relações geométricas típicas entre as dimensões demonstradas na Figura 6, as quais dependem do tipo de turbina utilizada.

Nesses sistemas, os impelidores exercem papel essencial na circulação do fluido, na suspensão celular e na intensificação da transferência de massa, especialmente de oxigênio (SCHMIDELL et al., 2021).

Os impelidores do tipo hélice promovem predominantemente fluxo axial, deslocando o fluido paralelamente ao eixo do agitador. Esse padrão favorece circulação eficiente do meio, baixo nível de cisalhamento e adequada homogeneização, características desejáveis em cultivos sensíveis a tensões mecânicas, além de operar com menor consumo energético (Figura 7) (SCHMIDELL et al., 2021; WANG; ZHONG, 2007).

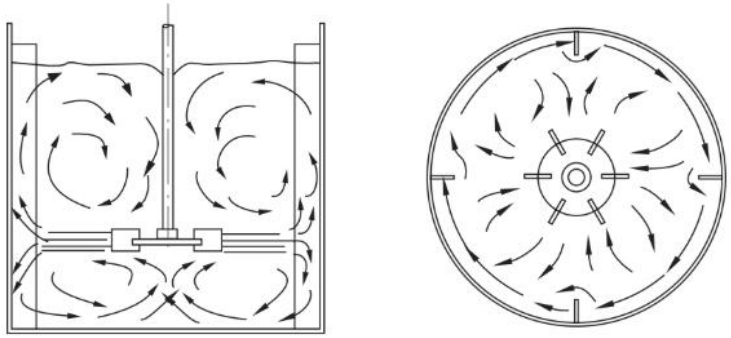
Figura 7 – Escoamento axial para impelidores tipo hélice marinha em tanque com chicanas.



Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

Em contraste, a turbina de Rushton, constituída por um disco com pás retas, gera fluxo radial e elevada turbulência, proporcionando intensa dispersão gasosa e elevados coeficientes de transferência de oxigênio. Essas características tornam esse impelidor particularmente adequado para cultivos aeróbios com alta demanda respiratória (Figura 8) (SCHMIDELL et al., 2021; WANG; ZHONG, 2007).

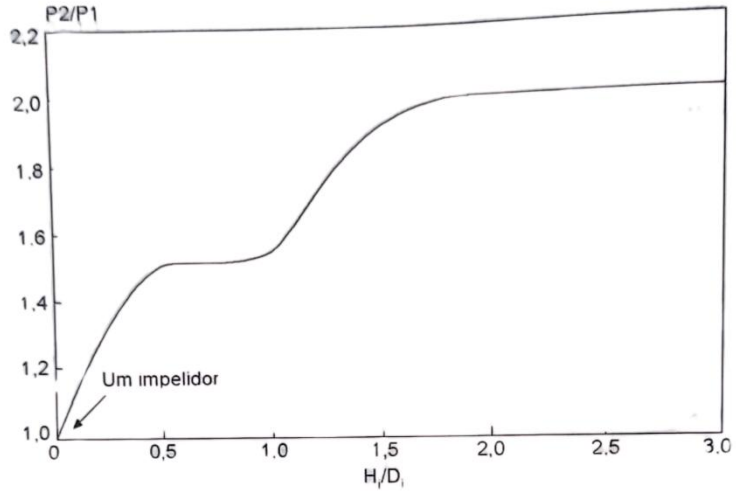
Figura 8 – Escoamento radial para impelidores tipo turbina com disco e pás planas em tanque com chicanas.



Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

Ademais, em tanques de grande porte, a adoção de múltiplos impelidores é necessária para garantir a mistura eficiente ao longo de toda a coluna líquida. Entretanto, seu posicionamento deve evitar a interferência entre os escoamentos gerados por impelidores adjacentes, a qual pode comprometer o desempenho hidrodinâmico do sistema. Segundo Schmidell et al. (2021), para impelidores do tipo Rushton, espaçamentos superiores a 1,8 vezes o diâmetro do impelidor ($H_i/D_i \geq 1,8$) são recomendados para reduzir a sobreposição dos campos de velocidade e manter a eficiência de bombeamento e circulação no tanque (Figura 9).

Figura 9 – Relação entre a potência transmitida por duas turbinas em relação à transferida por um turbina (P_2/P_1), em função da relação H_i/D_i, para turbina de pás planas.



Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

Além dos impelidores, as chicanas (*baffles*) desempenham papel fundamental no desempenho hidrodinâmico do reator. Instaladas verticalmente na parede interna do tanque, têm como principal função minimizar a formação de vórtices decorrentes da agitação, reduzindo a rotação do fluido como corpo rígido e aumentando a turbulência do sistema. Como consequência, promovem maior eficiência de mistura, melhor suspensão de células ou partículas e intensificação da transferência gás-líquido (GARCIA-OCHOA; GOMEZ, 2009; MARKS, 2003; WANG; ZHONG, 2007). Adicionalmente, favorecem o redirecionamento dos padrões de escoamento gerados pelos impelidores, potencializando fluxos axiais ou radiais e contribuindo para maior homogeneidade do meio reacional (MARKS, 2003; SCHMIDELL et al., 2021).

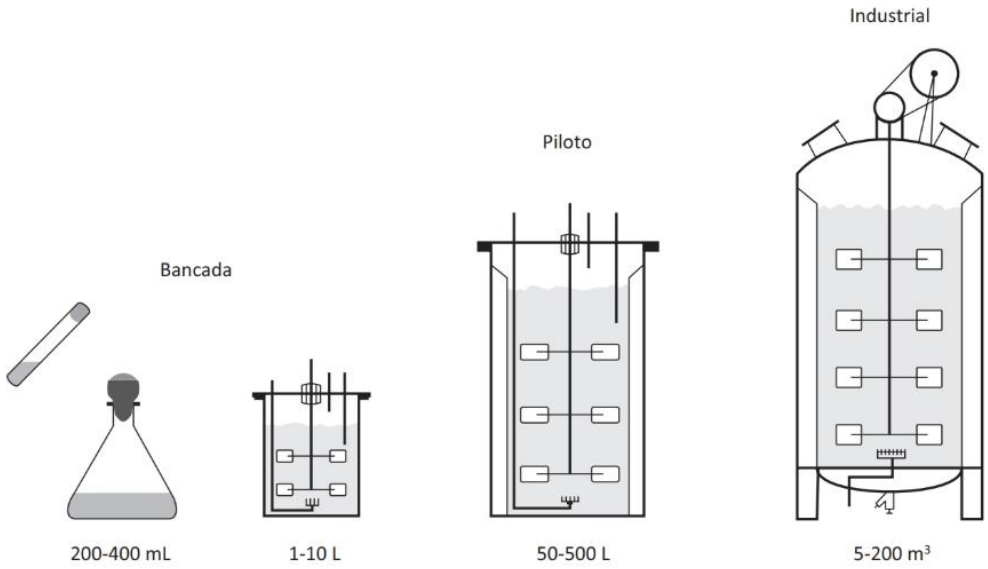
Outro tipo relevante é o biorreator de coluna de bolhas (*bubble column*), que promove mistura e transferência de oxigênio por injeção de gás, com menor consumo energético e configuração mais simples (MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021). Os biorreatores *airlift* apresentam princípio semelhante, porém com circulação interna induzida, favorecendo menor cisalhamento e melhor homogeneidade (MELLO et al., 2024; WANG; ZHONG, 2007). Há ainda biorreatores de leito fixo e leito fluidizado, empregados principalmente em processos com células ou enzimas imobilizadas (SCHMIDELL et al., 2021).

Quanto ao modo operacional, os bioprocessos podem ocorrer em batelada, batelada alimentada (*fed-batch*) ou contínuo. No processo em batelada, todos os nutrientes são adicionados no início do cultivo, sem entrada ou saída de material ao longo da fermentação. Trata-se de uma estratégia simples e amplamente utilizada em escala laboratorial. Na operação *fed-batch*, há alimentação controlada de substratos ao longo do processo, o que permite evitar inibição por substrato, prolongar a fase produtiva e elevar a produtividade do sistema. Já no modo contínuo, ocorre alimentação constante de meio fresco e retirada simultânea do caldo fermentativo, mantendo o sistema próximo ao estado estacionário. Essa estratégia pode proporcionar elevadas produtividades, embora exija maior controle operacional (MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021; WANG; ZHONG, 2007).

2.4 CRITÉRIOS E ESTRATÉGIAS DE SCALE UP EM BIORREATORES

No desenvolvimento de bioprocessos, a ampliação de escala é uma etapa fundamental após a validação técnica e econômica em bancada (SCHMIDELL et al., 2021). Entretanto, o *scale up* não se resume ao aumento proporcional do volume do reator, pois envolve alterações nos fenômenos de transporte, na hidrodinâmica do sistema e nas condições fisiológicas do cultivo (CHAUDHRY, 2024). Com o aumento de escala, parâmetros como mistura, transferência de oxigênio, remoção de calor e distribuição de nutrientes podem se comportar de forma distinta, dificultando a reprodução direta das condições observadas em laboratório (MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021). A Figura 10 apresenta as faixas de volume típicas para cada escala de biorreator.

Figura 10 - Escalas de trabalho no desenvolvimento de processos fermentativos.



Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

Nesse contexto, o *scale up* consiste em aplicar critérios e estratégias capazes de ampliar o processo preservando, tanto quanto possível, seu desempenho em menor escala. Para isso, além da manutenção da semelhança geométrica entre reatores, devem ser definidos parâmetros operacionais ou adimensionais a serem mantidos constantes durante a ampliação, buscando reproduzir condições equivalentes de agitação, aeração e transferência de massa, conciliando desempenho biológico, viabilidade operacional e consumo energético (CHAUDHRY, 2024; MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021).

Para realizar o *scale up*, deve-se definir o volume do reator industrial e estabelecer quais parâmetros serão mantidos constantes durante a ampliação, além de preservar a semelhança geométrica (MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021).

Entre os critérios relacionados à agitação destacam-se a potência no sistema não aerado por unidade de volume de meio (P/V_L), que indica a intensidade de energia transferida ao meio; o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_La), associado à eficiência de transferência de O_2 para o líquido; a velocidade na extremidade do impelidor (v_{tip}), relacionada ao cisalhamento e à intensidade de mistura; o tempo de mistura (t_m), correspondente ao tempo necessário para homogeneização do sistema; a capacidade de bombeamento do impelidor (F_L/V), que representa a eficiência de circulação do fluido; o número de Reynolds (N_{Re}),

utilizado para caracterizar o regime de escoamento; e a pressão parcial ou concentração de oxigênio dissolvido (C), que expressa a disponibilidade de oxigênio no meio. Quanto aos parâmetros de aeração, podem ser utilizados como critérios de ampliação o número de aeração (N_A), relacionado à interação entre agitação e fluxo gasoso; a velocidade superficial de ar (v_s), correspondente à velocidade média de ascensão do gás no reator; e a vazão específica de ar ($Ø_{ar}$), que representa a vazão de ar fornecida por unidade de volume de meio. Além disso, existe uma relação entre a potência transmitida e o número de aeração que é conhecida como potência do sistema aerado, a qual define a energia necessária para manter o regime hidrodinâmico do cultivo (SCHMIDELL et al., 2021).

Entretanto, durante o escalonamento, outras variáveis podem sofrer alterações significativas e comprometer a viabilidade do processo caso não sejam adequadamente monitoradas. Assim, a escolha do critério de ampliação depende das particularidades de cada sistema (CHAUDHRY, 2024; MELLO et al., 2024; SCHMIDELL et al., 2021).

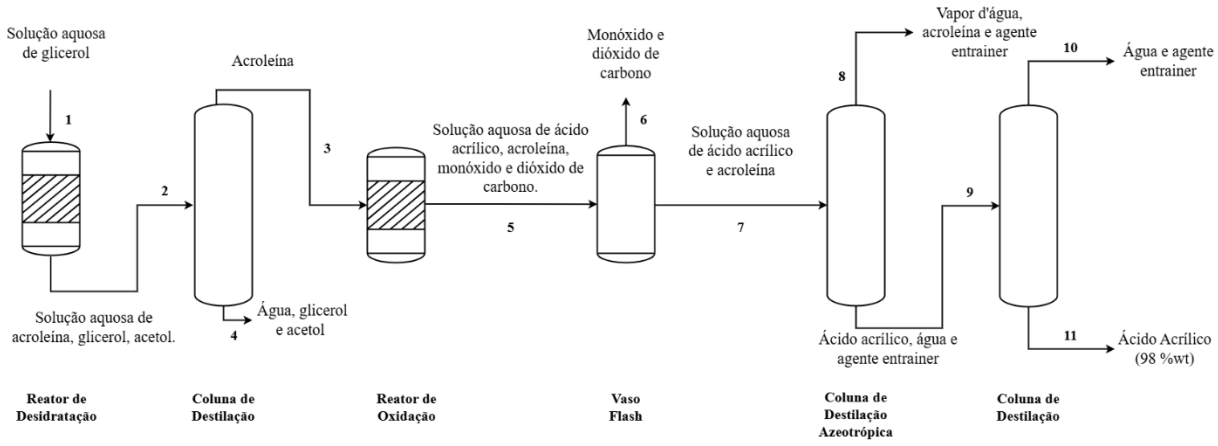
3 FORMULAÇÃO DO PROBLEMA

A rota tradicional de obtenção de ácido acrílico é composta de duas etapas reacionais, tendo como matéria-prima o propeno – derivado de petróleo ou de gás natural (AI, 1992; BARUS et al., 2025). Mesmo que a rota tradicional apresente bons rendimentos e viabilidade econômica, são conhecidos os compromissos mundiais (Objetivos de Desenvolvimento Sustentável) e tratados internacionais (Acordo de Paris, por exemplo) para reduzir a emissão de gases de efeito estufa, o que está diretamente relacionado com a utilização de combustíveis fósseis (Nações Unidas Brasil, 2026). Dessa forma, faz-se necessário o desenvolvimento de rotas mais sustentáveis de obtenção do ácido acrílico.

Neste contexto, surge a oportunidade de utilizar o glicerol proveniente da cadeia produtiva do biodiesel como matéria-prima, visto sua alta disponibilidade no Brasil (EPE, 2019). A via de síntese consiste na desidratação do glicerol à acroleína, e posterior oxidação até ácido acrílico (DUBOIS; PATIENCE, 2014).

A presente autora, juntamente com seus coautores, desenvolveu previamente, no âmbito da disciplina de Planejamento e Projeto da Indústria Química, a definição do processo industrial baseado nessa rota de produção. A etapa de desidratação proposta ocorre em reator de leito fixo em fase gasosa, com temperatura média de 380 ºC. O catalisador utilizado é uma lacuna nos estudos, entretanto o escolhido foi SiW20–Al/Zr10 devido a presença de dados cinéticos. A corrente de saída do reator de desidratação consiste em uma solução aquosa contendo acroleína e subprodutos. Em seguida, essa corrente é encaminhada a uma coluna de destilação, onde ocorre a concentração da acroleína, que posteriormente é direcionada para injeção no segundo reator. O reator é de leito fixo e opera isotermicamente em fase gasosa, utilizando como catalisador óxidos mistos de $W_{0,7}V_{0,03}Mb_{0,27}$. Após a reação, a corrente de saída contendo ácido acrílico é encaminhada às etapas subsequentes de purificação até 98% wt, por meio de colunas de destilação. A Figura 11 representa o fluxograma da unidade proposta.

Figura 11 – Fluxograma simplificado da síntese de ácido acrílico a partir do glicerol residual.



Fonte: a autora (2025).

O principal fator que inviabiliza economicamente a rota supracitada é o custo do catalisador da reação de desidratação (2,5 USD/g), visto que sua desativação ocorre em cerca de 40 h (TALEBIAN-KIAKALAIEH; AMIN, 2017). Além disso, o catalisador foi sintetizado e testado por Talebian-Kiakalaieh e Amin (2017) em estudos de bancada voltados para essa reação, sem evidências de produção ou utilização em escala industrial, o que torna sua aplicabilidade industrial incerta. No projeto, são considerados três reatores de desidratação – para que a regeneração do leito seja possibilitada sem a necessidade de *shut down* da unidade. Assim, considerando o volume do leito de 0,664 m³, porosidade do leito de 0,53 e densidade do catalisador de 1750 kg/m³, seria necessária uma carga de 0,5 ton de catalisador por reator. Em termos financeiros, para uma troca de catalisador para os três leitos resultaria em um custo de 3,75 MUSD.

Este Trabalho de Conclusão de Curso propõe uma alternativa mista para a conversão do glicerol em ácido acrílico, passando por uma rota fermentativa e uma reação catalítica, onde a rota fermentativa será o foco do estudo.

A etapa fermentativa consiste na conversão do glicerol bruto em ácido 3-hidroxipropanoico (3-HP) utilizando microrganismos. Esse processo já foi amplamente investigado em escala laboratorial, conforme relatado por Ashok et al. (2011), Chu et al., (2015), Dishisha et al. (2017), Huang et al. (2013), Jers et al. (2019), Jiang et al. (2018), Kumar et al. (2013) e Li et al. (2016); no entanto, estudos em escala piloto e industrial ainda são limitados, evidenciando lacunas quanto à sua viabilidade em maior escala.

Assim, busca-se selecionar o microrganismo a ser utilizado, definir as condições operacionais do biorreator e realizar o escalonamento da escala de bancada para escala industrial.

Como vantagens desta conversão estão: a operação em temperaturas mais brandas (em torno de 37 °C); a ausência de formação de acroleína - composto tóxico e potencialmente formador de atmosferas explosivas-, como intermediário; e a não utilização de catalisadores, o que reduz custos associados à aquisição e regeneração. Além disso, o processo contribui para a valorização de subprodutos industriais, alinhando-se aos princípios da economia circular. Em contrapartida, apresenta limitações relevantes, como baixas produtividades volumétricas e velocidades de reação quando comparadas a rotas químicas convencionais, o que impacta diretamente a viabilidade econômica do processo.

Além disso, a síntese de ácido acrílico a partir do 3-HP ocorre via reação de desidratação e é descrita por Lynch et al. (2016). As conversões obtidas para essa reação são elevadas e podem ser aplicadas comercialmente. Adicionalmente, as etapas de purificação de ambas as reações são constituídas de operações unitárias como centrifugação, colunas de extração e colunas de destilação (LYNCH et al., 2016), que não serão foco neste trabalho.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 DEFINIÇÃO DO MICRORGANISMO E FORMA DE OPERAÇÃO

Na literatura existem diversos microrganismos produtores de 3-HP e a escolha do mesmo é uma etapa essencial para o escalonamento. Por conta disso, foi realizada uma pesquisa na literatura sobre estudos que focam na produção de 3-HP por microrganismos. Os parâmetros de concentração (g/L), rendimento (mol 3-HP/mol glicerol) e produtividade ($g.L^{-1}.h^{-1}$) foram colocados em uma planilha para facilitar a escolha, sendo a concentração o critério de decisão principal.

A partir da definição da cepa, conhecem-se as condições operacionais, composição do meio de cultivo, estratégia de operação e equipamento utilizado da escala de bancada.

O meio de cultivo considerado é o glicerol bruto, de composição demonstrada na Tabela 1, a qual foi determinada por meio de métodos analíticos a partir de amostragem na empresa BE8 (Apêndice A).

Tabela 1 – Composição amostral do glicerol bruto.

Componente	Teor (%)
Umidade	13,65
Glicerol	83,03
Cinzas	3,01
Cloreto de sódio	3,18
Matéria orgânica não glicerol	0,31
Total	**103,2**

Fonte: BE8 (2025).

4.2 ESCALONAMENTO DO BIORREATOR

Para o escalonamento do biorreator, faz-se necessária a definição do volume da escala industrial – para posterior cálculo das dimensões -, e as informações referentes aos impelidores. O número de impelidores (N_i) e a distância (D_i) entre eles podem ser expressos pelas relações geométricas apresentadas nas equações 1 e 2.

$$\frac{H_L - D_i}{D_i} < N_i < \frac{H_L - 2\,D_i}{D_i} \quad \text{(Eq. 1)}$$

$$D_i < H_i < 2\,D_i \quad \text{(Eq. 2)}$$

Inicialmente são estimadas a massa específica e viscosidade dinâmica do glicerol bruto. O passo a passo para a estimativa da massa específica está descrito no Apêndice B. Quanto à viscosidade dinâmica, a estimativa está demonstrada no Apêndice C.

Em seguida são calculadas as dimensões dos reatores por meio das relações geométricas para biorreatores com impelidor tipo Rushton, de acordo com Schmidell et al. (2021).

$$D_T = 3\,D_i \quad \text{(Eq. 3)}$$

$$H_L = 3D_i \quad \text{(Eq. 4)}$$

$$C = D_i \quad \text{(Eq. 5)}$$

$$L_i = 0{,}25D_i \quad \text{(Eq. 6)}$$

$$W_i = 0{,}2D_i \quad \text{(Eq. 7)}$$

$$W_B = 0{,}1D_T \quad \text{(Eq. 8)}$$

Ademais, sabe-se que:

$$V = \frac{\pi \times {D_T}^2}{4} \times H \quad \text{(Eq. 9)}$$

Pelas equações 3 e 4:

$$D_T = 3D_i = H_L$$

Portanto,

$$V = \frac{\pi \times {D_T}^3}{4}$$

Assim,

$$D_T = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi}} \quad \text{(Eq. 10)}$$

Para estimar a rotação do eixo do impelidor na escala industrial, utilizou-se diferentes critérios de agitação e aeração. Como critério de agitação tem-se número de Reynolds, potência

do sistema não aerado, potência do sistema não aerado por volume de meio, tempo de mistura, velocidade da ponta do impelidor e capacidade de bombeamento. A dedução das relações está demonstrada abaixo:

a. Número de Reynolds (N_{Re}):

$$N_{Re,j} = \frac{\rho_{mist} \times N_j \times {D_{i,j}}^2}{\mu_{mist}} \quad \text{(Eq. 11)}$$

Considerando a massa específica e a viscosidade dinâmica constantes:

$${N_1 \times {D_{i,1}}^2 = N_2 \times {D_{i,2}}^2}$$

$$N_2 = N_1 \times \left(\frac{D_{i,1}}{D_{i,2}}\right)^2 \quad \text{(Eq. 12)}$$

b. Potência (P):

$$P_j = N_{P,j} \times \rho_{mist} \times {N_j}^3 \times D_{i,j}^5 \quad \text{(Eq. 13)}$$

, onde j=1 (escala de bancada), 2 (escala industrial).

Para P constante:

$$P_1 = P_2 = P$$

Assim,

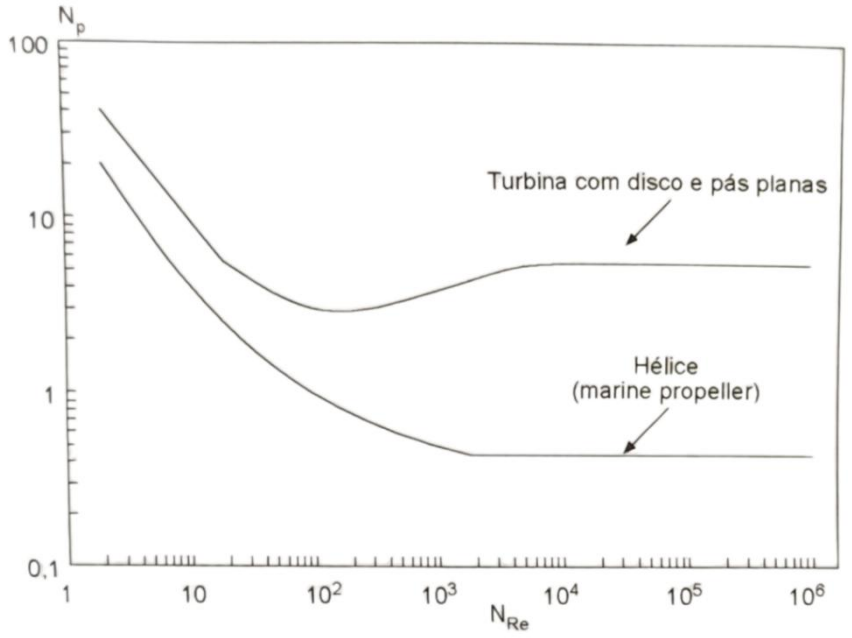
$$N_{P,1} \times \rho_{mist} \times {N_1}^3 \times D_{i,1}^5 = N_{P,2} \times \rho_{mist} \times {N_2}^3 \times D_{i,2}^5$$

Assumindo massa específica constante com o aumento de escala:

$$N_2 = \sqrt[3]{\frac{N_{P,1} \times D_{i,1}^5 \times {N_1}^3}{N_{P,2} \times D_{i,2}^5}} \quad \text{(Eq. 14)}$$

Para obter-se $N_{P,j}$, faz-se necessário o cálculo do número de Reynolds, e posterior busca do valor do número de potência nas curvas representadas na Figura 12.

Figura 12 – Número de potência (N_P) em função do número de Reynolds (N_{Re}) para impelidores tipo pás planas e tipo hélice, para sistema não aerado.



Fonte: SCHMIDELL et al. (2021).

c. Potência por unidade de volume de meio (P/V_L):

$$\frac{P_j}{V_{L,j}} = \frac{N_{P,j} \times \rho_{mist} \times {N_j}^3 \times D_{i,j}^5}{V_{L,j}} \quad \text{(Eq. 15)}$$

, onde j=1 (escala de bancada), 2 (escala industrial).

Para P/V_L constante:

$$\frac{P_1}{V_{L,1}} = \frac{P_2}{V_{L,2}} = \frac{P}{V_L}$$

Assim,

$$\frac{N_{P,1} \times \rho_{mist} \times {N_1}^3 \times D_{i,1}^5}{V_{L,1}} = \frac{N_{P,2} \times \rho_{mist} \times {N_2}^3 \times D_{i,2}^5}{V_{L,2}}$$

Assumindo massa específica constante com o aumento de escala:

$$N_2 = \sqrt[3]{\frac{V_{L,2} \times N_{P,1} \times D_{i,1}^5 \times {N_1}^3}{V_{L,1} \times N_{P,2} \times D_{i,2}^5}} \quad \text{(Eq. 16)}$$

d. Velocidade na extremidade do impelidor (v_{tip}):

$$v_{tip,j} = \pi D_{i,j} N_j \quad \text{(Eq. 17)}$$

$$\pi D_{i,1} N_1 = \pi D_{i,2} N_2$$

$$N_2 = N_1 \frac{D_{i,1}}{D_{i,2}} \quad \text{(Eq. 18)}$$

e. Tempo de mistura (t_m):

$$t_m \propto \left(\frac{D_i}{N^4}\right)^{\frac{1}{6}} \quad \text{(Eq. 19)}$$

$$\left(\frac{D_{i,1}}{N_1^4}\right)^{\frac{1}{6}} = \left(\frac{D_{i,2}}{N_2^4}\right)^{\frac{1}{6}}$$

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_{i,1}}{D_{i,2}}\right)^{\frac{1}{4}} \quad \text{(Eq. 20)}$$

f. Capacidade de bombeamento (F/V_L):

$$\frac{F}{V_L} = N \quad \text{(Eq. 21)}$$

$$N_2 = N_1 \quad \text{(Eq. 22)}$$

Os critérios de aeração analisados foram número de aeração, velocidade superficial de ar e vazão específica de ar. As relações entre as vazões de ar de ambas as escalas estão deduzidas a seguir.

a. Número de aeração (N_A):

$$N_A = \frac{Q}{N D_i^3} \quad \text{(Eq. 23)}$$

$$\frac{Q_1}{N_1 D_{i,1}^3} = \frac{Q_2}{N_2 D_{i,2}^3}$$

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{N_2}{N_1}\right)\left(\frac{D_{i,2}}{D_{i,1}}\right)^3 \quad \text{(Eq. 24)}$$

b. Velocidade superficial de ar (v_S):

$$v_S = \frac{4Q}{\pi D_T^2} \quad \text{(Eq. 25)}$$

Sabe-se que:

$$D_T \propto D_i$$

Então,

$$v_S = \frac{Q}{D_i^2}$$

Assim,

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{D_{i,2}}{D_{i,1}}\right)^2 \quad \text{(Eq. 26)}$$

c. Vazão específica de ar ($ø_{ar}$):

$$\emptyset_{ar} = \frac{V_{ar}}{V_L \times t} = \frac{Q_{ar}}{V_L} \quad \text{(Eq. 27)}$$

Para $ø_{ar}$ cte:

$$Q_{ar,j} = \emptyset_{ar} \times V_{L,j} \quad \text{(Eq. 28)}$$

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 DEFINIÇÃO DO MICRORGANISMO E FORMA DE OPERAÇÃO

A Figura 13 mostra os principais microrganismos analisados na pesquisa bibliográfica, todos realizados em batelada alimentada e em biorreatores.

Figura 13 – Concentração de 3-HP produzido, rendimento e produtividade dos principais microrganismos considerados no trabalho.

Microrganismo	Aeração	Concentração (g/L)	Rendimento (mol/mol)	Produtividade (g/(L.h))	Fonte
K. pneumoniae (1ldh11ldh21pta_pTAC-puuC)	1,5 vvm air, 400 rpm	83,8		1,16	Li et al., 2016
E. coli W3110 (T7-dhaB-gdrAB-gabD4)	1 vvm air, 500 rpm	71,9		1,8	Chu et al., 2015
K. pneumoniae Kp4	2,2 vvm air, 450 rpm	61,9	0,58	1,62	Jiang et al., 2018
K. pneumoniae WM3 pUC18kan_aldHec	1,5 vvm air, 400 rpm	48,9	0,41	1,75	Huang et al. (2013)
E. coli W (tac-dhaB-gdrAB-KGSADH)	1 vvm air, 500 rpm	40,5	0,97 g/g	1,35	Lim et al., 2016
E. coli SE254_dhaB_KGSADH	0,35 vvm air, 500 rpm	38,7	0,35	0,54	Rathnasingh et al. (2009)
E. coli BL21_dhaB_aldH	0,35 vvm air, 500 rpm	31	0,35	0,43	Raj et al. (2009)
K. pneumoniae J2BΔ ldhA_KGSADH	0,2 vvm air, 250 rpm	22,7	0,35	0,38	Kumar et al. (2012b)
K. pneumoniae J2B Δ dhaT_KGSADH	0,3 vvm air, 150 rpm	16,3	0,4	0,3	Ko et al. (2012)
K. pneumoniae DSM 2026 Δ dhaT_puuC	1,0 vvm air, 150 rpm	16	0,23	0,67	Ashok et al. (2011)

Fonte: a autora (2026).

Os microrganismos mais utilizados para esta reação são *Klebsiella pneumoniae* e *Escherichia coli.* Cepas selvagens são minimamente encontradas na literatura, por conta da sua baixa produção de 3-HP, visto que este é um metabólito formado por meio de uma via não preferencial. Dessa forma, as cepas recombinantes são estudadas e retornam maiores produtividades e rendimentos, pois os organismos foram modificados para reduzir a produção de subprodutos.

O microrganismo escolhido é recombinante e é estudado por Li et al. (2016) pois a concentração de 3-HP produzida (83,8 g/L) é superior às demais, e a produtividade é maior do que 1,0 g/Lh, valor satisfatório para fermentações.

A utilização de microrganismos geneticamente modificados (MGM) em processos industriais requer o cumprimento de uma série de exigências relacionadas à biossegurança, definidas principalmente pela Lei de Biossegurança (Lei nº 11.105/2005) e pelas normas da Comissão Técnica Nacional de Biossegurança (CTNBio) (BRASIL, 2005; CTNBio, 2018). A bactéria *K. pneumoniae* é classificada pelo Ministério da Saúde como um agente biológico de Classe de Risco 2 (CR-2), categoria que inclui microrganismos capazes de causar infecções em seres humanos ou animais, mas que apresentam baixo potencial de disseminação na comunidade e no meio ambiente, além de possuírem medidas de prevenção e tratamento conhecidas (BRASIL, 2017). Dessa forma, empresas que utilizam esse microrganismo devem possuir Certificado de Qualidade em Biossegurança (CQB), manter uma Comissão Interna de Biossegurança (CIBio) e submeter o organismo geneticamente modificado à avaliação da CTNBio antes de sua utilização comercial (BRASIL, 2017; CTNBio, 2018).

Além das exigências regulatórias, é necessário adotar medidas de controle que garantam a segurança das operações, como sistemas de rastreabilidade, treinamento dos colaboradores, controle de acesso às áreas produtivas e planos de ação para emergências biológicas (BRASIL, 2005). A produção deve ocorrer em regime de contenção, ou seja, com o microrganismo restrito às instalações industriais, sem liberação para o meio ambiente. Para isso, são utilizados biorreatores fechados, sistemas de limpeza e esterilização automatizados (CIP/SIP), filtros microbiológicos e equipamentos projetados para reduzir a formação de aerossóis (CTNBio, 2018).

Da mesma forma, todos os resíduos líquidos e sólidos que contenham células viáveis devem ser previamente inativados e esterilizados antes do descarte, por meio de tratamentos térmicos, autoclavagem ou métodos químicos adequados, evitando a disseminação do microrganismo para o ambiente (CTNBio, 2018; BRASIL, 2005).

Posteriormente à definição do microrganismo, pode-se definir as demais características do cultivo. O estudo de Li et al. apresenta as características da Tabela 2.

Tabela 2 – Parâmetros do cultivo em escala laboratorial.

Variável	Dado
Temperatura (ºC)	37,0
Rotação (rpm/rps)	400/6,667

Volume do reator (L)	5,0
Volume do meio (L)	3,5
$Ø_{ar}$ (vvm)	1,5
pH*	7,0
Estratégia de operação	Batelada alimentada
Meio de cultivo	Glicerol P.A., água, 5,1 g/L $K_2HPO_4•3H_2O$, 1,95 g/L KH_2PO4, 8 g/L $(NH_4)_2SO_4$, 0,125 g/L $MgSO_4•7\ H_2O$ e 4 g/L extrato de levedura
Concentração constante de glicerol (g/L)	25,0

*mantido constante pela adição de 5M NaOH.

Fonte: Li et al. (2016).

De acordo com Schmidell et al. (2021), na escala de bancada são definidos o melhor microrganismo, o meio de cultivo, temperatura, pH, e forma de operação do biorreator. Neste trabalho, a temperatura e pH serão mantidos como o de escala de bancada, 37 ºC e 7,0, respectivamente; enquanto o meio de cultivo e forma de operação serão modificados.

O meio de cultivo considerado neste trabalho é o glicerol bruto - obtido como subproduto da reação de síntese do biodiesel-, enquanto no artigo de Li et al. (2016) o glicerol P.A. foi suplementado e otimizado para maior produção. Essa modificação ocorre pois o glicerol bruto tem boa disponibilidade no mercado, apresenta baixos preços de compra e tem em sua composição sais que contribuem para o crescimento das células. Entretanto, a concentração de nutrientes no glicerol bruto não é suficiente para garantir as mesmas condições de crescimento e multiplicação celular, sendo necessária a suplementação do meio de cultivo. Além disso, os teores de cinzas, cloreto de sódio e matéria orgânica não glicerol (MONG) podem induzir estresse osmótico e causar danos à membrana celular. Por fim, o glicerol bruto apresenta caráter ácido (pH 5,26), o que torna necessária a neutralização e a adequada tamponação do meio.

Quanto à forma de operação do reator, será considerada a operação em batelada ao invés de batelada alimentada (Tabela 2), visando facilitar o desenvolvimento do projeto. Como consequência desta decisão deve-se definir o volume de operação, que para este trabalho será de 70% do volume total, garantindo 30% de *headspace*, característica comum de processos

reais (MOHANLAL SUKHADIA UNIVERSITY, [s.d.]). Ou seja, como na escala de bancada o volume considerado é 5 L, são necessários 3,5 L de volume de meio. A principal implicação dessa modificação na estratégia de operação é a possibilidade de ocorrência de estresse osmótico celular devido à alta concentração inicial de glicerol na batelada. Em contraste, na batelada alimentada esse efeito era minimizado pela adição gradual de glicerol.

A Tabela 3 abaixo resume as condições da escala de bancada a serem consideradas no desenvolvimento do projeto.

Tabela 3 – Parâmetros do cultivo na escala industrial proposta.

Variável	Dado
Temperatura (ºC)	37,0
Rotação (rpm/rps)	A ser definido pelo escalonamento
Volume do reator (m³)	200
Volume do meio (m³)	140
$Ø_{ar}$ (vvm)	A ser definido pelo escalonamento
pH	7,0
Estratégia de operação	Batelada
Meio de cultivo	Glicerol bruto

5.2 ESCALONAMENTO DO BIORREATOR

5.2.1 Estimativa das dimensões do equipamento e impelidores

O volume industrial considerado para o scale up é de 200 m³, visto que este tamanho de equipamentos é amplamente utilizado na indústria e presente em catálogos comerciais. O impelidor a ser utilizado é o tipo Rusthon (turbina com 6 pás planas), por conta da formação de fluxo radial, o que proporciona turbulência e boa transferência de oxigênio (SCHMIDELL et al., 2021; WANG; ZHONG, 2007).

As dimensões dos equipamentos foram calculadas pelas relações demonstradas no capítulo 4. O resultado se encontra na Tabela 4.

Tabela 4 – Dimensões estimadas pelas relações geométricas para impelidor tipo Rushton.

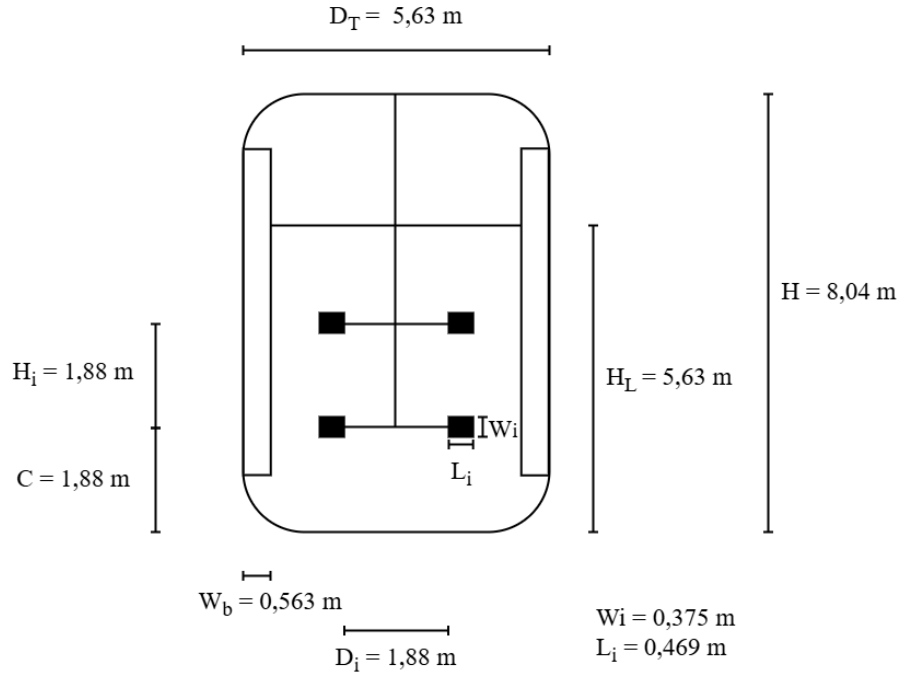
Dimensão	Escala de bancada (m)	Escala industrial (m)
D_T	0,1646	5,628
D_i	0,0549	1,876
H_L	0,1646	5,628
H	0,2350	8,040
C	0,0549	1,876
L_i	0,0137	0,469
W_i	0,0110	0,375
W_b	0,0165	0,563

Ao analisar as dimensões da escala industrial, percebe-se que a altura da coluna de líquido (H_L) é de quase 6 m, dessa forma, entende-se a necessidade de adicionar mais de um impelidores, a fim de evitar zonas mortas, gradientes de temperatura e concentração, estresse celular, afetando a integridade da membrana, o metabolismo e, consequentemente, a taxa de crescimento do microrganismo. O Apêndice D apresenta o cálculo do número de impelidores e a distância entre eles.

De acordo com o cálculo, a mínima distância entre os impelidores para que não haja a interferência na potência transmitida entre eles é de 3,38 m. Entretanto, nessa configuração, o impelidor mais acima do tanque fica muito próximo à superfície do líquido – 5,26 m do fundo do tanque em comparação com os 5,63 m da coluna de líquido. Decidiu-se, portanto, utilizar dois impelidores com distância de 1,88 m entre si, o que representa uma razão P_2/P_1 de 1,52 na Figura 9, ou seja, a adição de uma segunda turbina resulta em um aumento de 52% na potência transmitida ao líquido em relação a uma única turbina.

A Figura 14 mostra, de forma simplificada, o biorreator escalonado.

Figura 14 – Desenho simplificado do biorreator proposto.



Fonte: a autora (2026).

5.2.2 Definição dos critérios de escalonamento

A etapa seguinte para o escalonamento é a definição de quais critérios serão mantidos constantes entre ambas as escalas. Para os critérios de agitação, uma maneira interessante de tomada de decisão é a análise da rotação do impelidor na escala industrial (Tabela 5). Já para os critérios de aeração, pode-se realizar uma análise dos resultados e a aplicabilidade industrial do sistema de aeração.

Para o caso deste trabalho, o ideal seria utilizar o coeficiente volumétrico de transferência de massa (kLa) como critério fixo de escalonamento, todavia não foi possível encontrar valores experimentais deste parâmetro na literatura, sendo necessário avaliar a agitação e aeração separadamente, conforme abaixo.

5.2.2.1 Critérios de agitação

Aplicando as relações entre as escalas detalhadas no capítulo 4, obtém-se os resultados demonstrados na Tabela 5.

Tabela 5 – Resultado da rotação do impelidor (N) na escala industrial (V = 200 m³) obtido considerando os diferentes critérios de escalonamento.

Critério de escalonamento	N (rpm)
P/V_L	28,8
F/V_L	400
v_{tip}	11,7
N_{Re}	0,342
t_m	967

Ao analisar-se a rotação obtida a partir das equações, percebe-se que o número de Reynolds não é o melhor critério de escalonamento pois a rotação resultante é extremamente baixa. Esse resultado está de acordo com o esperado, pois, na escala de bancada, obteve-se um número de Reynolds igual a 964, caracterizando regime laminar. Com o aumento da escala, seria esperado que o regime de escoamento se tornasse mais intenso, já que o número de Reynolds é proporcional ao diâmetro do tanque. Entretanto, como esse critério busca manter o escoamento em regime laminar, a rotação requerida no reator em escala maior acaba sendo reduzida.

Em contrapartida, a capacidade de bombeamento (F/V_L) e o tempo de mistura (t_m) apresentaram rotação igual a 400 e 967, respectivamente - valores não factíveis com a realidade, por conta da elevada energia necessária (faixa de centenas de megawatts) para a transferência de quantidade de movimento do meio de cultivo. Além disso, para esta ordem de grandeza de rotação do impelidor, a força de cisalhamento aplicada nas células provavelmente causaria o rompimento das mesmas, inviabilizando o processo.

Entre o critério de velocidade da ponta do impelidor (v_{tip}) e a potência de volume não aerado por volume de meio (P/V_L), decide-se utilizar o critério de potência para o escalonamento deste equipamento. Isso se dá pois mesmo que a velocidade do impelidor seja um critério adequado para cultivos de células sensíveis, ele não garante similaridade em termos de mistura, dispersão

de bolhas e transferência de oxigênio entre as diferentes escalas, o que para este projeto é essencial. Já o critério de potência por volume apresenta como principal vantagem sua forte relação com o regime hidrodinâmico e a transferência de massa no biorreator.

Definido o critério fixo para o escalonamento, pode-se calcular os demais parâmetros por meio das definições apresentadas no capítulo 4. A Tabela 6 apresenta os resultados.

Tabela 6 – Resultado das demais variáveis na escala industrial utilizando P/V_L como critério de escalonamento.

Variável	Resultado
P (W)	30.590
P/V_L (W/m^3)	219
F/V_L ($m^{-3}.s^{-1}$)	0,55
v_{tip} (m/s)	3,26
N_{Re}	$9{,}35x10^4$

A potência total requerida, de aproximadamente 30,6 kW, é plenamente factível para um tanque de 200 m³, operando com um volume útil de cerca de 140 m³, visto que motores industriais nessa faixa são amplamente utilizados em sistemas de agitação de grande porte (ABB, 2026; WEG, 2026). A preservação do valor de 219 W/m³ para P/V_L garante a reprodução das condições hidrodinâmicas previamente validadas em escala experimental, indicando que o sistema deverá apresentar desempenho operacional adequado também na nova escala. Assim, o valor obtido encontra-se dentro de uma região industrialmente plausível, indicando boa capacidade de mistura sem demanda energética excessiva.

O valor de F/V_L indica a capacidade que o impelidor tem de transferir quantidade de movimento para o fluido ao seu entorno, como se fosse as pás de uma bomba (SCHMIDELL et al., 2021). Embora a literatura raramente estabeleça faixas universais para esse parâmetro, valores mais elevados de F/V_L estão associados a maior renovação do fluido e melhor homogeneização do meio, especialmente em sistemas equipados com impelidores axiais de alta eficiência hidráulica.

O valor de velocidade de ponta do impelidor igual a 3,26 m/s é coerente com as faixas típicas de operação, segundo a AMERGINGTECH (s.d.). Essa variável está diretamente

relacionada à intensidade de cisalhamento, transferência de massa e dispersão gasosa. Além disso, o número de Reynolds indica que o escoamento se encontra em regime turbulento, evitando a presença de gradientes de concentração. Ambos os parâmetros indicam o equilíbrio entre a mistura e o cisalhamento.

Portanto, os resultados obtidos para o escalonamento indicam condições hidrodinâmicas compatíveis com operação industrial de biorreatores aeróbios, especialmente por manterem o sistema em regime turbulento, com potência específica moderada e velocidade de ponta do impelidor dentro de uma faixa tecnicamente viável.

5.2.2.2 Critérios de aeração

O cálculo da vazão específica de ar, número de aeração e velocidade superficial de ar para a escala ampliada foi realizada de acordo com as equações do capítulo 4, cujos resultados estão resumidos na Tabela 7.

Tabela 7 – Vazão de ar necessária para o biorreator de 200 m³ estimada pelos diferentes critérios de ampliação.

Critério de ampliação	Q_{ar} (m^3_{ar}/s)	Q_{ar} (m^3_{ar}/h)
Vazão específica de ar - $ø_{ar}$ (vvm)	3,5	12.600
Número de aeração - N_A	0,23	829
Velocidade superficial de ar – v_s (m/s)	0,10	368

Ao analisar a vazão de ar necessária para a manutenção da vazão específica de ar, percebe-se que o processo se tornaria inviável operacional e economicamente, visto que vazões muito altas aumentam significativamente os custos de compressão e consumo energético, além de favorecerem problemas hidrodinâmicos, como transição para regime heterogêneo, no qual o escoamento passa a ser dominado pela ascensão desordenada de grandes bolhas, reduzindo a eficiência de mistura e transferência de massa. Adicionalmente, elevadas taxas de aeração podem causar inundação do impelidor (*flooding*), intensificar a formação de espuma e provocar

danos celulares (KIM; PARK; LEE, 2009; NAUHA et al., 2015; SEIDEL; SCHMIDT; KRAUME, 2023; ZHANG et al., 2019).

A utilização da velocidade superficial do ar constante (v_s) como critério de escalonamento favorece a manutenção de padrões hidrodinâmicos semelhantes entre diferentes escalas, uma vez que esse parâmetro relaciona a vazão gasosa à área transversal do tanque, contribuindo para condições similares de circulação do fluido e retenção gasosa (SCHMIDELL et al., 2021). Estudos indicam que a velocidade superficial exerce forte influência sobre a hidrodinâmica global de tanques aerados (NAUHA et al., 2015), entretanto não considera diretamente a capacidade do impelidor em dispersar o gás, de modo que diferentes condições de agitação podem resultar em distintas eficiências de mistura, distribuição de bolhas e transferência de oxigênio durante o escalonamento (BONVILLANI et al., 2006).

Dessa forma, neste trabalho optou-se pela utilização do número de aeração constante (N_A) como critério de escalonamento, pois, diferentemente da velocidade superficial do ar, esse parâmetro relaciona simultaneamente a vazão gasosa, a rotação e o diâmetro do impelidor, representando de maneira mais consistente a interação entre a fase gasosa e o sistema de agitação. Estudos envolvendo tanques aerados em escala industrial destacam que o desempenho operacional sob condições aeradas depende fortemente da interação entre aeração e impelidor, sendo essa relação fundamental para a manutenção da eficiência de mistura e transferência de massa (FITSCHEN et al., 2019).

Portanto, a vazão de ar requerida para o biorreator de 200 m³ corresponde a aproximadamente 0,10 vvm, valor compatível com faixas tipicamente empregadas em cultivos microbianos aeróbios industriais, especialmente em processos de grande escala nos quais a transferência de oxigênio é complementada pela agitação mecânica (DORAN, 2013; STANBURY; WHITAKER; HALL, 2017). Dessa forma, apesar da elevada vazão absoluta de ar, a demanda específica de aeração permanece coerente com condições operacionais usualmente adotadas em biorreatores industriais aerados. Além disso, considerando que sistemas industriais de fornecimento de ar utilizam sopradores ou compressores de baixa pressão e alta vazão associados à filtração esterilizante, a infraestrutura necessária para atender essa condição operacional é tecnicamente viável e amplamente aplicada em processos biotecnológicos aeróbios de grande porte.

6 CONCLUSÕES

Este trabalho teve como objetivo realizar o escalonamento da etapa fermentativa de produção de ácido 3-hidroxipropanoico (3-HP) a partir do glicerol bruto, visando sua aplicação como intermediário na síntese de ácido acrílico. Para isso, foram avaliados os principais microrganismos reportados na literatura, definidas as condições operacionais do cultivo e analisados os critérios de ampliação mais adequados para o biorreator aeróbio. Os resultados obtidos indicam que os objetivos propostos foram alcançados, uma vez que foi possível selecionar um microrganismo com elevada produtividade, estabelecer parâmetros operacionais coerentes com aplicações industriais e propor um escalonamento tecnicamente factível para um biorreator de 200 m³.

A análise dos critérios de escalonamento demonstrou que a manutenção da potência por volume (P/V_L) e do número de aeração constante apresentou os resultados mais consistentes para a ampliação do processo. As condições obtidas resultaram em valores de potência, velocidade de ponta do impelidor, regime hidrodinâmico e demanda de aeração compatíveis com operações industriais de biorreatores aeróbios, indicando viabilidade técnica para a etapa fermentativa. Além disso, o trabalho evidenciou importantes vantagens da rota híbrida proposta em relação à rota petroquímica, sobretudo pela utilização de matéria-prima renovável. Em comparação à rota catalítica a partir do glicerol, destacam-se ainda a operação em condições mais brandas e a redução de problemas associados ao uso de catalisadores de alto custo e curta vida útil.

Dessa forma, conclui-se que a associação entre a produção biotecnológica de 3-HP e sua subsequente conversão catalítica em ácido acrílico destaca-se como uma estratégia capaz de agregar valor a matérias-primas renováveis, além de favorecer a redução da dependência de rotas petroquímicas convencionais. Adicionalmente, essa integração contribui para o desenvolvimento de processos potencialmente mais sustentáveis e compatíveis com os princípios da economia circular, especialmente pela possibilidade de aproveitamento de subprodutos industriais e pela busca por condições operacionais mais eficientes. Embora ainda existam desafios relacionados à otimização operacional e à viabilidade econômica em larga escala, os resultados obtidos neste trabalho fornecem bases relevantes para estudos futuros e para o avanço da aplicação industrial dessa tecnologia.

REFERÊNCIAS

ABB. *Motor elétrico trifásico 30 kW 8 polos*. Zürich: ABB, [2026]. Disponível em: https://global.abb. Acesso em: 28 mai. 2026.

ABUBAKAR, U. C.; BANSOD, J.; FORSTER, L.; SPALLINA, V.; D'AGOSTINO, C. Conversion of glycerol to acrylic acid: a review of strategies, recent developments and prospects. *Reaction Chemistry & Engineering*, v. 8, p. 1819, 2023. Disponível em: https://doi.org/10.1039/D3RE00118A. Acesso em: 4 mai. 2026.

AI, M. Oxidation of propane to acrylic acid. *Catalysis Today*, Amsterdam, v. 13, p. 679–684, 1992.

AMERGINGTECH. *Tips for agitation speed selection*. AMergingTech, [s.d.]. Disponível em: https://www.amergingtech.com/post/tips-speed. Acesso em: 28 mai. 2026.

ASHOK, S. et al. Development of recombinant *Klebsiella pneumoniae* ΔdhaT strain for the co-production of 3-hydroxypropionic acid and 1,3-propanediol from glycerol. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 90, n. 4, p. 1253–1265, 2011.

ATTARBACHI, T.; THOMAS, K.; KINGSLEY, M.; SPALLINA, V. Experimental optimisation of waste-derived glycerol purification via electrodialysis under industrially relevant conditions. *Biomass and Bioenergy*, v. 188, art. 107334, 2024. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953424002873. Acesso em: 3 mai. 2026.

BARUS, A. D. A. T. et al. Conversion improvement of propylene to acrylic acid process. *Journal of Chemical Engineering Research Progress*, Semarang, v. 2, n. 2, p. 216–222, 2025. DOI: 10.9767/jcerp.20433. Disponível em: https://doi.org/10.9767/jcerp.20433. Acesso em: 12 abr. 2026.

BHAGWAT, S. S.; LI, Y.; YOEL, L.; CORTÉS-PEÑA, N. R.; BRACE, E. C.; MARTIN, T. A.; ZHAO, H.; GUEST, J. S. Sustainable production of acrylic acid via 3-hydroxypropionic

acid from lignocellulosic biomass. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, v. 9, n. 50, p. 16659–16669, 2021. Disponível em: https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acssuschemeng.1c05474. Acesso em: 4 mai. 2026.

BONVILLANI, P.; FERRARI, M. P.; DUCRÓS, E. M.; OREJAS, J. A. Theoretical and experimental study of the effects of scale-up on mixing time for a stirred-tank bioreactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 23, n. 1, p. 1–7, 2006. DOI: https://doi.org/10.1590/S0104-66322006000100001. Acesso em: 27 mai. 2026.

BRASIL. Comissão Técnica Nacional de Biossegurança. *Resolução Normativa n. 21, de 15 de junho de 2018.* Dispõe sobre normas para avaliação de risco e solicitação de liberação comercial de Microrganismos Geneticamente Modificados (MGMs) e seus derivados. Brasília, DF: CTNBio, 2018.

BRASIL. *Decreto n. 5.591, de 22 de novembro de 2005.* Regulamenta a Lei n. 11.105, de 24 de março de 2005, que estabelece normas de segurança e mecanismos de fiscalização de atividades que envolvam organismos geneticamente modificados – OGM e seus derivados. Brasília, DF: Presidência da República, 2005.

BRASIL. INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL. *Método para preparação de acroleína a partir de glicerol ou glicerina.* Patente BR 11 2012 030901-3 B1. Depósito: 16 jun. 2011. Concessão: 2 jan. 2019.

BRASIL. INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL. *Método para preparar ácido acrílico a partir de glicerol.* Patente PI 0721008-6 A2. Depósito: 14 dez. 2007. Publicação: 29 jul. 2014.

BRASIL. INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL. *Processo para preparação de acroleína, de ácido acrílico e de um polímero.* Patente PI 0919647-1 B1. Depósito: 3 nov. 2009. Concessão: 6 nov. 2018.

BRASIL. *Lei nº 11.105, de 24 de março de 2005*. Regulamenta os incisos II, IV e V do § 1º do art. 225 da Constituição Federal, estabelece normas de segurança e mecanismos de fiscalização de atividades que envolvam organismos geneticamente modificados (OGMs) e seus derivados. *Diário Oficial da União*, Brasília, DF, 28 mar. 2005.

BRASIL. Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação. Comissão Técnica Nacional de Biossegurança. *Resolução Normativa n. 2, de 27 de novembro de 2006*. Dispõe sobre a classificação de riscos de Organismos Geneticamente Modificados (OGM) e os níveis de biossegurança a serem aplicados nas atividades e projetos com OGM e seus derivados em contenção. Brasília, DF: CTNBio, 2006.

BRASIL. Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovações. Comissão Técnica Nacional de Biossegurança. *Resolução Normativa n. 21, de 15 de junho de 2018*. Dispõe sobre normas para atividades de uso comercial de Microrganismos Geneticamente Modificados e seus derivados. Brasília, DF: MCTI, 2018.

BRASIL. Ministério da Saúde. *Classificação de Risco dos Agentes Biológicos*. 3. ed. Brasília: Ministério da Saúde, 2017.

BROBBEY, Mensah S.; LOUW, Jeanne; GÖRGENS, Johann F. Biobased acrylic acid production in a sugarcane biorefinery: a techno-economic assessment using lactic acid, 3-hydroxypropionic acid and glycerol as intermediates. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 193, p. 367–382, 2023. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.03.034. Acesso em: 3 mai. 2026.

CHAUDHRY, Muhammad Arshad. Lessons in bioreactor scale-up: part 1 — exploring introductory principles. *BioProcess International*, 7 fev. 2024. Disponível em: https://www.bioprocessintl.com/bioreactors/lessons-in-bioreactor-scale-up-part-1-mdash-exploring-introductory-principles. Acesso em: 7 mai. 2026.

CHU, H. S.; KIM, Y. S.; LEE, C. M.; LEE, J. H.; JUNG, W. S.; AHN, J. H. et al. Metabolic engineering of 3-hydroxypropionic acid biosynthesis in *Escherichia coli*. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 112, n. 2, p. 356–364, 2015. Disponível em: https://doi.org/10.1002/bit.25444. Acesso em: 6 mai. 2026.

COELHO, José Mauro. *Quanto de biodiesel o Brasil vai precisar até 2030?* Conferência BiodieselBR 2017, São Paulo, 24 out. 2017. Brasília, DF: Empresa de Pesquisa Energética, 2017.

DECOSTER, David; HOYT, Sarah; ROACH, Shawn. *Dehydration of 3-hydroxypropionic acid to acrylic acid*. Depositante: OPX Biotechnologies, Inc. Inventores: David Decoster, Sarah Hoyt e Shawn Roach. WO 2013/192451 A1, 27 dez. 2013.

DIMIAN, A. C.; BILDEA, C. S. Sustainable process design for manufacturing acrylic acid from glycerol. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 166, p. 121–134, 2021.

DISHISHA, Tarek; PYO, Sang-Hyun; HATTI-KAUL, Rajni. Bio-based 3-hydroxypropionic and acrylic acid production from biodiesel glycerol via integrated microbial and chemical catalysis. *Microbial Cell Factories*, v. 14, p. 200, 2015. Disponível em: https://doi.org/10.1186/s12934-015-0388-0. Acesso em: 4 mai. 2026.

DORAN, Pauline M. *Bioprocess engineering principles*. 2. ed. Amsterdam: Academic Press, 2013.

DUBOIS, Jean-Luc; PATIENCE, Gregory. *Método para preparar ácido acrílico a partir de glicerol*. Depositante: Arkema France. Inventores: Jean-Luc Dubois e Gregory Patience. Patente brasileira BRPI0721008A2, 29 jul. 2014.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). *Plano decenal de expansão de energia 2027*. Rio de Janeiro: EPE, 2019. Disponível em: http://www.epe.gov.br. Acesso em: 9 mai. 2026.

FITSCHEN, Jürgen et al. Influence of spacing of multiple impellers on power input in an industrial-scale aerated stirred tank reactor. *Chemie Ingenieur Technik*, v. 91, n. 12, p. 1794–1801, 2019. DOI: https://doi.org/10.1002/cite.201900091. Acesso em: 27 mai. 2026.

GARCIA-OCHOA, Felix; GOMEZ, Emilio. Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: an overview. *Biotechnology Advances*, v. 27, n. 2, p. 153–176, 2009. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2008.10.006. Acesso em: 7 mai. 2026.

HUANG, Yanna; LI, Zhimin; SHIMIZU, Kazuyuki; YE, Qin. Co-production of 3-hydroxypropionic acid and 1,3-propanediol by *Klebsiella pneumoniae* expressing aldH under microaerobic conditions. *Bioresource Technology*, v. 128, p. 505–512, 2013. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.10.145. Acesso em: 6 mai. 2026.

INSTITUT PASTEUR DE SÃO PAULO. *Biossegurança: legislação e normas*. São Paulo: IPSP, 2026.

ITO, T.; NAKASHIMADA, Y.; SENBA, K.; MATSUI, T.; NISHIO, N. Hydrogen and ethanol production from glycerol-containing wastes discharged after biodiesel manufacturing process. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, Osaka, v. 100, n. 3, p. 260–265, 2005. Disponível em: https://doi.org/10.1263/jbb.100.260. Acesso em: 7 mai. 2026.

JERS, Carsten; KALANTAR, Aida; GARG, Abhroop; MIJAKOVIC, Ivan. Production of 3-hydroxypropanoic acid from glycerol by metabolically engineered bacteria. *Frontiers in Bioengineering and Biotechnology*, v. 7, p. 124, 2019. Disponível em: https://doi.org/10.3389/fbioe.2019.00124. Acesso em: 4 mai. 2026.

JIANG, Jiaqi; HUANG, Bing; WU, Hui; LI, Zhimin; YE, Qin. Efficient 3-hydroxypropionic acid production from glycerol by metabolically engineered *Klebsiella pneumoniae*. *Bioresources and Bioprocessing*, v. 5, p. 34, 2018. Disponível em: https://doi.org/10.1186/s40643-018-0218-4. Acesso em: 4 mai. 2026.

KIM, Y. H.; PARK, S.; LEE, D. Y. Oxygen transfer and carbon dioxide stripping in large-scale bioreactors. *Biochemical Engineering Journal*, Amsterdam, v. 45, n. 2, p. 136–144, 2009. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1389172309000036. Acesso em: 26 mai. 2026.

KO, Y.; ASHOK, S.; ZHOU, S.; KUMAR, V.; PARK, S. Aldehyde dehydrogenase activity is important to the production of 3-hydroxypropionic acid from glycerol by recombinant *Klebsiella pneumoniae*. *Process Biochemistry*, v. 47, n. 7, p. 1135–1143, 2012.

KUMAR, Vinod; ASHOK, Somasundar; PARK, Sunghoon. Bio-based 3-hydroxypropionic acid: a review. *Periodica Polytechnica Chemical Engineering*, v. 61, n. 4, p. 290–306, 2017. Disponível em: https://pp.bme.hu/ch/article/view/10861. Acesso em: 3 mai. 2026.

KUMAR, Vinod; ASHOK, Somasundar; PARK, Sunghoon. Recent advances in biological production of 3-hydroxypropionic acid. *Biotechnology Advances*, v. 31, n. 6, p. 945–961, 2013. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2013.02.008. Acesso em: 18 abr. 2026.

LANDI, G.; LISI, L.; RUSSO, G. Oxidation of propane and propylene to acrylic acid over vanadyl pyrophosphate. *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical*, v. 239, p. 172–179, 2005.

LI, Ting; LIU, Lili; SHIN, Hyun-dong; CHEN, Ruidong; LI, Jingwen; DU, Guocheng; CHEN, Jian. Production of 3-hydroxypropionic acid from renewable substrates by metabolically engineered microorganisms: a review. *Frontiers in Bioengineering and Biotechnology*, v. 11, 2023. Disponível em: https://pmc.ncbi.nlm.nih.gov/articles/PMC9960984/. Acesso em: 3 mai. 2026.

LI, Ying; WANG, Xi; GE, Xizhen; TIAN, Pingfang. High production of 3-hydroxypropionic acid in *Klebsiella pneumoniae* by systematic optimization of glycerol metabolism. *Scientific Reports*, [S.l.], v. 6, art. 26919, 2016. Disponível em: https://www.nature.com/articles/srep26919. Acesso em: 6 mai. 2026.

LIDÉN, G. Understanding the bioreactor. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, v. 24, n. 5, p. 273–279, 2002. Disponível em: https://doi.org/10.1007/s004490100263. Acesso em: 7 mai. 2026.

LIM, H. G.; NOH, M. H.; JEONG, J. H.; PARK, S.; JUNG, G. Y. Optimum rebalancing of the 3-hydroxypropionic acid production pathway from glycerol in *Escherichia coli*. *ACS Synthetic Biology*, v. 5, n. 11, p. 1247–1255, 2016. DOI: 10.1021/acssynbio.5b00303.

LIN, M. M. Selective oxidation of propane to acrylic acid with molecular oxygen. *Applied Catalysis A: General*, v. 207, p. 1–16, 2001.

LYNCH, Michael D.; GILL, Ryan T.; LIPSCOMB, Tanya E. W. *Method for producing 3-hydroxypropionic acid and other products*. Depositante: The Board of Trustees of the University of Illinois. Inventores: Michael D. Lynch, Ryan T. Gill e Tanya E. W. Lipscomb. Patente norte-americana US9428778B2, 30 ago. 2016.

MARKS, David M. Equipment design considerations for large scale cell culture. *Cytotechnology*, v. 42, n. 1–2, p. 21–33, 2003. Disponível em: https://doi.org/10.1023/A:1023988304635. Acesso em: 7 mai. 2026.

MELLO, Ariane Fátima Murawski de et al. Strategies and engineering aspects on the scale-up of bioreactors for different bioprocesses. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, v. 47, p. 1–21, 2024. Disponível em: https://doi.org/10.1007/s00449-023-02938-7. Acesso em: 7 mai. 2026.

MOHANLAL SUKHADIA UNIVERSITY. *Bioreactor design*. Rajasthan, [s.d.]. Disponível em: https://www.mlsu.ac.in/econtents/687_bioreactor%20design.pdf. Acesso em: 22 abr. 2026.

NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. *Glycerol*. *PubChem*. Disponível em: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Glycerol. Acesso em: 14 abr. 2026.

NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. *PubChem Compound Summary for CID 6581: Acrylic Acid*. Disponível em: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Acrylic-Acid. Acesso em: 26 abr. 2026.

NAUHA, E. K.; ALI, H.; ALMSTEDT, A. E. Hydrodynamics and gas dispersion in large-scale stirred bioreactors. *Chemical Engineering Research and Design*, Rugby, v. 95, p. 1–12, 2015. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0263876214004572. Acesso em: 26 mai. 2026.

NAÇÕES UNIDAS BRASIL. *Objetivos de Desenvolvimento Sustentável*. Disponível em: https://brasil.un.org/pt-br/sdgs. Acesso em: 3 abr. 2026.

PAWANIPAGAR, Prashant; GHASEMZADEH, Kamran; D'AGOSTINO, Carmine; SPALLINA, Vincenzo. Reactor intensification on glycerol-to-acrylic acid conversion: a modelling study. *Reaction Chemistry & Engineering*, v. 10, p. 1812–1827, 2025. Disponível em: https://doi.org/10.1039/D4RE00481G. Acesso em: 7 mai. 2026.

PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. (ed.). Perry's chemical engineers' handbook. 7. ed. New York: McGraw-Hill, 1997.

PORTUGAL. Instituto Nacional da Propriedade Industrial. *Processo para o fabrico de acroleína ou do ácido acrílico a partir de glicerina.* Patente PT 2265565 E. Depósito: 14 abr. 2009. Concessão: 1 ago. 2012.

PUBCHEM. *3-Hydroxypropionic acid*. Bethesda: National Center for Biotechnology Information. Disponível em: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/3-Hydroxypropionic-acid. Acesso em: 3 mai. 2026.

PUBCHEM. *Acrylic acid*. Bethesda: National Center for Biotechnology Information. Disponível em: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov. Acesso em: 3 mai. 2026.

RAJ, S. M.; RATHNASINGH, C.; JUNG, W. C.; PARK, S. H. Effect of process parameters on 3-hydroxypropionic acid production from glycerol using a recombinant *Escherichia coli*. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 84, n. 4, p. 649–657, 2009.

RATHNASINGH, C.; RAJ, S. M.; JO, J. E.; PARK, S. H. Development and evaluation of efficient recombinant *Escherichia coli* strains for the production of 3-hydroxypropionic acid from glycerol. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 104, n. 4, p. 729–739, 2009.

ROSSI, Daniele Misturini. Produção biotecnológica de hidrogênio, 1,3-propanodiol e etanol utilizando glicerol residual proveniente da síntese de biodiesel. 2012. Tese (Doutorado em Engenharia Química) — Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012. Disponível em: https://lume.ufrgs.br/handle/10183/49061. Acesso em: 17 abr. 2026.

SANDID, Aya et al. Process assessment of renewable-based acrylic acid production from glycerol valorisation. Journal of Cleaner Production, v. 418, 2023.

SANTIBÁÑEZ, Claudia; VARNERO, María Teresa; BUSTAMANTE, Mauricio. Residual glycerol from biodiesel manufacturing, waste or potential source of bioenergy: a review. Chilean Journal of Agricultural Research, Chillán, v. 71, n. 3, jul./set. 2011. Disponível em: http://dx.doi.org/10.4067/S0718-58392011000300019. Acesso em: 7 mai. 2026.

SCHMIDELL, Willibaldo et al. (coord.). *Biotecnologia industrial*. v. 2: Engenharia bioquímica. 2. ed. São Paulo: Blucher, 2021.

SEGUR, J. B.; OBERSTAR, H. E. Viscosity of glycerol and its aqueous solutions. *Industrial & Engineering Chemistry*, v. 43, n. 9, p. 2117–2120, 1951. Disponível em: https://doi.org/10.1021/ie50501a040. Acesso em: 11 abr. 2026.

SEIDEL, L.; SCHMIDT, M.; KRAUME, M. Scale-up strategies for bioprocesses: challenges and engineering aspects. *Processes*, Basel, v. 11, n. 9, p. 2703, 2023. Disponível em: https://www.mdpi.com/2227-9717/11/9/2703. Acesso em: 26 mai. 2026.

STANBURY, Peter F.; WHITAKER, Allan; HALL, Stephen J. *Principles of fermentation technology*. 3. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2017.

TALEBIAN-KIAKALAIEH, Amin; AMIN, Nor Aishah Saidina. Thermo-kinetic and diffusion studies of glycerol dehydration to acrolein. *Renewable Energy*, v. 114, p. 794–804, 2017. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.07.096. Acesso em: 7 abr. 2026.

TAN, H. W.; ABDUL AZIZ, A. R.; AROUA, M. K. Glycerol production and its applications as a raw material: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 27, p. 118–127, 2013.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE VIÇOSA. Comissão Interna de Biossegurança. *Legislação | CIBIO*. Viçosa: UFV, c2020.

WANG, Si-Jing; ZHONG, Jian-Jiang. Chapter 6 – Bioreactor engineering. In: YANG, Shang-Tian (ed.). *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources: New Technologies and Applications*. Amsterdam: Elsevier, 2007. p. 131–161. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/chapter/edited-volume/abs/pii/B9780444521149500074. Acesso em: 7 mai. 2026.

WEG. *Motor elétrico trifásico W22 IE3 30 kW*. Jaraguá do Sul: WEG, [2026]. Disponível em: https://www.weg.net. Acesso em: 28 mai. 2026.

WITSUTHAMMAKUL, Ayut; SOOKNOI, Tawan. Direct conversion of glycerol to acrylic acid via integrated dehydration–oxidation bed system. *Applied Catalysis A:* General, v. 413–414, p. 109–116, 2012. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0926860X11006405. Acesso em: 3 mai. 2026.

XIAO, Yang; XIAO, Guomin; VARMA, Arvind. A universal procedure for crude glycerol purification from different feedstocks in biodiesel production: experimental and simulation study. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 52, n. 39, p. 14291–14296, 2013. Disponível em: https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie402003u. Acesso em: 3 mai. 2026.

YANG, Fangxia; HANNA, Milford A.; SUN, Runcang. Value-added uses for crude glycerol—a byproduct of biodiesel production. *Biotechnology for Biofuels*, London, v. 5, n. 13, 2012.

Disponível em: http://www.biotechnologyforbiofuels.com/content/5/1/13. Acesso em: 7 mai. 2026.

ZHANG, Y.; FRANCOIS, K.; VOGELAAR, L. et al. Scale-up strategies for microbial processes and oxygen transfer performance in bioreactors. *Current Opinion in Chemical Engineering*, Amsterdam, v. 26, p. 9–15, 2019. Disponível em: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1369703X19302438. Acesso em: 26 mai. 2026.

APÊNDICE A - RELATÓRIO DA COMPOSIÇÃO DO GLICEROL BRUTO PRODUZIDO E ANALISADO PELA EMPRESA BE8.

Be8

Relatório de Ensaio

Data de Emissão: 03/12/25

Dados do Produtor

Empresa: Be8 Passo Fundo

Dados da Amostra

Identificação: Glicerina

Composição: Glicerol + Água + Sal

Blend de produção: Óleo de Soja (65%) + Gordura Animal (35%)

Validade: 365 dias

Ensaio	Resultado (1)	Unidade	Método Interno
Teor de Umidade	13,65	%	MA-1004
Teor de Glicerol	83,03	%	MA-996
Teor de Cinzas	3,01	%	MA-995
Teor de Cloretos de Sódio	3,18	%	MA-997
MONG	0,31	%	MA-998
pH	5,26	-	MA-1033

(1) Os resultados apresentados valem única e exclusivamente para a amostra pontual recebida no laboratório.

Jocieli P. da Rosa
Coordenadora de CQ
CRQ 05303524-5 - 5ª Região

Jocieli da Rosa

Jocieli Da Rosa - CRQ V 05303524

Este documento só pode ser reproduzido por inteiro. Reprodução de partes requer aprovação escrita do laboratório.

APÊNDICE B – ESTIMATIVA DA MASSA ESPECÍFICA DA MISTURA NÃO AERADA.

As hipóteses consideradas para o cálculo da massa específica foram:

1. O glicerol bruto é composto apenas por água e glicerol, sem resquícios de metanol, cinzas, sais e outros materiais orgânicos; e,

2. Expansão desprezível da solução, ou seja, a massa específica não varia com a temperatura;

Inicialmente, faz-se necessária a fração mássica normalizada, visto que a Tabela 1 resulta em uma composição total acima de 100%. As equações 11 e 12 demonstram esta conversão:

Assim:

$$x_{água} = \frac{13{,}65}{103{,}2} \times 100 = 13{,}23\% \quad \text{(Eq. 29)}$$

$$x_{glicerol} = \frac{83{,}03}{103{,}2} \times 100 = 80{,}47\% \quad \text{(Eq. 30)}$$

A massa específica da água foi obtida no *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (PERRY; GREEN, 1997), enquanto a do glicerol foi obtida no National Center for Biotechnology Information (2026). Para a temperatura de 25 °C, as massas específicas da água e do glicerol são 998,014 kg/m³ e 1261,3 kg/m³, respectivamente.

Para a estimativa da massa específica da mistura utiliza-se a equação 31:

$$\rho_{mist} = \frac{1}{\sum \frac{x_k}{\rho_k}} \quad \text{, k=componentes} \quad \text{(Eq. 31)}$$

$$\rho_{mist} = \frac{1}{\frac{0{,}1323}{998{,}014} + \frac{0{,}8047}{1261{,}3}} = 1297{,}76 \ \frac{kg}{m^3}$$

Vale ressaltar que esta é a massa específica para a mistura em um sistema não aerado. Caso fosse considerada a aeração, a mistura resultante seria menos densa do que a mistura original, visto que a massa específica aparente depende da composição da mistura.

APÊNDICE C – ESTIMATIVA DA VISCOSIDADE DINÂMICA DA MISTURA.

A determinação da viscosidade dinâmica (μ_{mist}) foi realizada a partir de dados tabelados fornecidos por Segur e Oberstar (1951). Os dados estão demonstrados na Tabela C.1 abaixo:

Tabela C.1 – Viscosidade de glicerol e suas soluções aquosas.

Viscosidade dinâmica (cP)	**30ºC**	**40ºC**
80 %wt	33,9	20,8
85 %wt	58,0	33,5

Fonte: Segur e Oberstar (1951).

Como a solução de trabalho é 80,47 %wt e o processo opera em 37 ºC, se faz necessário aplicar o método de interpolação para obter dados mais próximos à realidade.

Interpolando em relação à composição da solução:

$$\mu_{80,47}^{30ºC} = 33{,}9 + \frac{(80{,}47-80)\times(58-33{,}9)}{(85-80)} = 37{,}27\ cP$$

$$\mu_{80,47}^{40ºC} = 20{,}8 + \frac{(80{,}47-80)\times(33{,}5-20{,}8)}{(85-80)} = 22{,}58\ cP$$

Por fim, interpolando em relação à temperatura:

$$\mu_{80,47}^{37ºC} = 37{,}3 + \frac{(37-30)\times(22{,}58-37{,}3)}{(40-30)} = 27{,}0\ cP = 0{,}02701\ Pa.s$$

APÊNDICE D – DETERMINAÇÃO DO NÚMERO E DISTÂNCIA ENTRE OS IMPELIDORES.

Da Tabela 4, tem-se:

$D_i = 1{,}876$ m

$H_L = 5{,}628$ m

Assim, aplicando a equação 1:

$$\frac{H_L - D_i}{D_i} < N_i < \frac{H_L - 2\,D_i}{D_i}$$

$$\frac{5{,}628 - 1{,}876}{1{,}876} < N_i < \frac{5{,}628 - (2 \times 1{,}876)}{1{,}876}$$

$$2{,}00 < N_i < 1{,}00$$

Quanto à distância entre os dois impelidores (Equação 2):

$$D_i < H_i < 2\,D_i$$

$$1{,}876 < H_i < (2 \times 1{,}876)$$

$$1{,}876 < H_i < 3{,}752$$

Como descrito na seção 2.3, para que o fluxo de escoamento de um impelidor não afete o outro, deve-se:

$$\frac{H_i}{D_i} \geq 1{,}8$$

$$H_i \geq 1{,}8 \times D_i$$

$$H_i \geq 1{,}8 \times 1{,}876$$

$$H_i \geq 3{,}38\,m$$

Este valor está dentro do intervalo para H_i, entretanto utilizando este resultado, o segundo impelidor fica muito próximo da superfície do líquido. Assim, definindo:

$$\frac{H_i}{D_i} \geq 1$$

$$H_i \geq D_i$$

$$H_i \geq 1{,}876\ m$$