

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE PONTA GROSSA  
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA SANITÁRIA E  
AMBIENTAL**

**VINÍCIUS GABRIEL RIBICKI**

**AVALIAÇÃO HIDRODINÂMICA DE UM REATOR BIOLÓGICO DE LEITO  
EMPACOTADO**

**PONTA GROSSA  
2022**

**VINÍCIUS GABRIEL RIBICKI**

**AVALIAÇÃO HIDRODINÂMICA DE UM REATOR BIOLÓGICO DE LEITO  
EMPACOTADO**

Dissertação apresentada como um dos requisitos para obtenção do grau de Mestre em Engenharia Sanitária e Ambiental, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Estadual de Ponta Grossa

Orientadora: Prof. Dr<sup>a</sup>. Ana Cláudia Barana  
Coorientador: Prof. Dr. Guilherme Araujo Vuitik

**PONTA GROSSA**

**2022**

R485 Ribicki, Vinícius Gabriel  
Avaliação hidrodinâmica de um reator biológico de leite empacotado /  
Vinícius Gabriel Ribicki. Ponta Grossa, 2022.  
61 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental - Área de  
Concentração: Saneamento Ambiental e Recursos Hídricos), Universidade  
Estadual de Ponta Grossa.

Orientadora: Profa. Dra. Ana Cláudia Barana.

Coorientador: Prof. Dr. Guilherme Araujo Vuitik.

1. Avaliação hidrodinâmica. 2. Espuma de poliuretano. 3. Estímulo-resposta.  
4. Leite empacotado. 5. Traçador. I. Barana, Ana Cláudia. II. Vuitik, Guilherme  
Araujo. III. Universidade Estadual de Ponta Grossa. Saneamento Ambiental e  
Recursos Hídricos. IV.T.

CDD: 664



## CERTIFICADO DE APROVAÇÃO - DEFESA DE MESTRADO

### PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL

Certificado nº 02/2022 PPGESA

Título da Dissertação: “**AVALIAÇÃO HIDRODINÂMICA DE UM REATOR BIOLÓGICO DE LEITO EMPACOTADO**”.

Nome: VINÍCIUS GABRIEL RIBICKI

Orientadora: Profª. Drª. Ana Cláudia Barana

Co-orientador: Prof. Dr. Guilherme Araújo Vuitik

Aprovado pela Comissão Examinadora:

Profª. Drª. Ana Cláudia Barana  
UEPG/Ponta Grossa - PR

Profª. Drª. Cristiane Kreutz  
UTFPR/Campo Mourão - PR

Prof. Dr. Marcos Rogério Széliga  
UEPG/Ponta Grossa - PR

Ponta Grossa, 15 de junho de 2022.



Documento assinado eletronicamente por **CRISTIANE KREUTZ, Usuário Externo**, em 19/07/2022, às 07:51, conforme Resolução UEPG CA 114/2018 e art. 1º, III, "b", da Lei 11.419/2006.



Documento assinado eletronicamente por **Marcos Rogério Széliga, Coordenador(a) do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental - Mestrado**, em 16/08/2022, às 16:17, conforme Resolução UEPG CA 114/2018 e art. 1º, III, "b", da Lei 11.419/2006.



Documento assinado eletronicamente por **Ana Claudia Barana, Professor(a)**, em 18/08/2022, às 08:37, conforme Resolução UEPG CA 114/2018 e art. 1º, III, "b", da Lei 11.419/2006.

A autenticidade do documento pode ser conferida no site <https://sei.uepg.br/autenticidade> informando o código verificador **1024050** e o código CRC **807A3B11**.



Dedico este trabalho a meus pais.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a minha família, especialmente a meu pai Irineu e minha mãe Luci (*in memoriam*) pelo amor, apoio e educação.

À minha esposa Gabriella, pelo apoio, amor, paciência e companheirismo.

À Prof. Dr<sup>a</sup>. Ana Cláudia Barana, pela oportunidade, orientação e contribuição com seus conhecimentos.

Ao Prof. Dr. Guilherme Araujo Vuitik, pelo auxílio e contribuição com seus conhecimentos.

Aos técnicos Cícero e Denise, pela ajuda e assistência.

À Universidade Estadual de Ponta Grossa e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental, pela oportunidade de estudo.

À CAPES, pela concessão da bolsa de estudo.

Aos colegas de laboratório.

E a todos que direta ou indiretamente fizeram parte deste trabalho.

## RESUMO

O aumento na geração de efluentes demandam unidades compactas e eficientes afim de se atender aos padrões de lançamento. Os reatores biológicos de leito empacotado oferecem meio para suporte para biomassa ativa e formação de gradientes de oxigênio fomentando o crescimento simultâneo de bactérias nitrificantes e desnitrificantes para remoção de nitrogênio. A performance do reator não depende apenas da cinética microbiana e enzimática, mas também dos processos físicos envolvidos. O empacotamento promove um escoamento não uniforme, fomentando anomalias no sistema. O presente trabalho teve por objetivo a avaliação hidrodinâmica de um reator de leito empacotado, em distintas condições de operação. O reator cilíndrico de fluxo ascendente com volume útil de 10,08 L teve recheio de mídias Mini Biobob<sup>®</sup>, operado com tempos de detenção hidráulicas (TDH) de 8 h, 14 h e 20 h, razões de recirculação R0, R1 e R2, com/sem aeração. O regime do reator foi definido como próximo à mistura completa, sendo verificado aumento na mistura com a redução do TDH para a etapa não aerada e não observado sua influência para operação aerada. Os ensaios revelaram TDH médio menor que o teórico estipulado, atrelado ao surgimento de anomalias. Para ambas as operações não houve influência na mistura com a variação das razões de recirculação, não influenciando na espessura da camada limite e na transferência de massa. Foi encontrado volume morto médio de 23,17% e 22,53% para as etapas aerada e não aerada respectivamente. Não foi encontrada correlação estatística significativa para o parâmetro em relação às variáveis estudadas.

**Palavras-chave:** avaliação hidrodinâmica, espuma de poliuretano, estímulo-resposta, leito empacotado, traçador.

## ABSTRACT

The effluent generation increase requires compact and efficient units to comply with quality discharge standards. The biological packed bed reactors offer support for biomass and the establishment of oxygen gradients to foment the simultaneous growth of nitrifiers and denitrifiers bacteria for nitrogen removal. The reactor performance does not only rely on microbial and enzymatic kinetics but also the physical process involved. The packed bed creates an uneven flow, fomenting anomalies in the system. The present study aimed to evaluate the hydrodynamic of a packed bed reactor in distinct operational conditions. The upflow cylindrical reactor with a volume of 10.08 L was filled with Mini Biobob® media and operated in hydraulic retention times (HRT) of 8 h, 14 h, and 20 h, with recirculation ratios R0, R1, and R2, with/without aeration. The flow pattern was defined as close to a complete mix, it was verified mixture increases with the HRT reduction for the non-aerated operation, and no influence was observed for the aerated period. The experiments revealed that the mean HRT was lower than the theoretical stipulated due to anomalies. The impact on the mixture was not noticed for both operations when varying the recirculation ratio, not influencing the boundary layer thickness and mass transfer. A mean dead volume of 23.17% and 22.53% were found for the aerated and non-aerated operations, respectively. A significant statistical correlation was not found for the studied variables' parameters.

**Keywords:** hydrodynamic evaluation, packed bed, polyurethane foam, stimulus-response, tracer.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Mecanismos de decomposição conforme aceptores de elétrons.....	15
Figura 2 - Formas de crescimento da biomassa .....	16
Figura 3 - Reator descontínuo.....	18
Figura 4 - Reator contínuo de mistura completa .....	19
Figura 5 - Reator contínuo de fluxo pistonado.....	20
Figura 6 - Ensaio estímulo-resposta.....	22
Figura 7 - Distribuição dos tempos de residência (DTR).....	24
Figura 8 - Modelo de reatores em série .....	26
Figura 9 - Reator de leito empacotado .....	27
Figura 10 - Mecanismo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS).....	28
Figura 11 - Passos em uma reação heterogênea catalítica .....	30
Figura 12 - Difusão através da camada limite .....	31
Figura 13 - Modelo cinético de Monod .....	33
Figura 14 - Fluxograma das etapas do estudo .....	34
Figura 15 - Esquema do reator estudado (A: em corte, B: em perspectiva).....	35
Figura 16 - Mídia de suporte Mini Biobob® .....	36
Figura 17 - Curva de concentração versus tempo para a etapa não aerada .....	40
Figura 18 - Gráfico de Pareto para o número N de reatores (não aerado).....	43
Figura 19 - Curva de concentração versus tempo para a etapa aerada .....	48
Figura 20 - Gráfico box plot para o número N de reatores em série .....	50

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Valores empregados para cada nível do planejamento .....	37
Tabela 2 - DCCR para o estudo hidrodinâmico com as variáveis codificadas e reais.....	38
Tabela 3 - Resultados de tempo de detenção hidráulica teórica, tempo de detenção hidráulica médio obtidos para às etapas experimentais sem aeração .....	41
Tabela 4 - ANOVA para o número N de reatores (não aerado) .....	42
Tabela 5 - Resultados de tempo de detenção hidráulica teórica, tempo de detenção hidráulica médio obtidos para às etapas experimentais com aeração .....	48
Tabela 6 - ANOVA para o número N de reatores (aerado) .....	49

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANOVA	Análise de Variância
ATC	<i>Automatic Temperature Compensation</i>
Anammox	<i>Anaerobic Ammonium Oxidation</i>
CE	Condutividade Elétrica
COD	Carbono Orgânico Dissolvido
CSTR	<i>Continuous Stirred-tank Reactor</i>
DCCR	Delineamento Composto Central Rotacional
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DTR	Distribuição dos Tempos de Residência
N-CSTR	Número de Reatores de Mistura Completa em Série
NDS	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
OD	Oxigênio Dissolvido
PFR	Plug Flow Reactor
PP	Polipropileno
PU	Poliuretano
PVC	Policloreto de Vinila
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
TDH <sub>m</sub>	Tempo de Detenção Hidráulica Médio
TDH <sub>t</sub>	Tempo de Detenção Hidráulica Teórico
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
pH	Potencial Hidrogeniônico

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	<b>11</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b> .....	<b>13</b>
2.1	OBJETIVO GERAL.....	13
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	13
<b>3</b>	<b>REFERENCIAL TEÓRICO</b> .....	<b>14</b>
3.1	CLASSIFICAÇÃO DOS REATORES BIOLÓGICOS .....	14
3.1.1	Classificação dos Reatores Biológicos Quanto à Presença de Oxigênio .....	14
3.1.2	Classificação dos Reatores Biológicos Quanto ao Crescimento da Biomassa.....	16
3.1.3	Classificação dos Reatores Biológicos Quanto à Hidrodinâmica .....	17
3.1.3.1	Reatores descontínuos (batelada) .....	18
3.1.3.2	Reatores de fluxo contínuo e mistura completa .....	19
3.1.3.3	Reator contínuo de fluxo pistonado:.....	20
3.1.4	Classificação dos Reatores Biológicos Quanto ao Número de Fases.....	22
3.2	DISTRIBUIÇÃO DOS TEMPOS DE RESIDÊNCIA E ENSAIO ESTÍMULO-RESPOSTA .....	22
3.3	MÉTODO DE MODELAGEM – REATORES EM SÉRIE .....	25
3.4	REATOR DE LEITO EMPACOTADO.....	26
3.5	FENÔMENOS DIFUSIVOS EM PARTÍCULAS CATALÍTICAS .....	29
3.6	CINÉTICA MICROBIOLÓGICA – MODELO DE <i>MONOD</i> .....	32
<b>4</b>	<b>MATERIAL E MÉTODOS</b> .....	<b>34</b>
4.1	REATOR DE LEITO EMPACOTADO.....	35
4.2	MATERIAL DE SUPORTE .....	36
4.3	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO .....	37
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES</b> .....	<b>40</b>
5.1	ETAPA NÃO AERADA .....	40
5.2	ETAPA AERADA .....	47
<b>6</b>	<b>CONCLUSÃO</b> .....	<b>53</b>
	<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>54</b>
	<b>APÊNDICE A - CURVA DE CONDUTIVIDADE</b> .....	<b>61</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Os contaminantes presentes em águas residuárias podem causar efeitos danosos ao ecossistema aquático. A extensa disponibilidade de compostos orgânicos eleva o consumo de oxigênio pelos microorganismos que os utilizam para subsistência, assim como a nitrificação, outro fator contribuinte ao balanço negativo de  $O_2$ , provocando mortandade de seres aeróbios de menor resistência (GRADY JUNIOR et al., 2011).

Afim de mitigar os potenciais impactos aos corpos hídricos, são empregados processos de tratamento aos efluentes. A concepção das unidades é embasada no grau de remoção requerida, com o propósito de atender às legislações vigentes ao corpo receptor e critérios econômicos (CALIJURI; CUNHA, 2013). Para tal, podem ser empregados mecanismos biológicos, os quais reproduzem os processos naturais que ocorrem naturalmente no curso, porém em condições controladas (VON SPERLING, 2007).

Com a expansão dos centros urbanos há o aumento do volume de efluentes gerados, desta forma, com o propósito de suprir a demanda para a disposição final, o projeto e concepção de unidades de tratamento deverá priorizar métodos capazes de atender à legislação vigente, porém dispendo de espaços reduzidos de implantação e operação (DEZOTTI; LIPPEL; BASSIN, 2018).

Neste contexto, o emprego de reatores biológicos de leito empacotado, possuem vantagens quanto aos demais métodos convencionais. Consistem na junção de ambos os sistemas de crescimento suspenso e aderido e podem ser aplicados para tratamento de uma alta gama de vazões, as quais variam entre 10.000 a 150.000  $m^3 \cdot d^{-1}$  (BARWAL; CHAUDHARY, 2014).

São comumente empregadas mídias plásticas para o crescimento aderido da biomassa, as quais são dispostas suspensas livremente na fase líquida do reator. Foram desenvolvidas inicialmente na década de 80, e atualmente existem inúmeros produtos competitivos no mercado (GRADY JUNIOR et al., 2011).

A alta área superficial de materiais porosos, tais como a espuma, promovem bom crescimento e adesão da biomassa. Sua estrutura macroporosa permite o estabelecimento de gradientes concentrações de substrato e doadores de elétrons (ARAUJO JUNIOR et al., 2016).

Para o tratamento de efluentes, a eficiência de remoção dos compostos poluentes se dá por efeito de diversos fatores onde a hidrodinâmica é peça chave para sua operação.

A concepção de projeto de um reator baseia-se em escoamentos denominados ideais. Na prática, ocorrem desvios na idealidade do escoamento, causados principalmente pela canalização e reciclo do fluido e geração de zonas de estagnação no interior do reator. Comportamentos que podem comprometer a eficiência geral do conjunto (LEVENSPIEL, 1999).

Devido à sua natureza, as unidades de tratamento de águas residuárias compõem sistemas heterogêneos, os quais envolvem diversos processos de difusão e transporte, introduzindo variáveis adicionais na operação (VAZZOLER, 2019).

Em reatores biológicos a performance do sistema não depende apenas da cinética microbiana e enzimática, mas também dos processos físicos envolvidos no sistema (SWAINE; DAUGULIS, 1988). O comportamento hidrodinâmico pode influenciar na velocidade das reações através da modificação nas taxas de transferência de massa e distribuição das reações no sistema (CRUZ et al., 2016).

A utilização de partículas de suporte para o crescimento da biomassa, denominadas mídias, promovem a estruturação interna do reator. O recheio promove um escoamento não uniforme do fluido (FOGLER, 2016).

Como consequência há o surgimento de anomalias no escoamento, tais como caminhos preferenciais de escoamento, onde elementos do fluido deixam o reator mais rapidamente que as linhas de fluxo paralelas, resultando em uma distribuição inadequada do fluido e a formação de zonas mortas, compondo regiões que não participam no processo principal de conversão e remoção do sistema, reduzindo a eficiência volumétrica do reator (VON SPERLING, VERBYLA, OLIVEIRA; 2020).

Desta forma, o estudo hidrodinâmico em reatores de leito empacotado é fundamental, pois pode-se averiguar as configurações de operação de maior eficiência do sistema. Para tal, através do ensaio de estímulo-resposta, ao conhecer-se as concentrações de entrada e saída de uma solução traçadora, é possível determinar a distribuição do tempo de residência deste material no reator. Através das respostas obtidas é possível aplicar um modelo para representação do escoamento no reator com o intuito de diagnosticar os desvios de idealidade ocorridos.

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Este trabalho teve por objetivo geral avaliar o comportamento hidrodinâmico de um reator de leito empacotado em distintas condições de operação através de ensaios de estímulo-resposta.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos deste trabalho foram:

- a) Investigar os diferentes tempos de detenções hidráulicas (TDH), recirculações e aeração através de ensaios estímulo-resposta;
- b) Ajustar o escoamento ao modelo de tanques em série proposto pela literatura;
- c) Verificar o regime de escoamento e desvios de idealidade em relação aos modelos idealizados.

### 3 REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1 CLASSIFICAÇÃO DOS REATORES BIOLÓGICOS

O sistema de tratamento tem por finalidade a remoção de poluentes presentes nas águas residuárias nocivos ao ecossistema aquático. Um dos principais efeitos deletérios resultantes do despejo de efluentes indevidamente tratados nos corpos d'água são as baixas concentrações de oxigênio dissolvido, principalmente em razão dos compostos orgânicos, os quais elevam a atividade microbiana e, conseqüentemente, o consumo de oxigênio (GRADY JUNIOR et al., 2011).

Neste contexto, os reatores biológicos para tratamento de efluentes têm como objetivo propiciar um ecossistema favorável para a degradação de matéria orgânica e inorgânica presente nos efluentes, promovido por diferentes microrganismos que utilizam o substrato poluente para seus processos metabólicos (CALIJURI; CUNHA, 2013).

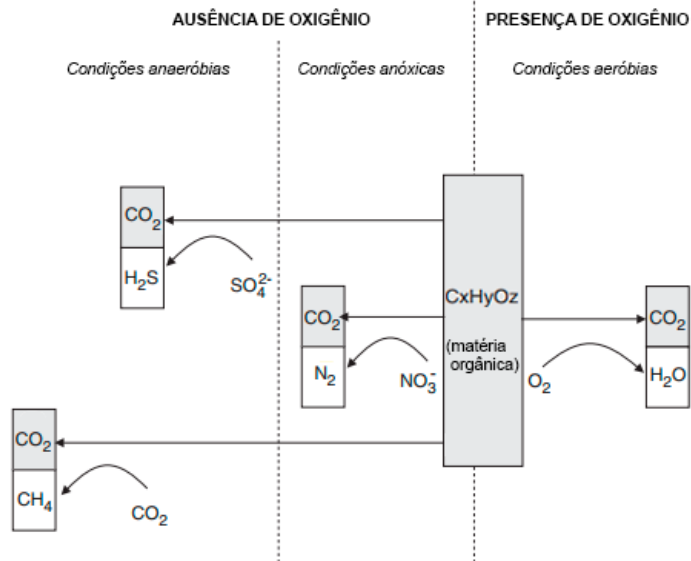
##### 3.1.1 Classificação dos Reatores Biológicos Quanto à Presença de Oxigênio

A comunidade de microrganismos e sua forma de obtenção de energia são relacionados à disponibilidade de oxigênio nas unidades de tratamento. De forma geral, o processo é classificado em três tipos: aeróbio, anóxico ou anaeróbio.

Na Figura 1 estão apresentadas as principais rotas de decomposição da matéria orgânica em relação ao emprego de diferentes receptores de elétrons.



Figura 1 - Mecanismos de decomposição conforme aceptores de elétrons



Fonte: Adaptado de Lubberding (1995, apud Von Sperling, 2007)

A digestão aeróbia é realizada por microrganismos cuja respiração necessita de oxigênio livre comoceptor final de elétrons para oxidação da matéria orgânica. Os compostos orgânicos são convertidos em água,  $CO_2$  e energia (CALIJURI; CUNHA, 2013). Devido à liberação de energia, os organismos aeróbios se reproduzem e estabilizam a matéria orgânica mais rapidamente se comparado aos anaeróbios. Em razão da taxa superior de reprodução, a geração de lodo também é maior (VON SPERLING, 2007).

A digestão anaeróbia utiliza como aceptores de elétrons para o processo de oxidação substâncias, tais como  $SO_4^{2-}$  e  $CO_2$ . O processo ocorre por meio de diferentes populações de microrganismos com funções especializadas.

No processo anaeróbio, de forma geral, a quebra dos compostos orgânicos é considerada um processo de duas etapas. No primeiro estágio, através da hidrólise e fermentação, bactérias anaeróbias e facultativas promovem a conversão de compostos orgânicos complexos em outros de menor complexidade, tais como, ácidos graxos voláteis, gases de hidrogênio e  $CO_2$ . Na segunda etapa bactérias estritamente anaeróbias denominadas metanogênicas, convertem os ácidos orgânicos em gás metano, o qual proporciona a remoção de carbono orgânico do sistema (CHERNICHARO, 2007).

Uma vantagem do emprego de reatores anaeróbios, consiste na redução da massa orgânica biodegradável, reduzindo desta forma o volume de lodo disposto em aterros sanitários (METCALF; EDDY et al., 2004). A geração de metano ao final pode

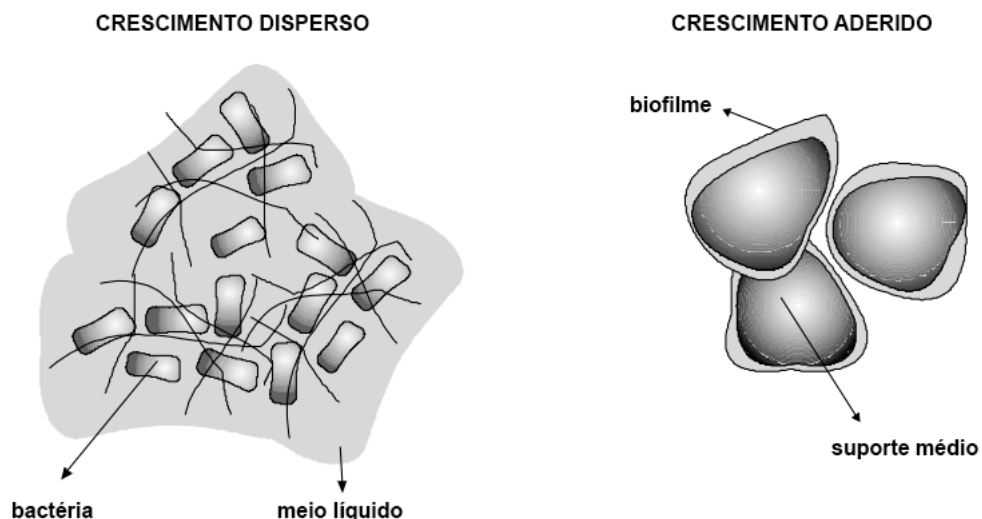
ser separada da fase líquida sem o emprego de técnicas sofisticadas, para possível utilização para geração de energia em pequena escala (HORAN; YASER; WID, 2018).

A digestão anóxica ocorre quando no processo de oxidação, na falta de oxigênio, são empregados principalmente nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) e nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) como aceptores de elétrons (GRADY JUNIOR et al., 2011). De acordo com Ahn (2006), os compostos oxidados de nitrogênio são reduzidos a nitrogênio molecular ( $\text{N}_2$ ) por microorganismos heterotróficos comuns entre as classes gram-negativas alfa e beta das *Proteobacteria*, tais como: *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Paracoccus* e *Thiobacillus*. Este processo denominado de desnitrificação é de grande valia cenários de tratamento de efluentes, uma vez que promove a remoção do nitrogênio do meio para a atmosfera.

### 3.1.2 Classificação dos Reatores Biológicos Quanto ao Crescimento da Biomassa

De acordo com Von Sperling (2007), em tratamentos biológicos de efluentes, a organização estrutural de crescimento da biomassa é dividida em duas vertentes: suspensa e aderida. Ambas as variantes são possíveis simultaneamente em um mesmo sistema, as quais estão representados na Figura 2.

Figura 2 - Formas de crescimento da biomassa



Fonte: Adaptado de Von Sperling (2007)

No crescimento suspenso os microrganismos estão dispostos livremente no meio de cultura, tanto na forma de células individuais, quanto em aglomerados de pequenos diâmetros (10 - 20  $\mu\text{m}$ ) (CLOETE; MUYIMA, 1997).

As bactérias absorvem a matéria orgânica e nutrientes adjuntos, possibilitando seu crescimento e formação de microcolônias, as quais sedimentam na forma de lodo, podendo ser removidas ou reutilizadas no processo. O tempo de detenção hidráulica (TDH) deve ser, no mínimo, duas vezes o tempo necessário para a divisão celular dos microrganismos, uma vez que são suscetíveis a serem conduzidas para fora do sistema (DHANASEKARAN; THAJUDDIN, 2016).

Alguns exemplos de sistemas que operam com crescimento de biomassa suspenso são os reatores de lodos ativados, lagoas aeradas e digestores de lodo (ARCEIVALA; ASOLEKAR, 2007).

O crescimento aderido consiste no emprego de um material de suporte para o desenvolvimento da biomassa, onde este pode estar sujeito a descargas líquidas contínuas ou intermitentes, permanecendo totalmente submersos ou não (VON SPERLING, 2007).

Pode-se utilizar uma variedade de materiais, tais como: pedra brita, granito, cascalho, lascas de madeira, tubos e mídias de plástico corrugadas, dentre outros. O fluxo de efluente em contato com o material promove a adesão de microrganismos, que formam uma camada denominada biofilme e promove a degradação dos contaminantes orgânicos (WANG; PEREIRA; HUNG, 2009).

Alguns exemplos de sistemas que operam com crescimento de biomassa suspenso são: reatores de leito fluidizado, submerso, manta de lodo e biodiscos rotativos (ARCEIVALA; ASOLEKAR, 2007).

Nestes reatores a concentração de biomassa geralmente é superior em relação aos que empregam crescimento suspenso. Desta forma, é possível obter a mesma eficiência de tratamento, porém com reator de volume reduzido. Em sistemas com crescimento disperso a geração de grandes flocos é um fator que reduz a efetividade, prejudicando a difusão de oxigênio e substrato, impedindo que alcance todos os pontos do reator de forma homogênea (DIONISI, 2017).

### 3.1.3 Classificação dos Reatores Biológicos Quanto à Hidrodinâmica

O modelo hidráulico que representa o tipo escoamento é definido pela função do padrão de mistura e o tipo de escoamento presente na unidade. A geometria física do reator, tamanho, escala e quantidade de energia introduzida são fatores os quais determinam o padrão de mistura (VON SPERLING, 2007).

De acordo com Metcalf; Eddy et al. (2014), se faz necessário compreender o comportamento dos distintos modelos hidráulicos, uma vez que suas características são empregadas afim de determinar o período de residência do fluído, ou seja, o intervalo de tempo o qual determinado volume permanece no sistema. Com base na cinética aplicada, o tempo de residência pode ser relacionado ao grau de tratamento a ser obtido e velocidade das reações, as quais determinam a performance da unidade.

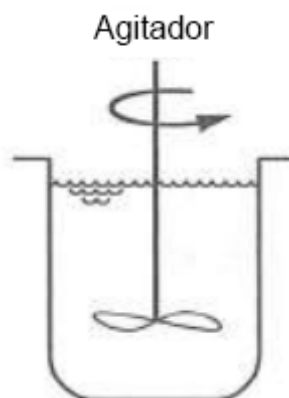
Os reatores podem ser classificados quanto sua forma de operação: reatores descontínuos ou de fluxo contínuo. Para caracterização do regime hidráulico do sistema são considerados os modelos idealizados de mistura completa e fluxo pistonado.

### 3.1.3.1 Reatores descontínuos (batelada)

Reatores descontínuos, também denominados de batelada, são aqueles em que não há entrada ou saída de fluxo durante sua operação e seu conteúdo é completamente misturado. Desta forma, todos os constituintes recebem tratamento de forma homogênea, uma vez que o período de operação é igual ao tempo de residência do substrato do reator (VON SPERLING, 2007).

Na Figura 3 está representado um reator com operação em batelada.

Figura 3 - Reator descontínuo



Fonte: Adaptado de Metcalf; Eddy et al. (2014)

De acordo com Fogler (2016), os reatores do tipo batelada são normalmente empregados em operações de pequena escala, manufatura de produtos de alto valor agregado, testes de processos em desenvolvimento e para aqueles os quais a

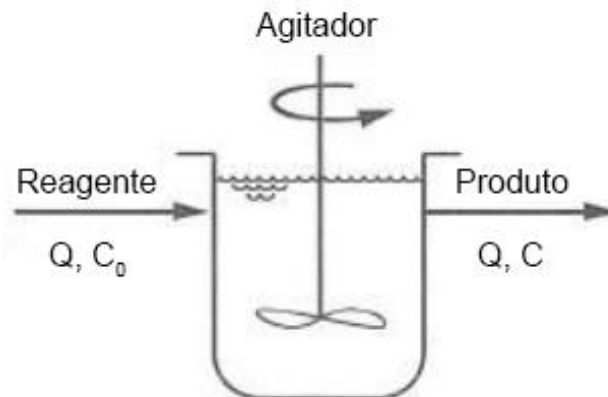
conversão para operação contínua é complexa ou inviável. Isso se deve ao fato dos altos custos de operação por ciclo, variabilidade do produto entre bateladas e dificuldade de produção em larga escala.

### 3.1.3.2 Reatores de fluxo contínuo e mistura completa

Em reatores com fluxo contínuo no modelo de mistura completa, assume-se ocorrência da agregação das partículas que adentram o reator em caráter instantâneo. Há fluxo contínuo de entrada e a saída, de modo que seu volume permanece constante durante sua operação (METCALF; EDDY et al., 2014).

Estas características o conferem a denominação de reatores de fluxo contínuo e mistura completa (CSTR). Este reator é considerado um modelo ideal, uma vez a dispersão total é improvável de obter-se na prática (VON SPERLING, 2007). A Figura 4 é uma representação do reator CSTR.

Figura 4 - Reator contínuo de mistura completa



Fonte: Adaptado de Metcalf; Eddy et al. (2014)

No reator CSTR a variável vazão ( $Q$ ) mantém-se constante e são possíveis apenas dois valores de concentrações. Sendo uma delas a de entrada ( $C_0$ ) e a do produto ( $C$ ), a qual equivale a qualquer outro ponto interno do reator. Já em reatores reais, sob a influência da agitação, partículas que adentram ao sistema podem escapar direto para a saída, resultando em tempos de detenção muito curtos, enquanto partículas prestes a deixar o sistema podem ser agitadas novamente, resultando em uma detenção extremamente longa. O tempo de residência desigual das partículas acarreta um efeito denominado de *backmixing*, onde materiais não reagidos misturam-se com aqueles já reagidos e a concentração uniforme em todo reator ocorre no nível máximo de *backmixing* (LIU, 2017).

Muitas vezes o volume de um único reator CSTR pode ser muito grande quando se deseja obter altas taxas de conversão. Assim, em alguns casos, pode-se empregar reatores conectados em série para a conversão esperada (LUYBEN, 2007).

No Quadro 1 estão apresentadas algumas vantagens e desvantagens do reator de mistura completa.

Quadro 1 - Mistura completa: vantagens e desvantagens

<b>Reator de mistura completa</b>	
<i>Vantagens</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Agitação e mistura uniforme</li> <li>• Fácil manutenção da temperatura e pH</li> <li>• Simples operação</li> <li>• Robustez contra entupimento</li> </ul>
<i>Desvantagens</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menor taxa de conversão em relação ao pistonado</li> <li>• Maior volume necessário em relação ao pistonado</li> <li>• Maior custo em relação ao pistonado</li> </ul>

Fonte: Fogler (2018); Pandey et al. (2019); Hu (2021)

### 3.1.3.3 Reator contínuo de fluxo pistonado:

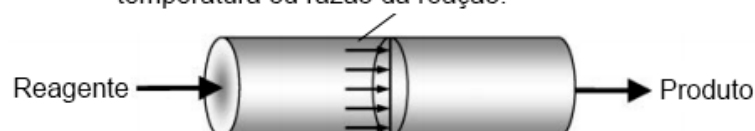
Para o modelo hidráulico de fluxo pistonado, admite-se a geometria cilíndrica para o reator, onde há o escoamento do fluido ao longo da extensão do sistema (LUYBEN, 2007).

Segundo Hill Junior e Root (2014), convenientemente pode-se imaginar o reator dividido por infinitos discos, os quais preenchem toda a seção transversal, onde efetivam-se as reações. Os discos são separados entre si por pistões hipotéticos, os quais possibilitam o escoamento constante do fluido.

Estes reatores são conhecidos também como plug flow reactor (PFR), na Figura 5 está representado um modelo de fluxo pistonado.

Figura 5 - Reator contínuo de fluxo pistonado

Sem variações radiais na velocidade, concentração, temperatura ou razão da reação.



Fonte: Adaptado de Fogler (2018)

Neste tipo de reator ocorre constante alimentação de reagentes e retirada de produtos em sua saída. No interior é considerado uma vazão líquida constante na direção radial, não existindo mistura no sentido axial (*backmixing*). Desta forma, todos os elementos fluem através do sistema de forma ordenada (GRADY JUNIOR et al., 2011).

Em reatores biológicos o grau de conversão decai com a redução da concentração do substrato. Deste modo, a taxa de crescimento bacteriana é uma função da disponibilidade de substrato no meio, baixas concentrações acarretam em um crescimento proporcionalmente baixo (VON SPERLING, 2007).

De acordo com Pal (2017), nos reatores de mistura completa a concentração do substrato decai imediatamente a concentração de saída, devido a agitação e dispersão no interior do reator. Por outro lado, nos reatores pistonados esta concentração irá decair apenas no sentido axial em função do tempo, desta forma o grau de conversão será maior se comparado ao CSTR. Apesar do maior grau de conversão, os reatores pistonados apresentam dificuldades inerentes para manter o inóculo contínuo para as células, manutenção do pH e suprimento de oxigênio em toda a extensão do reator. A imobilização celular pode ser empregada com intuito de mitigar estes efeitos.

No Quadro 2 estão representadas algumas vantagens e desvantagens do fluxo em pistão.:

Quadro 2 - Fluxo pistonado: vantagens e desvantagens

<b>Reator de fluxo pistonado</b>	
<i>Vantagens</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Não necessita de agitação</li> <li>• Estrutura simples</li> <li>• Baixo gasto energético</li> <li>• Boa estabilidade</li> <li>• Alta taxa de conversão</li> </ul>
<i>Desvantagens</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fácil precipitação dos reagentes e entupimento</li> <li>• Difícil manutenção da temperatura e pH</li> <li>• Difícil fornecimento contínuo de oxigênio e inóculo para células</li> </ul>

Fonte: Pal (2017); Youcai e Ran (2020); Hu (2021)

### 3.1.4 Classificação dos Reatores Biológicos Quanto ao Número de Fases

Os reatores biológicos podem ser classificados pelo número de fases as quais estão presentes: homogêneos ou heterogêneos.

De acordo com Luyben (2007), homogêneos são aqueles os quais envolvem apenas uma fase, onde as taxas das reações químicas dependem primariamente das concentrações dos reagentes e produtos e da temperatura, os quais são variáveis de fácil determinação.

Os reatores que envolvem mais de uma fase são denominados heterogêneos, a existência da diversidade acresce complexidade quanto sua análise, uma vez que há movimentação entre as fases durante as reações, onde fenômenos como transferência de massa e calor tornam-se relevantes (LEVENSPIEL, 1999).

### 3.2 DISTRIBUIÇÃO DOS TEMPOS DE RESIDÊNCIA E ENSAIO ESTÍMULO-RESPOSTA

Para caracterização do regime de escoamento de um reator real, se faz necessário investigar os diferentes tempos que os elementos de um fluido perfazem em sua região interna. Estas variações de tempo são denominadas de distribuição de tempos de residência (DTR).

Para determinação da DTR utiliza-se experimentos que causam distúrbio no reator, de modo que esta distribuição possa ser mensurada. Este método é denominado de estímulo-resposta, onde é inserido uma solução traçadora inerte, de fácil detecção no tempo convencional  $t=0$ , onde sua concentração de saída é medida em função de seu tempo de permanência  $(t+\Delta t)$  (NAUMAN, 2008).

Na Figura 6 é mostrado um esquema que representa o ensaio estímulo-resposta.

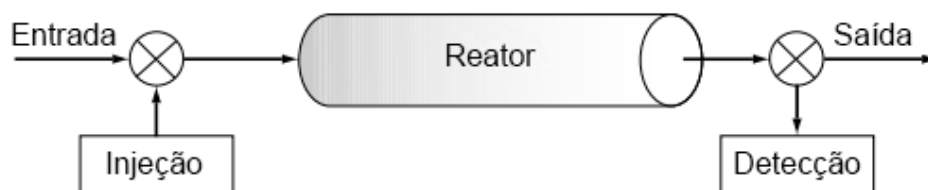


Figura 6 - Ensaio estímulo-resposta

Fonte: Adaptado de Fogler (2016)



As injeções de traçadores são padronizadas e seus resultados passíveis de serem matematicamente interpretados e aplicados a modelos que caracterizam o escoamento observado. Podem ser aplicadas duas variantes do ensaio estímulo-resposta: pulso e degrau.

De acordo com Conesa (2019), para à injeção de pulso, é inserida no reator rapidamente uma massa pré-determinada  $N_0$  da solução traçadora. Após, a concentração de saída desta solução é medida e determinada em função do tempo (curva C).

A Equação 1 define a DTR referente à injeção de um estímulo do tipo pulso:

$$E(t) \Delta t = \frac{\Delta N}{N_0} \quad (1)$$

Onde  $E(t)$  refere-se à função da distribuição do tempo de residência, ou seja, a descrição quantitativa do tempo dos diferentes elementos do fluido que permaneceram no sistema.  $\Delta N$  refere-se à quantidade de traçador a qual sai entre o início do ensaio e seu tempo de permanência (FOGLER, 2016).

Para à injeção do tipo degrau, insere-se uma concentração constante  $C_0$  de solução traçadora no reator, o qual é monitorado ao ponto que se encontre na saída, concentração equivalente ao injetado (CONESA, 2019).

A Equação 2 define a DTR referente à injeção de um estímulo do tipo degrau.

$$E(t) = \frac{d}{dt} \left[ \frac{C(t)}{C_0} \right] \quad (2)$$

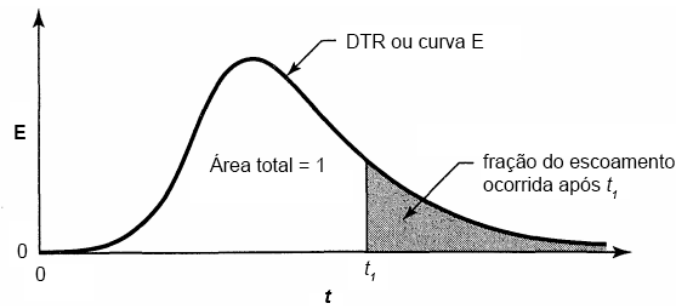
Segundo Fogler (2016), ao utilizar o método de injeção do tipo degrau, tem-se a vantagem de não necessitar conhecer a quantia de solução traçadora. Entretanto, em ensaios que demandam maior tempo há a necessidade da disponibilidade de grandes volumes da solução e manter a concentração de alimentação constante.

Segundo Levenspiel (1999), a representação da DTR, também é denominada de distribuição E, onde é conveniente representá-la de forma normalizada de modo que a área abaixo da curva seja unitária, de acordo com a Equação 3.

$$\int_0^{\infty} E(t) dt = 1 \quad (3)$$

A Equação 3 representa os elementos do fluido os quais residiram no reator durante o tempo total de observação ( $t = 0$  até  $t = \infty$ ). A Figura 7 é uma representação da DTR, ou curva E.

Figura 7 - Distribuição dos tempos de residência (DTR)



Fonte: Adaptado de Levenspiel (1999)

O alongamento da curva E traz informações a respeito da intensidade da mistura ocorrida no reator, o que reflete diretamente no grau de conversão obtido (POHORECKI et al., 2010).

A parcela que deixa o reator antes do tempo de residência  $t_1$ , é representado pela Equação 4.

$$\int_0^1 E(t) dt = 1 \quad (4)$$

O percentual da área encontrada pela Equação 4, em relação ao sistema como um todo, representa os elementos os quais permaneceram um período menor ao do tempo médio de residência. Também é dominada de distribuição cumulativa  $F(t)$ .

A área hachurada na Figura 6 representa os elementos do fluido que permaneceram por tempo mais prolongado em relação ao tempo de residência e são representados pela Equação 5.

$$\int_{t_1}^1 E(t) dt = 1 - \int_0^{t_1} E(t) dt \quad (5)$$

De acordo com Fogler (2016), o tempo de residência média de um fluido  $t_m$  observado, em reatores ideais será sempre igual ao tempo de residência nominal pré-determinado para o reator. A Equação 6 descreve a função da DTR média:

$$t_m = \int_0^{\infty} t \cdot E(t) dt \quad (6)$$

Em reatores reais haverá distinção entre a DTR média calculada e teórica. A amplitude desta diferença, fornece informações do sistema quanto a dispersão e anomalias ocorridas no escoamento.

### 3.3 MÉTODO DE MODELAGEM – REATORES EM SÉRIE

A modelagem do regime hidráulico em processos contínuos se dá através da investigação e modelagem da DTRs. Cada medida é caracterizada por sua própria distribuição onde são agrupadas através da convolução de integrais resultando a DTR global do reator (TOSON; DOSHI; JAJCEVIC, 2019).

Com esta informação é possível descrever numericamente propriedades hidráulicas do sistema, tais como o regime de escoamento, anomalias e a determinação do tempo de detenção hidráulico médio (CONESA, 2019). Um dos modelos comumente empregados é o de tanques de mistura completa em série (N-CSTR).

De acordo com Levenspiel (1999), é possível calcular o número de reatores conectados em série necessários para modelagem do sistema a partir da determinação da variância ( $\sigma^2$ ) apresentada pela Equação 7.

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 \cdot E(t) dt \quad (7)$$

Onde  $t$  corresponde ao tempo e  $t_m$  ao tempo de residência médio. Em sequência determina-se a variância adimensional ( $\sigma_{\theta}^2$ ) representada pela Equação 8.

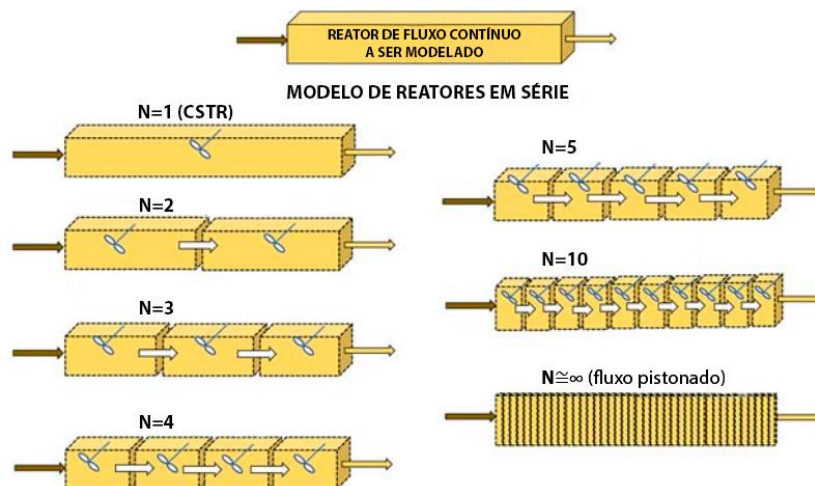
$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t_m^2} \quad (8)$$

A determinação do número de reatores de mistura completa em série (N) necessários para modelagem do reator real está representado pela Equação 9.

$$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2} \quad (9)$$

Considerando o volume total do reator distribuídos em células equivalentes ao número N obtido, é possível representar a hidráulica do sistema conforme ilustrado na Figura 8.

Figura 8 - Modelo de reatores em série



Fonte Adaptado de Von Sperling, Verbyla e Oliveira (2020)

Reatores com volume total  $N = 1$  representam o modelo idealizado CSTR e reatores  $N \cong \infty$  ao modelo de fluxo pistonado.

Desta forma, sendo o volume total do reator subdividido em poucas células, sua representação hidráulica é próxima ao modelo de mistura completa. De modo contrário, com o aumento no número de células, há proximidade com o modelo de fluxo pistonado (VON SPERLING; VERBYLA; OLIVEIRA, 2020).

### 3.4 REATOR DE LEITO EMPACOTADO

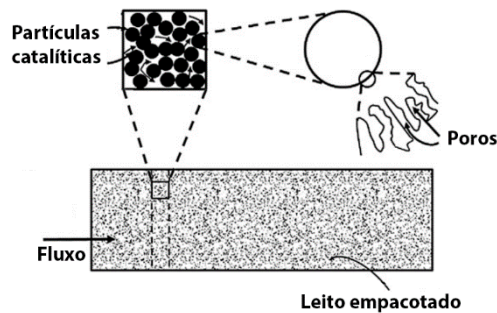
Também conhecidos por reatores catalíticos, os reatores de leito empacotado empregam o princípio do crescimento aderido através da utilização de partículas de suporte. Neste sistema, o fluido passa através das partículas catalizadoras, as quais estão fixas sem liberdade de movimento. Quanto à natureza das fases participantes, são considerados reatores heterogêneos, em razão da interação da fase reacional fluída com a fase catalizadora sólida (RASE, 1990).

A utilização da imobilização celular conferiu um avanço na área de tratamento de efluentes através do entendimento do processo biológico, sobretudo aos sistemas aos quais empregam o princípio da retenção de biomassa ativa, assegurando a permanência das bactérias tempo o suficiente para a divisão celular (ORTEGA et al., 2011).

Para células bacterianas, o crescimento aderido em materiais de suporte confere benefícios contra agentes nocivos a comunidade, tais como compostos inibitórios e recalitrantes. Em processos biológicos, as partículas catalíticas

possibilitam o desenvolvimento de vários grupos microbianos funcionais, apresentando um grande potencial para tratamento de efluentes (DEZOTTI; LIPPEL; BASSIN, 2018). Na Figura 9 está representado um esquema de reator de leito empacotado.

Figura 9 - Reator de leito empacotado



Fonte: Adaptado de Shekhawat, Spivey e Berry (2011)

A disposição das partículas na área interna promove a passagem não uniforme do fluido onde vários padrões de escoamentos podem ser observados (MARCHETTI, 2021).

A mídia de suporte tem por função a retenção de biomassa ativa dentro do reator, sendo pela adsorção dos microrganismos na superfície das partículas com a formação de biofilme ou pela própria retenção nos interstícios das mídias ou abaixo delas (CHERNICHARO, 2007).

Quando o biofilme atinge uma espessura acima de um determinado valor, geralmente entre 0,3 – 0,5 mm, ocorre a descamação da superfície, a qual é substituída por novas células. Desta forma, a concentração da biomassa no conjunto permanece constante (NARAYANAN; NARAYAN, 2019).

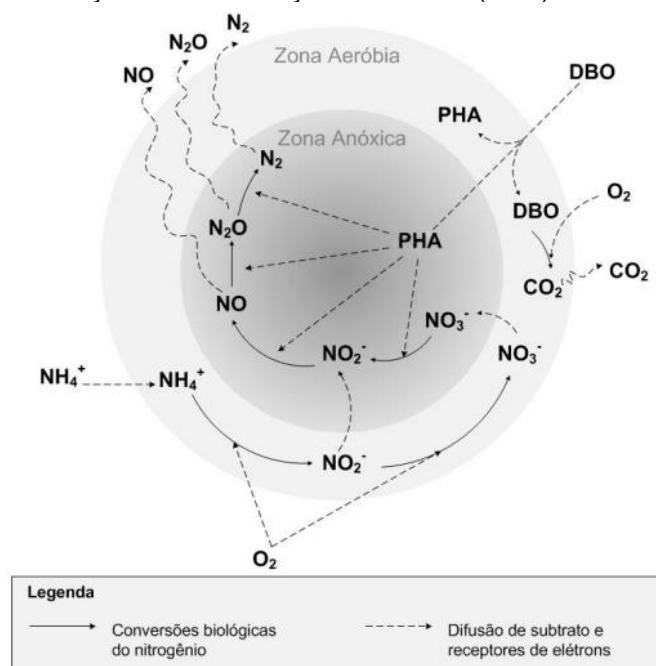
Há inúmeras opções de formatos para os materiais de suporte. A seleção da partícula de suporte para determinado fim é influenciada por parâmetros como superfície específica, volume de vazios, resistência estrutural, densidade, custo de manufatura, dentre outros. A escolha inadequada da mídia de suporte, pode acarretar efeitos como esmagamento e abrasão, obstrução do fluxo e inibição do desenvolvimento dos microrganismos (AFANDIZADEH; FOUMENY, 2001). De acordo com Chernicharo (2007), são empregados diversos materiais para suporte, tais como: cilindros ocos, PVC, granito, esferas de polietileno, anéis plásticos, lascas de bambu, dentre outros.

O emprego de mídias porosas proporciona a formação de um gradiente de concentrações de oxigênio dissolvido (OD) devido ao surgimento de limitações físicas de difusão do gás no material. Este cenário é benéfico para a remoção de compostos nitrogenados, por exemplo, devido a formação de zonas anóxicas pelo processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS).

Santos (2014) verificou a viabilidade da utilização de espuma de poliuretano na formação de zonas anóxicas em um reator de leito estruturado. Após 243 dias de operação, a aferição por micro sensor de OD revelou a formação de camada anóxica a partir da profundidade de 900  $\mu\text{m}$  dos 1570  $\mu\text{m}$  de espessura totais.

A distribuição desigual do OD permite o crescimento simultâneo de bactérias nitrificantes ativas em áreas com alta concentração do gás e bactérias desnitrificantes em áreas com baixa concentração (CHIU et al., 2007). A Figura 10 é a representação de mecanismo NDS em uma partícula com diferentes microrganismos e aceptores finais de elétrons.

Figura 10 - Mecanismo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS)



Fonte: Guimarães (2017)

De acordo com Khin e Annachhatre (2004) o processo convencional de remoção de nitrogênio é baseado na nitrificação autotrófica e desnitrificação heterotrófica. A nitrificação ocorre de forma aeróbia, com a conversão do amônio

( $\text{NH}_4^+$ ) em nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e posteriormente em nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) utilizando o oxigênio molecular como aceptores de elétrons.

Por sua vez, o processo de desnitrificação anóxica consiste na conversão do nitrito e nitrato por organismos facultativos em nitrogênio molecular ( $\text{N}_2$ ), pelo processo de redução do nitrato (VON SPERLING, 2007).

Com a presença de condições propícias para ambos os processos em um único reator estes podem ocorrer de forma simultânea, compondo uma vantagem frente a outros processos biológicos, possibilitando economia em espaço e custos operacionais (CALIJURI; CUNHA, 2013).

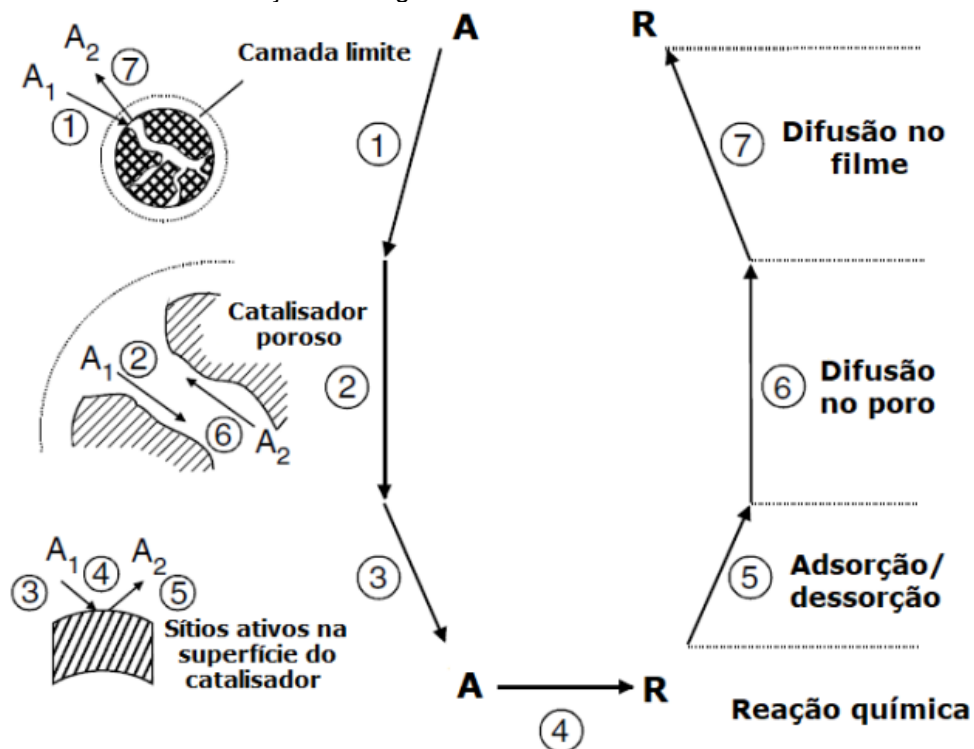
### 3.5 FENÔMENOS DIFUSIVOS EM PARTÍCULAS CATALÍTICAS

Em reatores catalíticos a difusão tem um papel importante no processo de transferência de massa através da camada limite externa existente entre a fase fluída e a superfície do catalisador e para região interna da partícula (HAYES; MMBAGA, 2013).

É desejável que a cinética química seja a etapa controladora das reações ocorridas, entretanto, além dos fenômenos de transferência de massa e calor, há ocorrência de difusão intra e/ou extrapartícula (SCHMAL, 2010).

De acordo com Fogler (2016), em sistemas heterogêneos que empregam materiais catalíticos sólidos para a transformação dos reagentes em produtos, existe uma sequência de eventos para tal. Estes eventos estão representados pela Figura 11.

Figura 11 - Passos em uma reação heterogênea catalítica



Fonte: Adaptado de Vazzoler (2019)

1. As partículas reagentes movimentam-se da fase fluída até a superfície externa do catalisador difundindo através da camada limite;
2. Difusão interna do reagente através dos poros do catalisador até as imediações da superfície interna;
3. Adsorção do reagente A na superfície catalítica;
4. Transformação dos reagentes em produtos ( $A \rightarrow R$ );
5. Dessorção dos produtos da superfície;
6. Difusão dos produtos do interior dos poros até a superfície externa;
7. Transferência de massa dos produtos da superfície externa para a fase fluída.

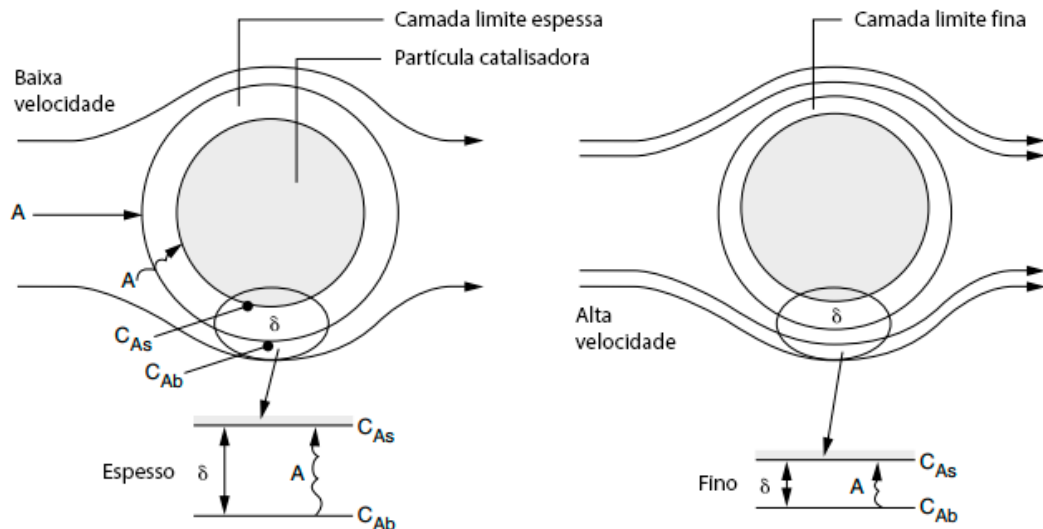
Os passos 1, 2, 6 e 7 correspondem às etapas de difusão e os passos 3, 4 e 5 às etapas de reação de superfície.

De acordo com Hayes e Mmbaga (2013), quando há um fluxo passando por uma área ocupada por sólidos, há ocorrência de uma força de arraste exercida por eles, a qual forma uma região onde o padrão de escoamento difere da fase fluída, esta região denomina-se camada limite.

A Figura 12 descreve um esquema de difusão externa em relação a espessura da camada limite.



Figura 12 - Difusão através da camada limite



Fonte: Adaptado de Fogler (2016)

A Figura 12 representa a transferência de massa do reagente A de concentração  $C_{Ab}$  através da difusão externa até a superfície da partícula catalisadora com concentração  $C_{As}$ . A espessura da camada é representada pelo termo  $\delta$ .

De acordo com Fogler (2016), em baixas velocidades do fluido a camada limite a qual o reagente deve difundir é espessa, resultando no emprego de mais tempo para seu transpasse.

Em reatores biológicos contendo células imobilizadas o substrato e nutrientes movem-se entre a fase líquida até a partícula catalisadora, onde as reações bioquímicas efetivamente ocorrem. Em sistemas heterogêneos pode existir dificuldade na transferência de massa devido a espessura do líquido estagnado na camada limite, consequentemente reduzindo a taxa de reação (ZAIAT; RODRIGUES; FORESTI, 2000).

Este cenário configura uma etapa limitante no processo, em estudos cinéticos essa condição é indesejável, uma vez que impacta na redução da performance do reator. Procura-se mitigar seus efeitos através da redução do filme formado ao redor da superfície catalítica (DEZOTTI; LIPPEL; BASSIN, 2018).

Em contrapartida, com o aumento da velocidade do fluido a camada limite reduz, intensificando a transferência de massa. Em altas velocidades a espessura  $\delta$  torna-se pequena ao ponto de não oferecer mais resistência a difusão (FOGLER, 2016).

### 3.6 CINÉTICA MICROBIOLÓGICA – MODELO DE *MONOD*

Os reatores biológicos são aqueles os quais proporcionam condições adequadas para o crescimento e manutenção da vida de microorganismos (biomassa). Para tal, as reações metabólicas necessárias para manter a vida são mediadas por enzimas, as quais catalisam diversos aspectos do metabolismo celular, tais como transformação de energia química, crescimento, digestão e morte programada (FOLGER, 2016).

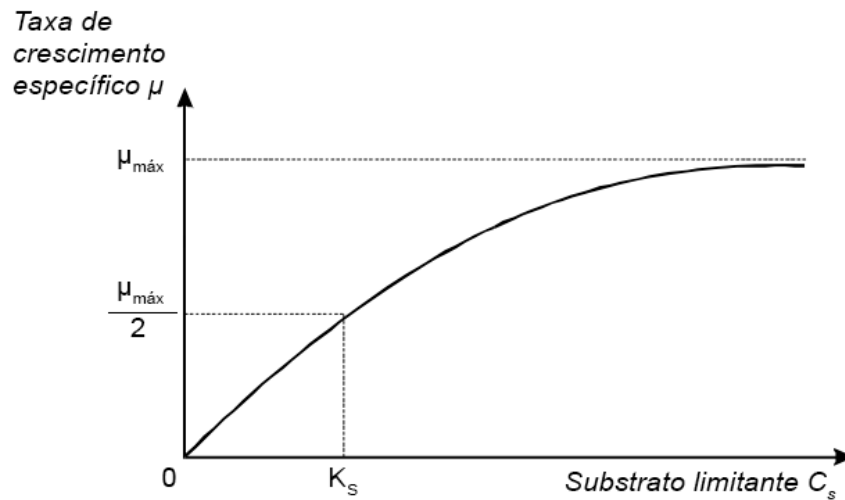
A presença dos inúmeros microorganismos vivos no sistema e seus processos bióticos resulta na não completa homogeneidade nos reatores. A taxa de crescimento bacteriano sofre influência direta da disponibilidade do substrato no meio, onde baixas concentrações representam baixa taxa de crescimento celular e vice-versa (VON SPERLING, 2007).

De acordo com Fogler (2016), existem várias leis para a taxa de crescimento de novas células, a expressão comumente utilizada para o crescimento exponencial é a equação de *Monod*, representada pela Equação 10 a seguir:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} \frac{C_s}{K_s + C_s} \quad (10)$$

Onde  $\mu_{\text{máx}}$  representa a taxa de crescimento específica máxima,  $C_s$  a concentração do substrato ou nutriente limitante e  $K_s$  a constante de meia saturação, definida como a saturação para  $\mu = \mu_{\text{máx}} / 2$ .

A Figura 13 apresenta uma representação gráfica no modelo cinético de *Monod*:

Figura 13 - Modelo cinético de *Monod*

Fonte: Adaptado de Von Sperling (2007)

Neste modelo, a redução na concentração do substrato limitante ( $C_s$ ) levará ao retraimento da taxa de crescimento populacional ( $\mu$ ), de modo contrário, o aumento em sua concentração consequentemente elevará a taxa de crescimento. Haverá um ponto o qual o aumento do substrato limitante não irá mais influenciar nas taxas de crescimento, tornando-se em excesso no meio e não sendo mais o fator limitante do processo, nestas condições, outro fator irá se tornar a nova etapa limitante (VON SPERLING, 2007).

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

Para a investigação das condições hidrodinâmicas de um reator de leito empacotado, mune-se do meio técnico de investigação denominado método experimental, pertencente a base lógica do método hipotético-dedutivo.

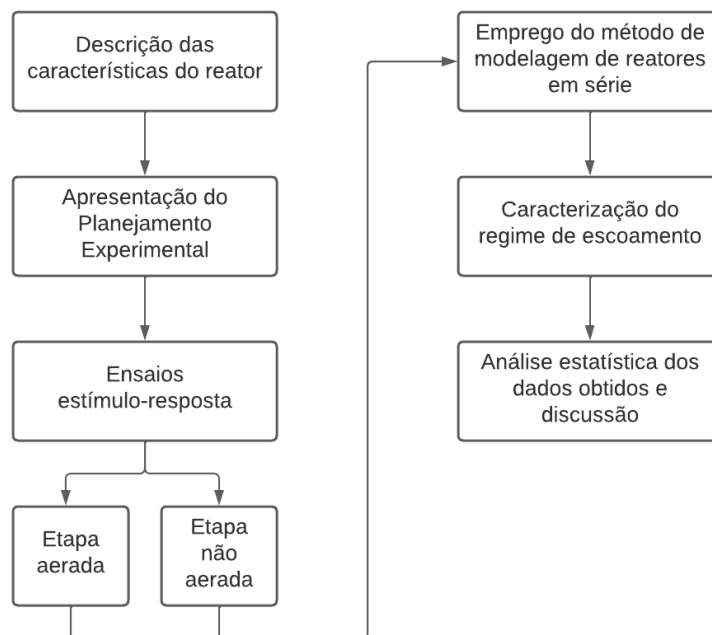
Gil (2008, p. 18) descreve este método como:

“O método experimental consiste essencialmente em submeter os objetos de estudo à influência de certas variáveis, em condições controladas e conhecidas pelo investigador, para observar os resultados que a variável produz no objeto”.

Foi realizado um estudo hidrodinâmico do tipo estímulo-resposta, com variação no tempo de detenção hidráulica e razão de recirculação, realizado em duas etapas, a depender da condição de aeração (aerado e não aerado). Foram determinadas as variáveis dependentes: tempo de detenção hidráulica médio, número de reatores em série e volume morto para caracterização do reator.

A sequência lógica das etapas empregadas para o desenvolvimento do estudo está sintetizada no fluxograma representado pela Figura 14.

Figura 14 - Fluxograma das etapas do estudo



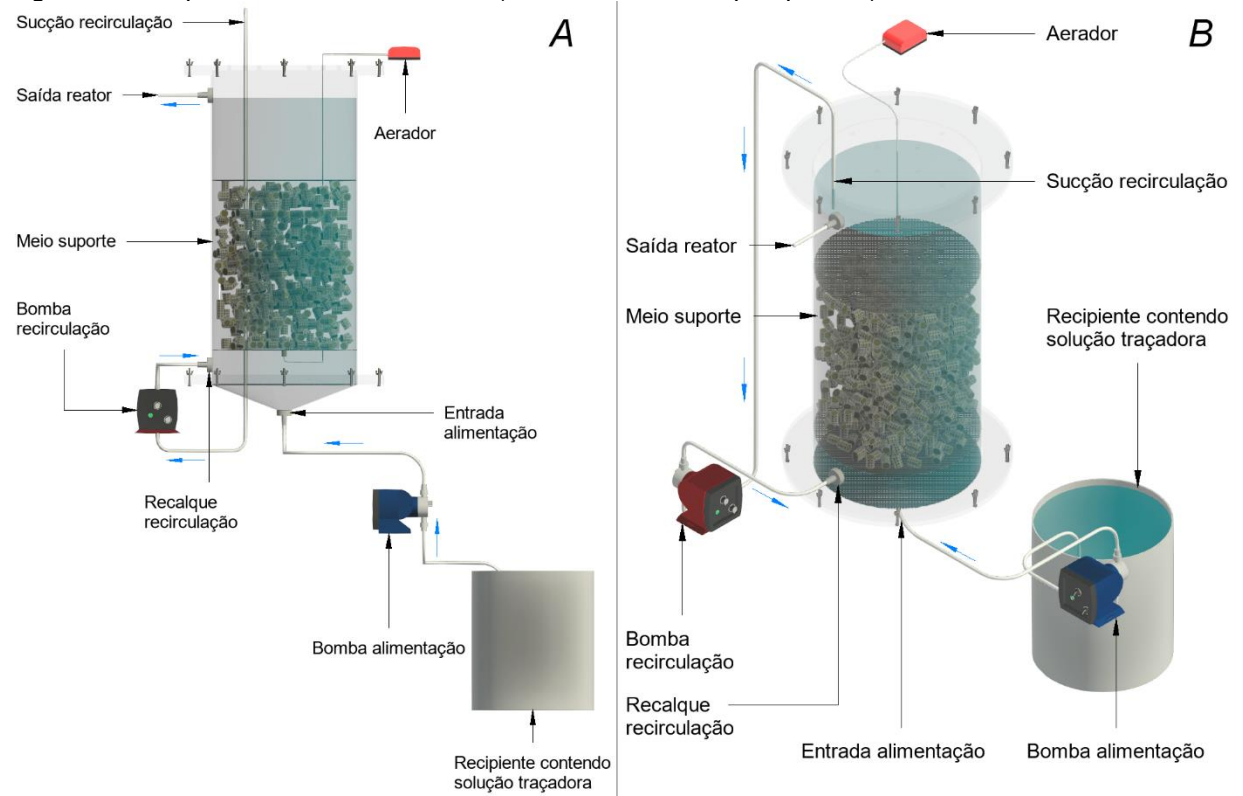
Fonte: O autor (2022)

#### 4.1 REATOR DE LEITO EMPACOTADO

Neste trabalho foi utilizado como objeto de estudo um reator em escala de bancada instalado no Laboratório de Estudos em Meio Ambiente (LEMA) do Departamento de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Ponta Grossa (PR), Campus de Uvaranas.

O reator tem formato cilíndrico com corpo confeccionado em polimetilmetacrilato, 14,5 cm de diâmetro interno, 70 cm de altura total, sendo a saída localizada a 55 cm da base, volume útil de 10,08 L e fluxo ascendente. A Figura 15 representa o esquema do reator estudado.

Figura 15 - Esquema do reator estudado (A: em corte, B: em perspectiva)



Fonte: O autor (2022)

A alimentação do reator foi feita pela porção inferior do mesmo com o uso de uma bomba peristáltica Masterflex® modelo L/S com rotor *Easy-Load 3*.

A saída do reator estava localizada na região superior, onde era realizada a coleta de efluente para posterior aferição das amostras. A sucção da recirculação foi disposta nesta mesma área, retornando o fluido na porção inferior utilizando uma

bomba peristáltica Prominent® modelo *Concept Plus*, a qual opera em um regime tipo pulso.

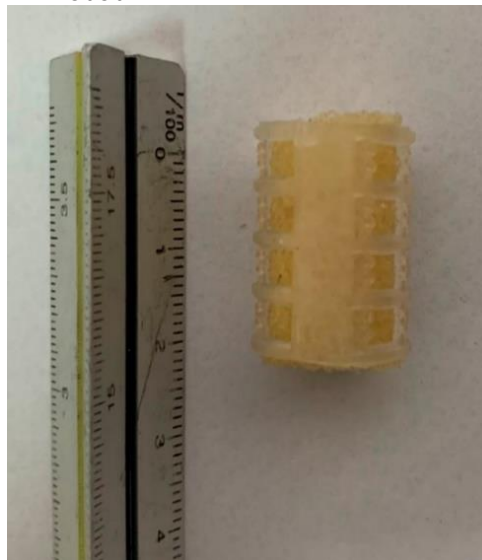
O reator foi operado em duas condições de aeração: aerado e não aerado. Para a operação aerada foi utilizado um aerador Master modelo *Acqua Flux A01*, com capacidade de oxigenação de  $35 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$  ligado à uma pedra porosa, localizada acima da entrada da alimentação, que tinha por função diminuir o tamanho das bolhas e melhorar sua distribuição no interior do reator.

O suporte consistiu em 891 mídias Mini Biobob® posicionadas aleatoriamente a partir da tomada de recalque da recirculação até 14 cm abaixo da saída do reator, imobilizado com o auxílio de grades. Foi encontrado 3,84 L de volume para o empacotamento, correspondendo a 38,1% do volume útil do reator.

#### 4.2 MATERIAL DE SUPORTE

Para preenchimento do leito do reator, optou-se pela utilização da mídia de suporte denominada Mini Biobob® com diâmetro de 1,5 cm, tecnologia elaborada pela empresa BIOPROJ Tecnologia Ambiental Ltda (Figura 16).

Figura 16 - Mídia de suporte Mini Biobob®



Fonte: O autor (2022)

A estrutura interna do Mini Biobob® consiste em uma matriz de espuma de poliuretano (PU) que proporciona suporte para adsorção da biomassa. O revestimento

externo é formado por anéis rígidos de polipropileno (PP), os quais conferem à mídia resistência mecânica à compressão (CHATAQUE, 2020).

O suporte possui porosidade do leito superior a 70%, permitindo alta concentração de biomassa.

#### 4.3 CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO

Com a finalidade de avaliar o desempenho hidráulico do reator, foram pré-determinados padrões de operação com variação dos parâmetros tempo de detenção hidráulica (TDH), razão de recirculação e aeração (aerado ou não aerado). Para estudo dos efeitos, o reator foi operado em regime abiótico.

As etapas experimentais foram definidas através do delineamento composto central rotacional (DCCR), com planejamento fatorial na ordem  $2^2$ , com 4 pontos axiais e 3 repetições do ponto central (C), totalizando 11 ensaios. Os valores empregados para cada variável estão dispostos na Tabela 1.

Tabela 1 - Valores empregados para cada nível do planejamento

<b>Variáveis independentes</b>		<b>-1,41</b>	<b>-1</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>+1,41</b>
TDH teórico (h)	x1	5,51	8	14	20	22,49
Razão de recirculação	x2	0 <sup>1</sup>	0	1	2	2,41

<sup>1</sup>Para o ponto axial -1,41 encontrou-se um valor negativo de razão de recirculação, não passível de execução, assim adotou-se o valor 0 (sem recirculação).

Fonte: O autor (2022)

O valor expresso para razão de recirculação refere-se ao coeficiente da multiplicação aplicado com base na vazão de alimentação do conjunto, por exemplo, para alimentação do reator com  $2 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$  obtêm-se para a razão de recirculação de 1x e 2x vazões de  $2 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$  e  $4 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$ , respectivamente.

Para discussão do parâmetro razão de recirculação, convencionou-se a utilização do prefixo R à frente do coeficiente para se referir a variável, desta forma:  $R1 = 1x$ ,  $R2 = 2x$ .

Os valores nulos de razões de recirculações referem-se às etapas experimentais onde não houve recirculação no reator (R0).

Os ensaios que compõem o DCCR estão apresentados na Tabela 2, com as variáveis independentes nas formas codificada e real.

Tabela 2 - DCCR para o estudo hidrodinâmico com as variáveis codificadas e reais

Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis reais	
	x1	x2	TDH <sub>t</sub> (h)	Razão de recirculação
1	-1	-1	8	0
2	-1	1	8	2
3	1	-1	20	0
4	1	1	20	2
5	-1,41	0	5,51	1
6	1,41	0	22,49	1
7	0	-1,41	14	0
8	0	1,41	14	2,41
9 (C)	0	0	14	1
10 (C)	0	0	14	1
11 (C)	0	0	14	1

C: ponto central.

Fonte: O autor (2022)

Para estudo dos efeitos, os 11 ensaios do planejamento experimental apresentado foram aplicados para ambos os regimes: aerado e não aerado, totalizando 22 ensaios. Definiu-se o número de reatores de mistura completa em série (N) e o TDH médio como variáveis dependentes resultantes das interações dos ensaios.

A variável resposta para caracterização do regime de escoamento, foi obtida através do método de modelagem de reatores em série.

Os ensaios estímulo-resposta foram realizados na forma de degrau, onde utilizou-se como traçador uma solução de cloreto de sódio em água de torneira com concentração de  $0,2 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$  previamente testada para melhor detecção.

A escolha da combinação entre o ensaio estímulo resposta do tipo degrau e a utilização do cloreto de sódio como traçador teve como intuito minimizar os efeitos da difusão do sal, o qual é mais suscetível em ensaios de tipo pulso.

As amostras foram coletadas iniciando no tempo  $t=0$  e em intervalos de 1 h. A determinação da concentração de saída foi dada através da aferição da condutividade elétrica (CE) do fluido, coletado em pequenos recipientes plásticos ao longo do ensaio e aferido como o auxílio de um condutímetro Asko® modelo AK51-V4.

Para a limpeza do reator entre os ensaios, o sistema foi operado com água de torneira até atingir a leitura de CE na saída correspondente a água sem adição do cloreto de sódio. Imediatamente após a limpeza, foi preparada uma nova solução



traçadora para o ensaio seguinte, utilizando água com os mesmos padrões da presente no reator após a finalização da limpeza.

As amostras foram conservadas em temperatura ambiente com média de 24 °C, o equipamento dispunha do recurso ATC (*automatic temperature compensation*) para correção de variações decorrentes da temperatura.

Previamente foi desenvolvida uma curva relacionando diferentes concentrações conhecidas da solução e suas respectivas leituras de CE, obtendo assim uma equação para correlacionamento, apresentada no Apêndice A deste trabalho.

#### 4.4 FRAÇÃO MORTA DO REATOR

De acordo com Singh, Viraraghavan e Bhattacharyya (2006) e Godinho et al. (2017), para determinação do volume morto do reator ( $V_m$ ) é necessário conhecer o volume ativo ( $V_a$ ), expresso pela Equação 9.

$$V_a = V_t \cdot \frac{TDH_m}{TDH_t} \quad (9)$$

Onde  $V_t$  refere-se ao volume total,  $TDH_m$  e  $TDH_t$  aos tempos de detenção hidráulica médio e teórico respectivamente.

Uma vez possuindo o volume total e ativo do conjunto, o volume morto ( $V_m$ ) corresponde a subtração de ambos ( $V_m = V_t - V_a$ ).

#### 4.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA

A normalidade dos dados foi verificada através do teste de Shapiro-Wilk adotando-se um intervalo de confiança de 95% ( $\alpha = 0,05$ ). Em sequência realizou-se a análise de variância (ANOVA) para determinação de diferença estatística significativa entre os dados, os efeitos serão explorados com o auxílio do gráfico de Pareto.

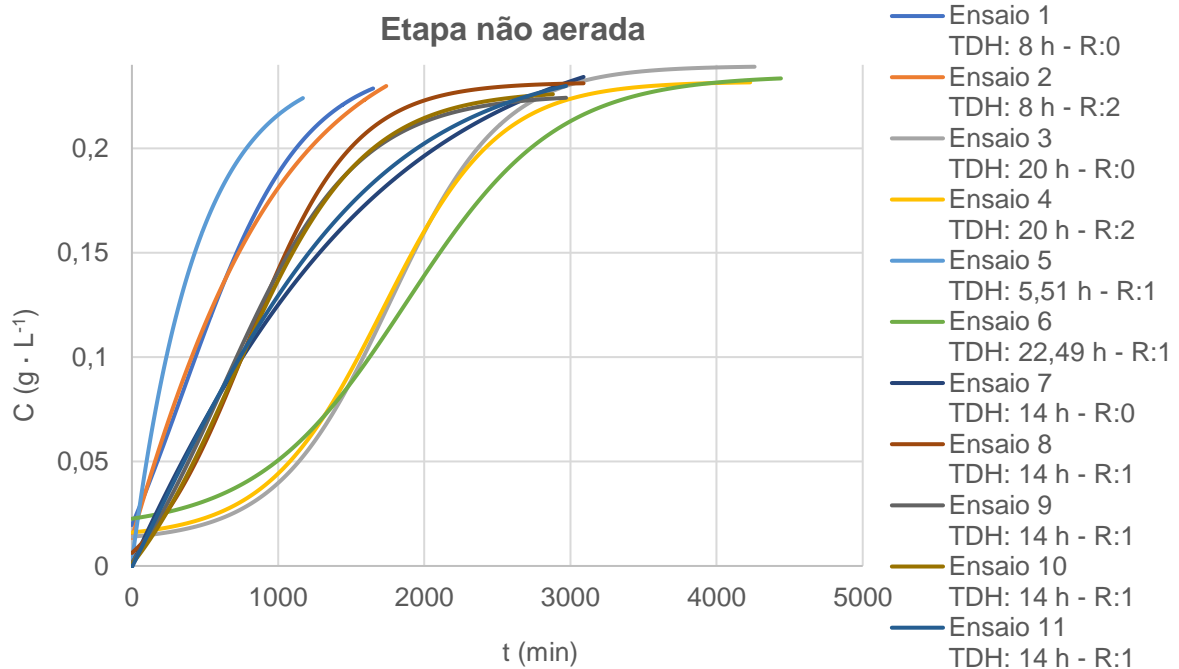
## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados e respectivas discussões serão divididos em dois tópicos, separados conforme a condição de aeração empregada: etapa aerada e etapa não aerada.

### 5.1 ETAPA NÃO AERADA

A curvas ajustadas para as concentrações (C) da solução traçadora obtidas em relação aos tempos (t) dos ensaios da etapa não aerada estão sintetizadas na Figura 17.

Figura 17 - Curva de concentração versus tempo para a etapa não aerada



Fonte: O autor (2022)

Na Tabela 3 estão apresentados os resultados de tempo de detenção hidráulica teórica, tempo de detenção hidráulica média, número de reatores em série, volume ativo e volume morto obtidos na realização das etapas experimentais da etapa não aerada.

Tabela 3 - Resultados de tempo de detenção hidráulica médio, número de reatores em série, volume ativo e morto obtidos para às etapas experimentais sem aeração

Ensaio	TDH <sub>t</sub> (h)	R	TDH <sub>m</sub> (h)	N-CSTR	V <sub>a</sub> (L)	V <sub>m</sub> (L)
1	8,00	0,00	6,22	1,73	7,84	2,24
2	8,00	2,00	6,52	1,52	8,22	1,87
3	20,00	0,00	16,31	5,51	8,22	1,86
4	20,00	2,00	16,01	5,2	8,08	2,01
5	5,51	1,00	3,98	1,49	7,28	2,80
6	22,49	1,00	15,29	4,13	6,86	3,23
7	14,00	0,00	12,02	1,64	8,66	1,42
8	14,00	2,41	9,51	2,10	6,85	3,24
9 (C)	14,00	1,00	9,75	1,93	7,02	3,06
10 (C)	14,00	1,00	10,11	2,19	7,28	2,80
11 (C)	14,00	1,00	9,67	2,22	6,96	3,12

C: ponto central, R: razão de recirculação, TDH<sub>t</sub>: tempo de detenção hidráulica teórico, TDH<sub>m</sub>: tempo de detenção hidráulica médio, V<sub>a</sub>: volume ativo e V<sub>m</sub>: volume morto.

Nesta tabela estão apresentados os dados reais para N-CSTR, foram utilizados os valores transformados para a análise estatística.

Fonte: O autor (2022)

Com exceção do N-CSTR observou-se normalidade para as variáveis dependentes segundo o teste de Shapiro-Wilk. Os dados não normais foram ajustados através da transformação de Johnson para a análise (JOHNSON, 1949).

Com base nos dados de número de reatores em série (N-CSTR) obtidos, observa-se valores compreendidos entre  $1,45 \leq N \leq 5,51$ . De acordo com Von Sperling, Verbyla e Oliveira (2020), o número N de reatores igual a 1 corresponde ao modelo ideal de mistura completa e valores que tendem ao infinito, ao modelo ideal de fluxo pistonado. Resultados com valores intermediários representam um escoamento intermediário aos modelos propostos.

Para caracterização do regime de escoamento em reatores reais, convencionou-se que  $1 < N < 10$  aproxima-se de escoamento em mistura completa e valores acima de 10, tendendo ao infinito, proximidade ao modelo pistonado (VON SPERLING, VERBYLA, OLIVEIRA; 2020). Desta maneira, entende-se que o regime de escoamento do reator estudado sem aplicação de aeração tem proximidade ao modelo de mistura completa.

Comportamento similar foi observado por Kreutz et al. (2018), ao conduzir um estudo de reator anaeróbio de leito fixo, utilizando como suporte partículas de argila expandida e cubos de espuma de poliuretano. O reator de 4,75 L úteis foi operado

em tempos de detenção hidráulica de 8, 11 e 14 h, obtendo valores N de 2, 5 e 6 respectivamente. Os autores classificaram o escoamento como próximo à mistura completa e a redução do número N em função da diminuição do TDH foi atribuída à provável dispersão mecânica do traçador utilizado (Eosina Y) e difusão molecular.

Neste estudo foi observado comportamento semelhante, a redução do TDH<sub>t</sub> teve impacto no número de reatores em série obtido, corroborado pela ocorrência de significância na ANOVA para o termo dependente N-CSTR, conforme destacado na Tabela 4.

Tabela 4 - ANOVA para o número N de reatores (não aerado)

**ANOVA – variável dependente: N-CSTR**

$$r^2 = 0,88222$$

$$ajuste = 0,76443$$

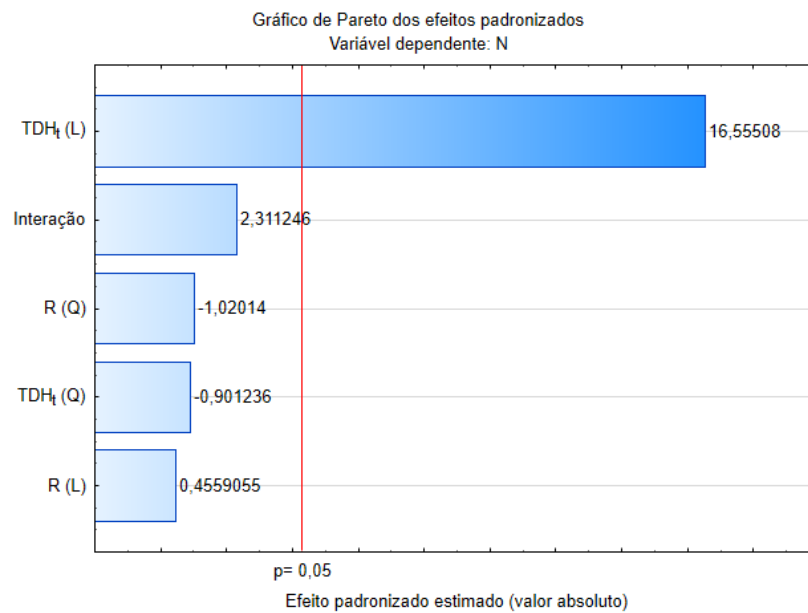
<b>Fator</b>	<b>Sq</b>	<b>GI</b>	<b>Qm</b>	<b>F</b>	<b>p</b>
<i>TDH<sub>t</sub> (L)</i>	<b>10,59461</b>	<b>1</b>	<b>10,59461</b>	<b>274,0707</b>	<b>0,003629</b>
<i>TDH<sub>t</sub> (Q)</i>	0,03140	1	0,03140	0,8122	0,462580
<i>R (L)</i>	0,00803	1	0,00803	0,2078	0,693175
<i>R (Q)</i>	0,04023	1	0,04023	1,0407	0,414977
<i>Interação</i>	0,20650	1	0,20650	5,3419	0,147011
<i>Falta de ajuste</i>	1,37321	3	0,45774	11,8411	0,078875
<i>Erro puro</i>	0,07731	2	0,03866		
<i>Sq total</i>	12,31519	10			

TDH<sub>t</sub>: tempo de detenção hidráulica teórica, R: razão de recirculação, Sq: soma dos quadrados, GI: graus de liberdade, Qm: quadrado médio, L: modelo linear e Q: modelo quadrático.

Fonte: O autor (2022)

Os valores estatisticamente significativos para o experimento estão realçados na cor vermelha. Foi encontrado o coeficiente de determinação ( $r^2$ ) de aproximadamente 0,88, o qual é considerado bom segundo Granato, Calado e Jarvis (2013) por ser superior a 70%. A falta de ajuste maior que 0,05 indica que o modelo é preditivo. Na Figura 18 está representado o gráfico de Pareto para o número de reatores em série:

Figura 18 - Gráfico de Pareto para o número N de reatores (não aerado)



Fonte: O autor (2022)

Verifica-se que a variável  $TDH_t$  foi estatisticamente significativa para o número N de reatores no modelo linear (L). A redução do TDH é obtida pelo aumento na vazão de alimentação no reator, logo a redução do número N pode ser explicada devido a mudança neste parâmetro.

A vazão volumétrica e a velocidade de escoamento possuem influência no parâmetro cinético interferindo na difusão externa da partícula catalisadora (VAZZOLER, 2019).

De acordo com Schmal (2010), condições de maiores velocidades resultam na redução da espessura da camada limite das partículas catalisadoras. Desta forma, entende-se que a operação do reator com TDHs mais breves favorecem o aumento no grau de mistura do sistema, resultando na aproximação do regime hidráulico ao modelo de mistura completa.

Os ensaios conduzidos revelaram um TDH médio menor que o TDH teórico estipulado para todos os ensaios. A ocorrência deste fenômeno é usual em reatores de leito empacotado devido à disposição das mídias (ALBERTINI et al., 2012).

De acordo com Von Sperling, Verbyla e Oliveira (2020), este comportamento é atrelado principalmente a dois fatores: zonas mortas e curtos-circuitos hidráulicos. As zonas mortas compõem regiões sem contato com o fluido, não participando nos mecanismos de conversão principais. Da mesma forma, os curtos-circuitos compõem frações líquidas que seguem um caminho muito mais rápido através do reator em

relação ao fluxo normal. Por consequência as moléculas permanecem um tempo menor que o estimado no sistema, afetando a eficiência devido ao tempo de tratamento reduzido.

A aplicação de recirculação em reatores tem por objetivo a modificação no regime hidráulico do sistema, fomentar o crescimento biológico e reduzir a variação da carga orgânica, promovendo a diluição de sobrecargas repentinas as quais adentram o reator (LOMAS; URBANO; CAMARERO, 2000).

A recirculação promove o retorno da biomassa possivelmente arrastada do sistema, relevante essencialmente na fase de partida oferecendo uma nova oportunidade de adsorção ao suporte e o reciclo do substrato com a biomassa, potencializando a eficiência de remoção (MENEZES, 2019).

Estudos utilizando reatores de leito estruturado para tratamento de efluente sintético com suporte de espuma de poliuretano e aeração intermitente, como de Moura, Damianovic e Foresti (2012) utilizando TDHs de 8 h, 10 h e 12 h e de Santos et al. (2016) com TDH de 11,2 h, aplicaram razões de recirculação R5 em seus estudos afim de garantir a operação mais próxima possível à mistura completa. Barana et al. (2013) em um reator similar para tratamento de efluente de matadouro com aeração intermitente e TDH de 24 h, utilizou razão R6 afim de atingir o mesmo objetivo.

No presente estudo, notou-se que a recirculação não produziu efeitos estatisticamente significativos em relação ao número N de reatores. Comportamento semelhante foi observado por Moura et al. (2018) em um estudo realizado com reator de leito estruturado, operado sob condições abióticas, sem aeração com TDHs de 6 e 12 h. O suporte consistiu em 13 estruturas cilíndricas de espuma de poliuretano, conferindo ao reator um volume útil de 6,1 L. Os autores concluíram que não houve aumento significativo no grau de mistura do reator quando aplicadas as razões de recirculação de R1, R2 e R3 no sistema, sendo significante apenas na configuração R4 observada.

Comparado com Moura et al. (2018) neste estudo foram aplicadas apenas as razões iniciais menores R1 e R2 de recirculação e possivelmente devido ao grau de mistura já encontrado no sistema, a redução na camada limite do substrato promovida pela recirculação fora insuficiente para a redução no número N de reatores. Este fenômeno pode estar atrelado também ao recalque presente em apenas uma das

laterais do reator, possivelmente resultando em uma distribuição desigual do fluxo no sistema (VON SPERLING; VERBYLA; OLIVEIRA, 2020).

Oliveira (2020) ao operar um reator de leito empacotado com Biobob® para tratamento de esgoto bruto e efluente de UASB operando com  $TDH_t$  de 10 h, aeração intermitente e recirculação R2, atingiu concentrações médias máximas de efluente de  $133 \pm 26 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  para DQO, atendendo o parâmetro máximo de lançamento máximo de  $150 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  outorgado pelo Instituto de Águas do Paraná através da Portaria de Outorga 488/2018, bem como os padrões máximos de lançamento de  $20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  para nitrogênio amoniacal estabelecidos pela Resolução CONAMA 430/2011, onde o autor encontrou teor médio máximo de  $18,7 \pm 2,6 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  para o parâmetro.

Assad e Gomes (2022) em realização de um estudo numérico da conversão biológica de carbono e nitrogênio com base no reator de estudo de Oliveira (2020), através da implementação de um modelo matemático revelaram que as remoções de DQO e nitrogênio total requeridas poderiam ser atingidas utilizando razão de recirculação R1, onde razões superiores não refletiriam em um incremento significativo na eficiência de remoção de carbono e nitrogênio. No entanto, os autores não consideraram os efeitos da resistência a transferência de massa, assumindo que a etapa limitante sempre fora a cinética.

Pereira-Ramirez et al. (2004) ao avaliarem o desempenho de um reator UASB para tratamento de efluente de suinocultura, utilizando razões de recirculações R0, R3 e R5 constaram a eficiência máxima do sistema para remoção de DQO para a razão R3, os autores atribuem a recirculação excessiva ao aumento na resistência a difusão no substrato. Portanto compreende-se que existe um limiar de mistura, onde a redução na camada limite oriunda do incremento na turbulência e velocidade do escoamento promovido pela recirculação não exerce mais influência sobre o parâmetro, assim não alterando o grau de mistura do reator.

De acordo com Fogler (2016) o coeficiente de transferência de massa ( $k_c$ ) é inversamente proporcional a espessura da camada limite ( $\delta$ ) e diretamente proporcional ao coeficiente de difusão (D), conforme expresso pela Equação 11.

$$k_c = \frac{D}{\delta} \quad (11)$$

Com o aumento na mistura, ocorre a redução da espessura da camada limite, proporcionando uma maior transferência de massa para a superfície da partícula catalisadora. Como resultado, a baixa resistência de difusão da camada limite

possibilita que a transferência de massa não mais seja a etapa limitante do processo. Uma vez limitada pela cinética, o processo estará em sua máxima capacidade de conversão, regido apenas pelas constantes cinéticas intrínsecas.

Em uma operação real, o papel da recirculação no reator de estudo possuiria maior relevância no processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS). Comportamento observado por Santos et al. (2021) ao operar um reator híbrido UASB e filtro biofilme aerado submerso para tratamento de esgoto doméstico diluído, foram empregadas as razões de recirculação  $R_{0,5}$  e  $R_{0,75}$ . Com recirculação do efluente nitrificado, os autores observaram o favorecimento do tamponamento no sistema sem adição de fonte alcalinas e/ou doadores de elétrons externos para a desnitrificação e o aumento na eficiência de remoção de carbono e nitrogênio, essencialmente com a aplicação da maior razão de recirculação. Foi atribuído a recirculação o aumento na quantidade e diversidade da biomassa aderida nos meios de suporte, bem como a confirmação da presença de bactérias desnitrificantes.

De acordo com Moura et al. (2018) a recirculação tem papel operacional importante para manter baixa as variações das características do efluentes com o intuito de manter a operação do reator estável.

Em relação ao volume morto, foi encontrado volumes entre 1,42 L e 3,24 L, os quais correspondem a 13 % e 30 % em relação ao volume total respectivamente. O volume morto médio encontrado para a etapa não aerada foi de 23,17%. De acordo com Jimenez et al. (1988) a presença de volumes mortos em reatores empacotados porosos pode ser justificada ao fato de a fração líquida contida nos poros atuar como uma porção estagnada.

De acordo com Albertini et al. (2012), alguns autores reportaram problemas na caracterização do escoamento em reatores. Como exemplo, em reatores empacotados com mídias de alta área específica, existe a tendência da redução do diâmetro das partículas para maximizar sua quantidade no leito. Como consequência, o estreitamento favorece anomalias como o afunilamento e formação de zonas mortas, causando uma transferência de massa irregular.

Não há métodos conhecidos para determinação direta do volume morto dentro das partículas, podendo ser empregados métodos indiretos baseados em modelagens matemáticas (SZUKIEWICZ et al., 2019).

Para o parâmetro do volume morto, foi encontrado coeficiente de determinação ( $r^2$ ) de aproximadamente 0,52 para a ANOVA, segundo Granato, Calado e Jarvis



(2013) considerado uma correlação moderada. De acordo com Schober, Boer e Schwarte (2018), este dado sugere que apenas metade da variabilidade encontrada pode ser explicada pelo modelo. Possivelmente há influência de outros fatores, como a disposição das partículas catalíticas no leito e aos que ocorrem em sua porção interior, como ineficiência na distribuição e resistência difusional (ALBERTINI et al., 2012).

Reis (2015), observou a redução do volume morto através de um estudo a respeito da influência do comportamento hidrodinâmico de reatores, com a análise de dois reatores combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo, sendo o primeiro composto por mídias de poliuretano envoltas por estrutura de polipropileno com volume total de 6,5 L operado em TDHs de 12 h e 18 h. A autora verificou a presença de em média 36,5% do volume total como morto para o TDH de 12 h e 34,0% correspondente ao TDH de 18 h. O segundo reator operado em mesmas condições contou com suporte de *Luffa cylindrica*, onde não fora encontrado volume morto, atribuído a elevada área superficial e baixa densidade.

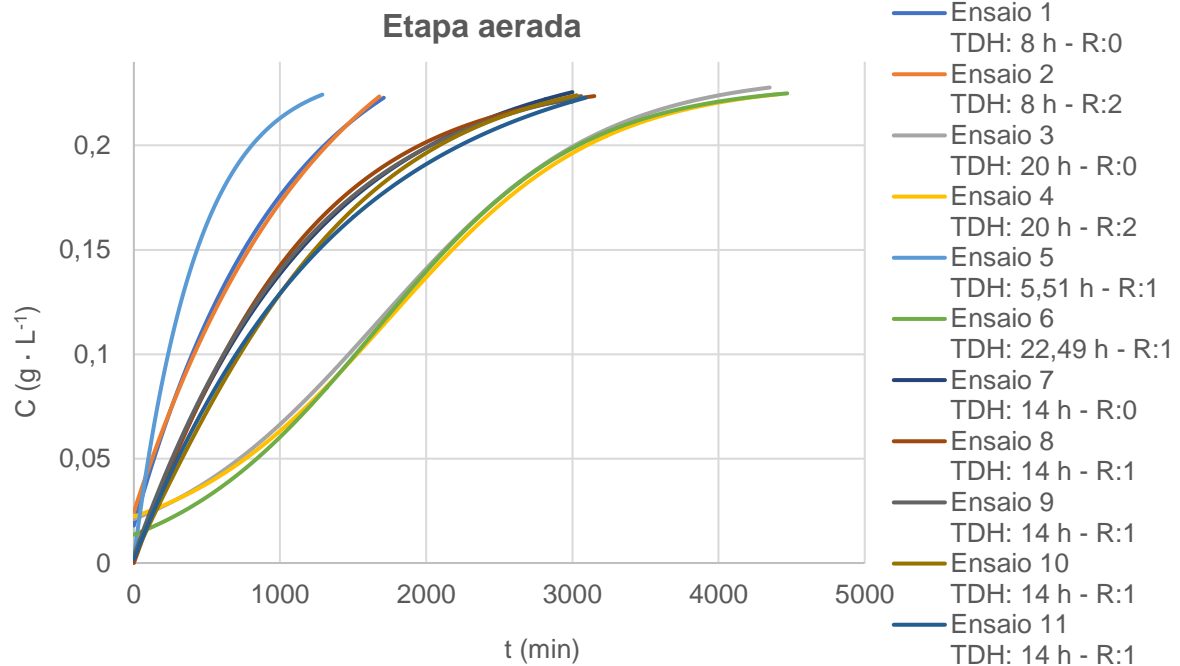
Da mesma forma, Araujo Junior et al. (2016) em um estudo de biorreatores para o tratamento de efluente de cervejaria, revelaram um aumento de 9% na eficiência de redução da DQO quando comparado um reator de leito empacotado com Biobob® e outro reator com de leito estruturado composto por hastes de poliuretano. Os autores atribuíram a melhora a uma melhor adesão da biomassa devido a maior área superficial e a redução das zonas mortas devido a estruturação do leito.

Reatores de mistura completa também possuem a tendência de apresentarem volumes mortos maiores se comparados ao fluxo pistonado (MORGAN-SAGASTUME; JIMÉNEZ; NOYOLA, 1999).

## 5.2 ETAPA AERADA

A curvas ajustadas para as concentrações (C) da solução traçadora obtidas em relação aos tempos (t) dos ensaios da etapa não aerada estão sintetizadas na Figura 19.

Figura 19 - Curva de concentração versus tempo para a etapa aerada



Fonte: O autor (2022)

Na Tabela 5 estão apresentados os resultados de tempo de detenção hidráulica teórica, tempo de detenção hidráulica média, volume ativo e volume morto obtidos na realização das etapas experimentais da etapa aerada.

Tabela 5 - Resultados de tempo de detenção hidráulica médio, número de reatores em série, volume ativo e morto obtidos para às etapas experimentais com aeração

Ensaio	TDH <sub>t</sub> (h)	R	TDH <sub>m</sub> (h)	N-CSTR	V <sub>a</sub> (L)	V <sub>m</sub> (L)
1	8,00	0,00	6,33	1,24	7,98	2,10
2	8,00	2,00	6,42	1,18	8,10	1,99
3	20,00	0,00	16,56	2,88	8,35	1,73
4	20,00	2,00	16,76	2,99	8,45	1,63
5	5,51	1,00	4,02	1,30	7,35	2,74
6	22,49	1,00	15,18	3,06	6,81	3,28
7	14,00	0,00	10,35	1,33	7,46	2,63
8	14,00	2,41	9,93	1,30	7,15	2,93
9 (C)	14,00	1,00	10,08	1,23	7,26	2,82
10 (C)	14,00	1,00	10,97	1,53	7,90	2,18
11 (C)	14,00	1,00	11,13	1,40	8,02	2,07

C: ponto central, R: razão de recirculação, TDH<sub>t</sub>: tempo de detenção hidráulica teórico, TDH<sub>m</sub>: tempo de detenção hidráulica médio, V<sub>a</sub>: volume ativo e V<sub>m</sub>: volume morto.

Nesta tabela estão apresentados os dados reais para N-CSTR, foram utilizados os valores transformados para a análise estatística.

Fonte: O autor (2022)

Com exceção da variável N-CSTR os dados seguiram a distribuição normal de acordo com o teste de Shapiro-Wilk. Houve o ajuste dos dados não normais de acordo com a transformação de Johnson (JOHNSON, 1949).

Com base nos dados de número de reatores em série (N-CSTR) obtidos, observa-se valores compreendidos entre  $1,18 \leq N \leq 3,06$ . Os resultados para este parâmetro revelam a operação próxima ao modelo de mistura completa. Na Tabela 6 está apresentada a ANOVA obtida para o número N desta etapa.

Tabela 6 - ANOVA para o número N de reatores (aerado)

**ANOVA – variável dependente: N-CSTR**

$r^2 = 0,74242$

*ajuste* = 0,48483

<b>Fator</b>	<b>Sq</b>	<b>Gl</b>	<b>Qm</b>	<b>F</b>	<b>p</b>
<i>TDH<sub>t</sub> (L)</i>	5,775597	1	5,775597	8,187645	0,103516
<i>TDH<sub>t</sub> (Q)</i>	0,337927	1	0,337927	0,479054	0,560408
<i>R (L)</i>	0,050683	1	0,050683	0,071849	0,813778
<i>R (Q)</i>	0,028863	1	0,028863	0,040918	0,858407
<i>Interação</i>	0,023166	1	0,023166	0,032841	0,872896
<i>Falta de ajuste</i>	0,780057	3	0,260019	0,368610	0,787545
<i>Erro puro</i>	1,410808	2	0,705404		
<i>Sq total</i>	8,505431	10			

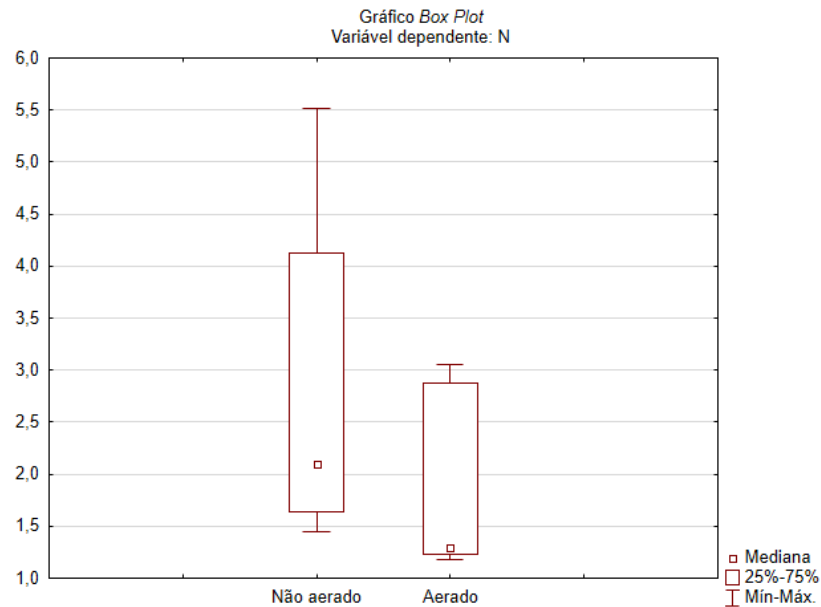
TDH: tempo de detenção hidráulica teórica, R: razão de recirculação, Sq: soma dos quadrados, Gl: graus de liberdade, Qm: quadrado médio, L: modelo linear e Q: modelo quadrático.

Fonte: O autor (2022)

Foi encontrado o coeficiente de determinação ( $r^2$ ) de aproximadamente 0,74 considerado bom (GRANATO; CALADO; JARVIS, 2013). A falta de ajuste maior que 0,05 indica que o modelo é preditivo.

Os valores de N reduzidos se comparados a operação não aerada se justificam, uma vez que a aeração introduz bolhas de ar que podem afetar o grau de mistura do reator (MOURA et al., 2018). Para comparação devido a não normalidade dos dados fora realizado o teste não-paramétrico de Wilcoxon, conforme apresentado pelo gráfico *box plot* na Figura 20.

Figura 20 - Gráfico *box plot* para o número N de reatores em série



Fonte: O autor (2022)

O teste revelou diferença significativa entre as etapas ( $p = 0,003$ ), a redução na mediana evidencia a redução do número N com a adição da aeração. Com a redução do N há uma maior mistura no reator e por consequência a redução na espessura da camada limite das partículas.

A ANOVA para esta etapa, de forma contrária à operação não aerada, não apresentou significância para o fator  $TDH_t$ . Com a redução do tempo de detenção há o aumento da velocidade do fluido, o qual promove a redução da camada limite. Entretanto devido ao grau de mistura já promovido pela aeração, com N muito próximo a apenas um tanque na maior parte dos casos, pode-se pressupor que o incremento na velocidade proporcionado pelo parâmetro não influenciará na mistura do sistema para redução da camada limite e fomento na transferência de massa.

De forma semelhante a etapa anterior, foi encontrado o TDH médio menor que o TDH teórico para os ensaios. De acordo com Ribeiro (2007) este comportamento tem origem na existência de caminhos preferenciais no escoamento, sendo regiões com percurso facilitado para o líquido, bem como a presença de zonas mortas as quais não participam efetivamente no processo de conversão principal. A ocorrência deste fenômeno é usual em reatores de leito empacotado devido à disposição das mídias (ALBERTINI et al., 2012).

De acordo com Santos et al. (2016) em reatores contínuos a aeração além de promover à mistura tem por função viabilizar a remoção simultânea de matéria

orgânica e nitrogênio, uma vez que a amônia (com exceção do processo Anammox) não é oxidada sob condições anaeróbias. Em contrapartida a não aeração do reator se torna interessante para o processo de desnitrificação heterotrófica, utilizando a matéria orgânica como doadora de elétrons.

Este fato torna-se especialmente relevante em reatores que empregam meios de suporte porosos devido ao gradiente de concentração de OD, onde há atividade de bactérias nitrificantes em áreas de maior concentração e bactérias desnitrificantes em regiões onde os aceptores final de elétrons são nitrito e/ou nitrato (LEICK et al., 2017).

Estudos recentes em reatores biológicos de leito estruturado e empacotado com aeração intermitente demonstraram a viabilidade da ocorrência simultânea do processo NDS e remoção de carbono orgânico dissolvido (COD) (Moura, Damianovic e Foresti 2012; Barana et al. 2013; Wosiack et al. 2015; Santos et al., 2016; Oliveira et al., 2016; Leick et al., 2017; Teles 2021).

Portanto, para a operação real deste reator de estudo torna-se interessante o emprego da aeração intermitente para a remoção de COD e ocorrência da NDS, dado que na operação sem aeração constatou-se um bom nível de mistura no sistema, relevante de acordo com Moura et al. (2018) afim de evitar picos de concentrações de amônia em etapas não aeradas e nitrato durante a etapa aerada no efluente.

Quanto à recirculação, não foi observado significância estatística de acordo com a ANOVA, semelhante à etapa anterior. De maneira análoga ao TDH<sub>t</sub>, pressupõe-se que o aumento da velocidade do fluído promovido pela recirculação não interferiu na mistura do reator, não produzindo, portanto, efeitos sobre a espessura da camada limite e fomento à transferência de massa, possivelmente devido ao grau de mistura existente, intensificada pela aeração. De acordo com Von Sperling, Verbyla e Oliveira (2020) este comportamento pode estar atrelado também a distribuição desigual do fluído pelo reator, uma vez que o ponto de recalque estava posicionado em apenas uma das laterais do reator.

Vale ressaltar que o presente estudo se deu em condições abióticas, embora demonstrado nas condições estudadas a mistura não foi influenciada pela recirculação. Em uma operação real não necessariamente os níveis de remoção de carbono e nitrogênio seguirão esta tendência, uma vez que existem outras variáveis não estudadas no presente experimento a serem consideradas, tais como a atividade bacteriana, variação de temperatura e presença de sólidos.

As regiões mortas para esta etapa compreenderam volumes entre 1,63 L e 3,28 L. Em relação ao volume total, os resultados médios foram semelhantes a operação não aerada, com 22,53% para as zonas mortas. De acordo com Jimenez et al. (1988) este volume pode estar atribuído a estagnação do líquido nos poros das partículas catalíticas.

De acordo com Granato, Calado e Jarvis (2013), foi encontrada correlação fraca para o volume morto para a etapa aerada, com coeficiente de determinação de aproximadamente 0,02. Comparado a etapa não aerada, o provável aumento no grau de mistura com a introdução da aeração atenuou a influência dos parâmetros estudados, onde possivelmente há influência de fatores internos nas partículas, tais como a resistência difusional e distribuição do fluxo insatisfatória (ALBERTINI et al., 2012).

## 6 CONCLUSÃO

A partir da modelagem das distribuições dos tempos de residência para o reator de leite empacotado, nas condições de operação estudadas, o modelo hidráulico que melhor descreve o reator o aproximou mistura completa ideal em todas as condições de operação, com o número  $N$  de reatores de mistura completa em série compreendidos entre  $1,45 \leq N \leq 5,51$  para etapa não aerada e  $1,18 \leq N \leq 3,06$  para a etapa não aerada.

Em ambas as operações, aerada e não aerada, foi encontrado o tempo de detenção hidráulica médio menor que o tempo teórico, comportamento atrelado ao surgimento de anomalias no escoamento.

Ao incluir a aeração no sistema foi constatado redução no número de reatores de mistura completa em série em relação à operação não aerada, indicando aumento na mistura do reator devido à incorporação de bolhas de ar no sistema.

Durante a operação não aerada verificou-se aumento no grau de mistura do reator com a redução no tempo de detenção hidráulica, justificado pela maior velocidade no escoamento, podendo contribuir para em uma melhor transferência de massa devido a redução da camada limite das partículas catalisadoras do leite. Para a etapa aerada não foi observado este comportamento, possivelmente devido ao grau de mistura já promovido pela aeração, o incremento na velocidade com a redução da detenção hidráulica não contribuiu para a mistura do reator.

Quanto às razões de recirculação, não foi observado modificação no grau de mistura do sistema em ambas as etapas, aerada e não aerada, pressupõe-se que o aumento na velocidade do fluido promovido pelo reciclo não interferiu na mistura do reator, desta forma, não atuando em benefício da redução na camada limite e ao fomento de transferência de massa. Este comportamento pode estar atrelado também a distribuição desigual do fluido, devido ao ponto de recalque posicionado em uma das laterais do reator.

Quanto às zonas mortas, não foi encontrado correlação estatística significativa para o parâmetro em ambas as etapas, com volumes compreendidos entre  $1,42 \text{ L} \leq V_m \leq 3,24 \text{ L}$  para a etapa não aerada, perfazendo uma média de 23,17%, e  $1,63 \text{ L} \leq V_m \leq 3,28 \text{ L}$  para a etapa aerada, com média de 22,53%. Tal comportamento pode estar atrelado fatores internos da mídia, tais como a distribuição desigual do fluido e resistência difusional.

## REFERÊNCIAS

- AFANDIZADEH, S.; FOUMENY, E. A. Design of Packed Bed Reactors: Guides to Catalyst Shape, Size, and Loading Selection. **Applied Thermal Engineering**, Leeds, ed. 21, p. 669-682, 2001.
- AHN, Young-Ho. Sustainable Nitrogen Elimination Biotechnologies: A Review. **Process Biochemistry**, Gyungsan, v. 41, p. 1709-1721, 2006.
- ALBERTINI, A.V.P.; REIS, A.L.S.; TELES, F.R.R.; SOUZA, J.C.; ROLIM FILHO, J.L.; FREIRE, V.N.; SANTOS, R.P.; MARTINS, J.L.; CAVADA, B.S.; MARTINS, D.B.G.; MARTÍNEZ, C.R.; FILHO, J.L. The New Flow System Approach in Packed Bed Reactor Applicable for Immobilized Enzyme. **Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic**, [S.l.], v. 79, p. 1-7, 2012.
- ARAÚJO JUNIOR, M. M. de; GAUDENCIO, B. O.; AYABE, D. N.; ZAIAT, M. Evaluation of an Innovative Anaerobic Bioreactor with Fixed-structured Bed (ABFSB) for Brewery Wastewater Treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, [S.l.], v. 33, n. 4, p. 733-741, 2016.
- ARCEIVALA, Soli J; ASOLEKAR, Shyam R. **Wastewater Treatment for Pollution Control and Reuse**. 3. ed. New Delhi: Tata McGraw-Hill, 2007. 518 p.
- ASSAD, Murilo Swiech; GOMES, Jonathan Baptista. **Estudo Numérico da Conversão Biológica de Carbono e Nitrogênio em Reator de Leito Fixo**. 2022. TCC (Graduação em Engenharia Civil) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2022.
- BARANA, A. C.; LOPES, D. D.; MARTINS, T. H.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z; NERY, V. del; FORESTI, E. Nitrogen and Organic Matter Removal in an Intermittently Aerated Fixed-bed Reactor for Post-treatment of Anaerobic Effluent from a Slaughterhouse Wastewater Treatment Plant. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, [S.l.], p. 453-459, 2013.
- BARWAL, Anjali; CHAUDHARY, Rubina. To Study the Performance of Biocarriers in Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) Technology and Kinetics of Biofilm for Retrofitting the Existing Aerobic Treatment Systems: a Review. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, [S.l.], p. 285-299, 2014.
- CALIJURI, Maria do Carmo; CUNHA, Davi Gasparini Fernandes. **Engenharia Ambiental: Conceitos, Tecnologia e Gestão**. Rio de Janeiro: Elsevier, 2013. 789 p.
- CHATAQUE, Marcos Flavio dos Santos. **Análise Experimental do Desempenho de um Reator Híbrido Anaeróbio-Aeróbio na Remoção de Matéria Carbonácea e Nitrogenada**. 2020. TCC (Graduação em Engenharia Ambiental) – Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2020.
- CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Anaerobic Reactors**. London: IWA Publishing, 2007. 175 p. 4 v.



CHIU, Ying-Chih; LEE, Li-Ling; CHANG, Cheng-Nan; CHAO, Allen C. A. Control of Carbon and Ammonium Ratio for Simultaneous Nitrification and Denitrification in a Sequencing Batch Bioreactor. **International Biodeterioration; Biodegradation**, [S.l.], p. 1-7, 2007.

CLOETE, Thomas E.; MUYIMA, N.Y.O. **Microbial Community Analysis: The Key to the Design of Biological Wastewater Treatment Systems**. London: IWA Publishing, 1997.

CONESA, Juan A. **Chemical Reactor Design Mathematical Modeling and Applications**. Weinheim: Wiley-VCH, 2019. 332 p.

CRUZ, Diego Bongiorno; ARANTES, Eudes José; CARVALHO, Karina Querne de; PASSIG, Fernando Hermes; KREUTZ, Cristiane; GONÇALVES, Morgana Suszek. Avaliação do Comportamento Hidrodinâmico de Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente com Diferentes Configurações do Sistema de Distribuição do Afluente Utilizando Fluidodinâmica Computacional. **Eng. Sanit. Ambient.**, [S.l.], v. 21, n. 4, p. 721-730, 2016.

DEZOTTI, Márcia; LIPPEL, Geraldo; BASSIN, João Paulo. **Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment**. [S.l.]: Springer International Publishing, 2018. 299 p.

DHANASEKARAN, Dharumadurai; THAJUDDIN, Nooruddin. **Microbial Biofilms: Importance and Applications**. Rijeka: InTech, 2016.

DIONISI, Davide. **Biological Wastewater Treatment Processes: Mass and Heat Balances**. Boca Raton: CRC Press, 2017. 467 p.

FOGLER, H. Scott. **Elements of Chemical Reaction Engineering**. 5. ed. [S.l.]: Pearson Prentice Hall, 2016. 957 p.

FOGLER, H. Scott. **Essentials of Chemical Reaction Engineering**. 2. ed. [S.l.]: Pearson Prentice Hall, 2018. 775 p.

GIL, Antonio Carlos. **Métodos e Técnicas de Pesquisa Social**. 6. ed. São Paulo: Atlas, 2008. 200 p.

GODINHO, Jayson Pereira; ARANTES, Eudes José; CARVALHO, Karina Querne de; PASSIG, Fernando Hermes; KREUTZ, Cristiane; NAGALLI, André; SILVA, Marion Scheffer de Andrade. Comportamento Dinâmico e Hidrodinâmico de Reator Tipo UASB Submetido à Variação de Carga Hidráulica. **DAE**, [S.l.], v. 66, n. 209, p. 84-98, 2017.

GRADY JUNIOR, C. P. Leslie; DAIGGER, Glen T.; LOVE, Nancy G.; FILIPE, Carlos D. M. **Biological Wastewater Treatment**. 3. ed. Boca Raton: CRC Press, 2011. 962 p.

GRANATO, Daniel; CALADO, Verônica Maria de Araújo; JARVIS, Basil. Observations on the Use of Statistical Methods in Food Science and Technology. **Food Research International**, [S./], v. 55, p. 137-149, 2013.

GUIMARÃES, Lorena Bittencourt. **Caracterização Microbiológica do Lodo Granular na Remoção de Nutrientes e Potencial de Recuperação de Exopolímeros de Efluentes em Reatores em Bateladas Sequenciais**. 2017. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2017.

HAYES, Robert E.; MMBAGA, Joe P. **Introduction to Chemical Reactor Analysis**. 2. ed. Boca Raton: CRC Press, 2013. 528 p.

HILL JUNIOR, Charles G.; ROOT, Thatcher W. **Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design**. 2. ed. Hoboken: John Wiley; Sons, 2014. 557 p.

HORAN, Nigel; YASER, Abu Zahrim; WID, Newati. **Anaerobic Digestion Processes: applications and effluent treatment**. Singapore: Springer Nature, 2018. 182 p.

HU, Chuntian. Reactor Design and Selection for Effective Continuous Manufacturing of Pharmaceuticals. **Journal of Flow Chemistry**, [S./], n. 11, p. 243-263, 2021.

JIMENEZ, Blanca; NOYOLA, Adalberto; CAPDEVILLE, Bernard; ROUSTAN, Michel; FAUP, Gerard. Dextran Blue Colorant as a Reliable Tracer in Submerged Filters. **Water Research**, [S./], v. 22, p. 1253-1257, 1988.

JOHNSON, N. L. Systems of Frequency Curves Generated by Methods of Translation. **Biometrika**, [S./], v. 36, p. 149-176, 1949.

KHIN, Than; ANNACHHATRE, Ajit P. Novel Microbial Nitrogen Removal Processes. **Biotechnology Advances**, [S./], n. 22, p. 519-532, 2004.

KREUTZ, Cristiane; CARVALHO, Karina Q. de; PASSIG, Fernando H.; BELINI, Aldria D.; CORDOVIL, Cláudia S. de C. M. dos S.; GOMES, Simone D. Impact of the Hydraulic Loading Rate on the Hydrodynamic Characteristics of an Anaerobic Fixed Bed Reactor Treating Cattle Slaughterhouse Wastewater. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 38, n. 3, p. 403-410, 2018.

LEICK, Sheilla A.; OLIVEIRA, João G B. de; TAVARES, Karoline A.; LOPES, Deize D.; BARANA, Ana C. Effect of Aeration and Recirculation in the Removal of Nitrogen and Chemical Oxygen Demand from Sanitary Sewage in a Structured Bed Reactor. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 37, n. 6, p. 1236-1243, 2017.

LEVENSPIEL, Octave. **Chemical Reaction Engineering**. 3. ed. [S./]: John Wiley; Sons, 1999. 668 p.

LI, Shaofen. **Reaction Engineering**. 1. ed. [S./]: Butterworth-Heinemann, 2017. 663 p.

LIU, Yanchen; SHI, Hanchang; XIA, Lan; SHI, Huiming; SHEN, Tonggang; WANG, Zhiqiang; WANG, Gan; WANG, Yingzhe. Study of Operational Conditions of Simultaneous Nitrification and Denitrification in a Carrousel Oxidation Ditch for Domestic Wastewater Treatment. **Bioresource Technology**, [S.l.], v. 101, p. 901-906, 2010.

LOMAS, J. M.; URBANO, C.; CAMARERO, L. M. Influence of Recirculation Flow in a Pilot Scale Downflow Stationary Fixed Film Anaerobic Reactor Treating Piggery Slurry. **Biomass and Bioenergy**, Vitoria, n. 18, p. 421-430, 2000.

LUYBEN, William L. **Chemical Reactor Design and Control**. Hoboken: John Wiley; Sons, 2007. 419 p.

MARCHETTI, Jorge Mario. **Reaction Engineering, Catalyst Preparation, and Kinetics**. Boca Raton: CRC Press, 2021.

MENEZES, Rosana Oliveira. **A Influência da Recirculação no Processo Anammox em um Filtro Biológico Percolador Utilizando Espumas de Poliuretano como Meio Suporte**. 2019. Dissertação (Mestrado em Saneamento e Ambiente) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2019.

METCALF; EDDY; TCHOBANOGLIOUS, George; BURTON, Franklin L.; STENSEL, H. David; BURTON, Franklin. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4. ed. Boston: McGraw-Hill, 2014. 1819 p.

METCALF; EDDY; TCHOBANOGLIOUS, George; STENSEL, H. David; TSUCHIHASHI, Ryujiro; BURTON, Franklin. **Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery**. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 2014. 2018 p.

MORGAN-SAGASTUME, Juan M.; JIMÉNEZ, Blanca; NOYOLA, Adalberto. Alternative Index for Interpretation of RTD Curves. **Journal of Environmental Engineering**, [S.l.], n. 125, p. 290-294, 1999.

MOURA, Rafael B.; DAMIANOVIC, Márcia H. R. Z.; FORESTI, Eugenio. Nitrogen and Carbon Removal from Synthetic Wastewater in a Vertical Structured-bed Reactor Under Intermittent Aeration. **Journal of Environmental Management**, [S.l.], v. 98, n. 15, p. 163-167, 2012.

MOURA, Rafael B.; DAMASCENO, Leonardo H. S.; DAMIANOVIC, Márcia H. R. Z.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugenio. Hydrodynamic Characteristics of a Structured Bed Reactor Subjected to Recirculation and Intermittent Aeration (SBRRIA). **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, [S.l.], v. 35, n. 2, p. 641-648, 2018.

NARAYANAN, C. M.; NARAYAN, Vikas. Biological Wastewater Treatment and Bioreactor Design: A Review. **Sustainable Environment Research**, [S.l.], p. 29-33, 2019.

NAUMAN, E. Bruce. **Chemical Reactor Design, Optimization, and Scaleup**. 2. ed. Hoboken: John Wiley; Sons, 2008. 608 p.

- OLIVEIRA, João Guilherme Baggio de. **Reator de Leito Estruturado com Aeração Intermitente para Tratamento Combinado de Esgoto Sanitário e Pós Tratamento de Efluente de RALF**. 2016. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2016.
- OLIVEIRA, João Guilherme Baggio de. **Pós-tratamento de Efluente de UASB em Reator De Leito Empacotado com Aeração Intermitente em Escala Piloto**. 2020. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2020.
- ORTEGA, F. S.; ROCHA, K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. Aplicação de Espumas Cerâmicas Produzidas via "Gelcasting" em Biorreator para Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias. **Cerâmica**, [S.l.], v. 47, n. 304, p. 199-203, 2001.
- PAL, Parimal. **Industrial Water Treatment Process Technology**. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2017. 599 p.
- PANDEY, Ashok; CHANG, Jo-Shu; HALLENBECK, Patrick; LARROCHE, Christian. **Biohydrogen**. [S.l.]: Elsevier, 2013. 358 p.
- PEREIRA-RAMIREZ, Orlando; QUADRO, Maurizio S.; ANTUNES, Rui M.; KOETZ, Paulo R. Influência da Recirculação e da Alcalinidade no Desempenho de um Reator UASB no Tratamento de Efluente de Suinocultura. **Agrociência**, [S.l.], v. 10, n. 1, p. 103-110, 2004.
- POHORECKI, Ryzhard; BRIDGWATER, John; MOLZAHN, M.; GANI, Rafiqul; GALLEGOS, Crispulo. **Chemical Engineering and Chemical Process Technology**: Volume III. [S.l.]: EOLSS, 2010. 338 p.
- RASE, Howard F. **Fixed-Bed Reactor Design and Diagnostics**: Gas-phase Reactions. Stoneham: Butterworth-Heinemann, 1990. 364 p.
- REIS, Rafaela Agrela dos. **A Influência de Meios Suportes no Comportamento Hidrodinâmico de Reatores Combinados Anaeróbio-aeróbio**. 2015. TCC (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão, 2015.
- RIBEIRO, João Paulo Lopes. **Modelação do Comportamento Hidráulico de Leitos de Macrófitas**. 2007. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) – Instituto Superior Técnico, Lisboa, 2007.
- SANTOS, Carla Eloísa Diniz dos. **Influência da Relação Carbono / Nitrogênio e da Fonte de Carbono no Processo de Nitrificação / Desnitrificação Simultânea em Reator de Leito Estruturado**. 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2014.

SANTOS, Carla E. D.; MOURA, Rafael B.; DAMIANOVIC, Márcia H. R. Z.; FORESTI, Eugenio. Influence of COD/N Ratio and Carbon Source on Nitrogen Removal in a Structured-bed Reactor Subjected to Recirculation and Intermittent Aeration (SBRRIA). **Journal of Environmental Management**, [S.l.], v. 166, p. 519-524, 2016.

SANTOS, Marcus Vinícius Alves dos; MORAIS, Juliana Cardoso de; VERAS, Shyrlane Torres Soares; LEITE, Wanderli Rogério Moreira; GAVAZZA, Savia; FLORENCIO, Lourdinha; KATO, Mario Takayuki. Reatores Híbridos Anaeróbio e Aeróbio para Remoção de Matéria Orgânica e Nitrogênio em Esgoto Doméstico Diluído. **Eng. Sanit. Ambient.**, [S.l.], v. 26, n. 3, p. 591-600, 2021.

SCHMAL, Martin. **Cinética e Reatores: Aplicação na Engenharia Química - Teoria e Exercícios**. 2. ed. Rio de Janeiro: Synergia, 2010.

SCHOBBER, Patrick; BOER, Christa; SCHWARTE, Lothar A. Correlation Coefficients: Appropriate Use and Interpretation. **Anesthesia; Analgesia**, [S.l.], v. 30, n. 30, p. 1-6, 2018.

SINGH, Kripa Shankar; VIRARAGHAVAN, Thiruvengkatachari; BHATTACHARYYA, Debraj. Sludge Blanket Height and Flow Pattern in UASB Reactors: Temperature Effects. **Journal of Environmental Engineering**, [S.l.], v. 8, n. 132, p. 895-900, 2006.

SHEKHAWAT, Dushyant; SPIVEY, James J.; BERRY, David A. **Fuel Cells: Technologies for Fuel Processing**. Oxford: Elsevier, 2011. 555 p.

SWAINE, Donald E.; DAUGULIS, Andrew J. Review of Liquid Mixing in Packed Bed Biological Reactors. **Biotechnology Progress**, [S.l.], v. 4, n. 3, p. 134-148, 1988.

SZUKIEWICZ, M.; CHMIEL-SZUKIEWICZ, E.; KACZMARSKI, K.; SZALEK, A. Dead Zone for Hydrogenation of Propylene Reaction Carried Out on Commercial Catalyst Pellets. **Open Chemistry**, [S.l.], p. 295-301, 2019.

TELES, Jéssica Cristine. **Remoção De DQO e Nitrogênio de Efluente de Microcervejaria em Biorreator de Leito Empacotado com Aeração Intermitente**. 2021. Tese (Doutorado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2021.

TOSON, Peter; DOSHI, Pankaj; JAJCEVIC, Dalibor. Explicit Residence Time Distribution of a Generalised Cascade of Continuous Stirred Tank Reactors for a Description of Short Recirculation Time (Bypassing). **Processes**, [S.l.], v. 7, n. 615, p. 1-13, 2019.

VAZZOLER, Alex. **Cálculo de Reatores Catalíticos Gás-sólido: Cinética e Fenômenos de Transferência**. Vitória: [s.n.], 2019.

VON SPERLING, Marcos. **Basic Principles of Wastewater Treatment**. London. IWA Publishing, 2007. 195 p. 2 v.

VON SPERLING, Marcos; VERBYLA, Matthew Eric; OLIVEIRA, Silvia Maria Alves Corrêa. **Assessment of Treatment Plant Performance and Water Quality Data: a Guide for Students, Researchers and Practitioners.** London: IWA Publishing, 2020. 640 p.

WANG, Lawrence K.; PEREIRA, Norman C.; HUNG, Yung-Tse. **Biological Treatment Processes.** [S.l.]: Humana Press, 2009. 818 p. 8 v.

WOSIACK, Priscila Arcoverde; LOPES, Deize Dias; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; FORESTI, Eugenio; GRANATO, Daniel; BARANA, Ana Cláudia. Removal of COD and Nitrogen from Animal Food Plant Wastewater in an Intermittently-aerated Structured-bed Reactor. **Journal of Environmental Management**, [S.l.], p. 145-150, 2015.

YOUCAI, Zhao; RAN, Wei. **Biomethane Production from Vegetable and Water Hyacinth Waste.** [S.l.]: Elsevier, 2020. 540 p.

ZAIAT, Marcelo; RODRIGUES, José Alberto Domingues; FORESTI, Eugenio. External and Internal Mass Transfer Effects in an Anaerobic Fixed-bed Reactor for Wastewater Treatment. **Process Biochemistry**, [S.l.], n. 35, p. 943-949, 2000.

### APÊNDICE A - CURVA DE CONDUTIVIDADE

